А.И.Скобло
Ю.К.Молоканов
А.И.Владимиров
В.А.Щелкунов

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ НЕФТЕ-ГАЗО-ПЕРЕРАБОТКИ И НЕФТЕХИМИИ

3-е издание, переработанное и дополненное

Рекомендовано
Министерством образования Российской Федерации
в качестве учебника
для студентов высших учебных заведений,
обучающихся по направлению
"Оборудование и агрегаты нефтегазового производства"

Москва НЕДРА 2000

УДК 60.011.665.6/7(075.8)
ББК 33.36
С44

Книга выпущена при содействии ОАО "Газпром"

Рецензенты:
Кафедра процессов и аппаратов химической технологии Московской государственной академии тонкой химической технологии (МИТХТ) им. М.В. Ломоносова; д-р техн. наук проф. *О.С. Чехов*

Скобло А.И., Молоканов Ю.К., Владимиров А.И., Щелкунов В.А.
С44 Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии: Учебник для вузов. — 3-е изд., перераб. и доп. — М.: ООО "Недра-Бизнесцентр", 2000. — 677 с.: ил.
ISBN 5-8365-0035-5

В третьем издании (2-е изд. — 1982 г.) изложены теоретические основы типовых процессов переработки нефти, газа и другого углеводородного сырья, принципиальное устройство и методы расчета аппаратов и машин, приведены современные и перспективные конструкции аппаратов ведущих российских производителей оборудования и ряда зарубежных фирм.

Для студентов вузов, обучающихся по направлению "Оборудование и агрегаты нефтегазового производства". Книга будет полезна для широкого круга инженерно-технических работников предприятий, занимающихся разработкой и эксплуатацией оборудования нефтегазоперерабатывающей и нефтехимической промышленности.

ISBN 5-8365-0035-5

© А.И. Скобло, Ю.К. Молоканов, А.И. Владимиров, В.А. Щелкунов, 2000
© Оформление. ООО "Недра-Бизнесцентр", 2000

Посвящается 70-летию
РГУ нефти и газа им. И.М. Губкина

ПРЕДИСЛОВИЕ

Учебник «Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности» авторов А.И. Скобло, И.А. Трегубовой и Н.Н. Егорова, вышедший в 1962 году и переизданный в 1982 году А.И. Скобло, И.А. Трегубовой и Ю.К. Молокановым, стал основным учебником студентов нефтяных вузов и факультетов по курсу "Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности".

В третьем, переработанном и дополненном издании учебника в основном сохранена структура второго издания, однако отдельные разделы и главы учебника претерпели существенные изменения, ряд разделов переработан, значительно обновлен графический и иллюстрационный материал. Были исключены рисунки узлов и конструкций аппаратов, которые в настоящее время уже не выпускаются, и включены рисунки, иллюстрирующие более современные и перспективные конструкции аппаратов ведущих российских производителей оборудования и ряда зарубежных фирм. При рассмотрении абсорбции, адсорбции, разделения газовых дисперсных систем и других разделов учебника внесены изменения, связанные с подготовкой и переработкой природного и нефтяного газа.

Книга является базовым учебником для студентов старших курсов вузов и факультетов нефтегазового профиля и может быть полезной для широкого круга инженерно-технических работников предприятий, конструкторских бюро и проектных организаций, занимающихся разработкой и эксплуатацией оборудования нефтегазоперерабатывающей и нефтехимической промышленности.

Материал изложен применительно к программе курса "Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии" для студентов-механиков, обучающихся по направлению "Оборудование и агрегаты нефтегазового производства" по специальности "Оборудование нефтегазопереработки", а также для студентов технологических специальностей "Химическая технология органических веществ" и "Химическая технология топлива и углеродных материалов".

Учебник может быть полезен и для студентов других специальностей нефтяного и газового профилей, специализирующихся по переработке нефти, газа и другого углеводородного сырья и применяемом для этих целей оборудованию.

В учебнике рассмотрены основные вопросы теории и расчета типо-

вых процессов и аппаратов, являющихся составными частями сложных современных технологических установок переработки нефти, природного и попутного углеводородных газов, вторичного углеводородного сырья.

В учебнике не приведены примеры расчетов различных процессов и аппаратов, поскольку эти вопросы рассмотрены в специальных учебных пособиях.

В книге приведен список основной литературы, который позволит студентам подобрать источник для более углубленного изучения соответствующих разделов.

Все главы учебника написаны совместно проф. А.И. Скобло, проф. А.И. Владимировым и доц. В.А. Щелкуновым.

Авторы выражают признательность рецензентам — кафедре процессов и аппаратов химической технологии Московской государственной академии тонкой химической технологии (МИТХТ) им. М.В. Ломоносова (зав. кафедрой, д-р техн. наук проф. Г.А. Носов) и профессору кафедры промышленной экологии Московского государственного университета инженерной экологии (МГУИЭ) д-р техн. наук, О.С. Чехову за полезные замечания и конструктивные предложения, способствовавшие улучшению качества книги.

Авторы также будут благодарны читателям за замечания, направленные на улучшение приведенных в книге материалов.

ВВЕДЕНИЕ

ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ ПО КУРСУ "ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ"

СОДЕРЖАНИЕ КУРСА И ЕГО НАЗНАЧЕНИЕ

Развитие нефтегазоперерабатывающей и нефтехимической промышленности на современном этапе характеризуется значительным расширением ассортимента и повышением качества выпускаемой продукции, увеличением глубины переработки нефти, строительством наряду с установками большой единичной мощности модульных малотоннажных установок комплексной переработки нефти, газа и газового конденсата, позволяющих получать широкую гамму нефтепродуктов с учетом потребностей в них нефтегазодобывающих районов. Такие малогабаритные установки должны обеспечить не только первичную переработку путем физического разделения газонефтяного сырья, но и проведение вторичных процессов химической переработки с использованием высокоэффективных катализаторов.

Технологическое и аппаратурное оформление промышленных процессов крайне многообразно. Во многих производственных процессах требуется разделять исходное сырье на составляющие компоненты, производить нагрев и охлаждение продуктов, осуществлять механическое разделение различных фаз системы. При этом одинаковые по своей физической природе процессы могут применяться на различных стадиях технологического процесса, обеспечивая получение продукции требуемых качества и свойств.

В ряде случаев для проведения различных процессов могут применяться однотипные аппараты и, наоборот, для однотипных по своей природе процессов могут использоваться различные по конструкции аппараты.

В отличие от химической технологии, занимающейся изучением последовательности и методов переработки природного или искусственного сырья в соответствующие продукты, в курсе «Процессы и аппараты» изучаются общие закономерности типовых процессов и аппаратура для их реализации вне зависимости от их места в конкретной технологической цепочке.

Это дает возможность эффективно совершенствовать технологию переработки на базе выбора наиболее рациональных для данных условий процессов и аппаратуры, а также их сочетаний.

Задачей данного курса является изучение: а) теоретических основ

типовых процессов нефтегазопереработки и нефтехимии; б) принципов устройства оборудования для осуществления этих процессов; в) основных методов расчета типовых процессов и аппаратов нефтегазопереработки и нефтехимии.

Знание указанных вопросов позволяет ориентироваться в том многообразии конкретных технологических процессов и аппаратуре, которое характерно для современной нефтегазопереработки и нефтехимии, и разрабатывать пути их совершенствования.

ТЕНДЕНЦИИ РАЗВИТИЯ ПРОЦЕССОВ НЕФТЕГАЗОПЕРЕРАБОТКИ

Процессы переработки нефти и газа претерпели в своем развитии как качественные, так и количественные изменения, вытекающие из задач развития народного хозяйства нашей страны. В настоящее время в нефтегазоперерабатывающей и нефтехимической промышленности широкое применение находят совмещенные процессы, для которых характерно использование многофункциональных аппаратов с одновременным протеканием стадий реакции, тепло- и массопереноса. Особенно актуально использование многофункциональных аппаратов в малогабаритных малотоннажных установках переработки углеводородного сырья для доведения показателей качества целевых продуктов до требований стандартов.

Чтобы увеличить глубину переработки нефти, необходимо повысить долю вторичных процессов, разработать и внедрить более эффективные катализаторы и прогрессивное оборудование. Для развития микробиологической промышленности необходимо организовать крупнотоннажное производство жидких парафинов.

Предусмотрено комплексное использование попутного нефтяного и природного газов с получением из них газового конденсата, серы, гелия и других ценных продуктов. Газовый конденсат, являющийся ценным углеводородным сырьем, в зависимости от фракционного и группового состава может быть переработан по варианту с преобладающим топливным профилем или по нефтехимическому профилю с получением сырья для нефтехимического синтеза.

Россия владеет примерно 40 % от мировых запасов природного газа, бóльшая часть которых расположена в арктических и субарктических районах Сибири, поэтому преобразование газа в жидкое состояние или жидкое топливо непосредственно на месторождении позволит транспортировать его по более экономичной схеме.

Современное нефте- и газоперерабатывающее предприятие представляет собой комплекс мощных установок первичной переработки нефти и газа, каталитического крекинга, гидроочистки, риформинга, депарафинизации масел, производства битума и др., оснащенных современным оборудованием, поставляемым заводами химического и нефтяного машиностроения.

Производительность современных установок первичной переработки нефти достигла 8÷9 млн. т/год и газа 5 млрд. $м^3$/год. Существенно возросли мощности установок, осуществляющих вторичные процессы (вторичная перегонка бензинов, каталитический крекинг, пиролиз и др.).

Значительное расширение ассортимента нефтепродуктов и дальнейшее повышение требований к их качеству в связи с интенсивным развитием техники обусловили необходимость использования широкой гаммы процессов химической технологии при переработке нефти и газа; имеются в виду такие процессы, как ректификация, абсорбция, экстракция, адсорбция, сушка, отстаивание, фильтрование, центрифугирование и др., а также различные химические и каталитические процессы: пиролиз, каталитический крекинг, риформинг, гидроочистка и др. Это позволило ориентировать нефтегазопереработку на обеспечение народного хозяйства не только топливом, маслами и другими товарными продуктами, но и дешевым сырьем для химической и нефтехимической отраслей промышленности, производящих различные синтетические продукты: пластические массы, синтетические каучуки, химические волокна, спирты, синтетические масла и др.

Осуществление столь разнообразных процессов при переработке нефти и газа потребовало применения аппаратуры, работающей в широком интервале изменения рабочих параметров. Так, например, температуры могут составлять от −60 °С (кристаллизация в производстве масел) до 800÷900 °С (пиролиз), а давления — от глубокого вакуума (переработка тяжелых нефтяных остатков) до 150 МПа (производство полиэтилена).

Это предъявляет высокие требования к расчету аппаратуры и обоснованию рабочих параметров процесса.

КЛАССИФИКАЦИЯ ОСНОВНЫХ (ТИПОВЫХ) ПРОЦЕССОВ И АППАРАТОВ ТЕХНОЛОГИИ НЕФТЕГАЗОПЕРЕРАБОТКИ

Основные или типовые процессы нефтегазопереработки рассмотрены главным образом с точки зрения их применения для разделения исходных смесей за счет обмена веществом и энергией.

В основу классификации основных процессов могут быть положены разные принципы, однако ввиду большого разнообразия этих процессов представляется наиболее целесообразным классифицировать их по способу создания движущей силы процесса.

В этой связи основные процессы химической технологии можно разделить на следующие классы.

Массообменные или диффузионные процессы связаны с переходом вещества из одной фазы в другую за счет диффузии. В процессах массообмена всегда участвуют две фазы, например, жидкая и паровая, жидкая и газообразная, две жидкие фазы, твердая и жидкая и т. д. К этому классу процессов относятся перегонка, ректификация, абсорбция, адсорбция, экстракция, сушка, кристаллизация и др.

Движущей силой массообменных процессов является разность концентраций или градиент концентраций между фактической концентрацией компонента в данной фазе и равновесной с другой фазой, а скорость процесса определяется законами массопередачи.

Гидромеханические процессы связаны с обработкой неоднородных систем — жидкостей и газов (паров), содержащих взвешенные в них твердые частицы или капли жидкости. К этим процессам относятся различные виды отстаивания (в поле силы тяжести, в центробежном поле, в

электрическом и магнитном полях), фильтрование, перемешивание, течение газа или жидкости через слой сыпучих материалов и др.

Движущей силой гидромеханических процессов является разность давлений или градиент давлений, обусловленные разностью плотностей обрабатываемых материалов или иными причинами. Скорость процесса определяется законами гидродинамики неоднородных систем.

Механические процессы связаны с обработкой твердых материалов. Сюда относятся процессы измельчения, рассева, транспортирования, дозирования, смешивания.

Движущей силой процесса является разность сил, давлений или градиент напряжения (сжатия, сдвига, растяжения). Скорость процесса определяется законами механики твердых тел.

Тепловые процессы связаны с передачей тепла от одного тела к другому. К ним относятся следующие основные процессы: нагревание, охлаждение, испарение, конденсация, плавление, затвердевание (кристаллизация).

Движущей силой тепловых процессов является разность температур или градиент температур, а скорость процесса определяется законами теплопередачи.

Химические процессы связаны с превращением обрабатываемых материалов, целью которого является получение новых соединений. К этому классу процессов относится группа термокаталитических процессов: каталитический крекинг, пиролиз, риформинг, гидроочистка и др.

Движущей силой процесса являются разности концентраций реагирующих веществ. Скорость процесса определяется законами химической кинетики.

В отличие от массообменных процессов, в которых составляющие части исходной системы, не изменяясь, переходят из одной фазы в другую, при химических процессах исходные компоненты (вещества) претерпевают коренные изменения, приводящие к появлению в системе новых веществ, свойства которых отличаются от свойств исходных веществ.

На рис. В-1 приведена схема классификации основных (типовых) процессов нефтегазопереработки и нефтехимии.

По тем же признакам можно классифицировать аппараты и машины для проведения типовых процессов. Схема такой классификации представлена на рис. В-2.

Во многих случаях в одном аппарате могут одновременно протекать несколько типовых процессов. Так, например, химический процесс сопровождается переносом массы и тепла, диффузионный процесс ректификации — теплообменом и т. п. Такое совместное протекание нескольких типовых процессов осложняет их изучение и разработку всесторонне обоснованной научной классификации. Поэтому в основу приведенной выше классификации аппаратов и машин положен основной процесс, определяющий назначение аппарата (машины).

По способу осуществления различных процессов во времени их подразделяют на *периодические* и *непрерывные*.

Периодические процессы характеризуются единством места проведения различных стадий процесса и в связи с этим неустановившимся состоянием во времени. Работа периодически действующих аппаратов проводится по определенным циклам, в течение которых осуществляются все стадии процесса. По окончании цикла аппарат разгружается; после его загруз-

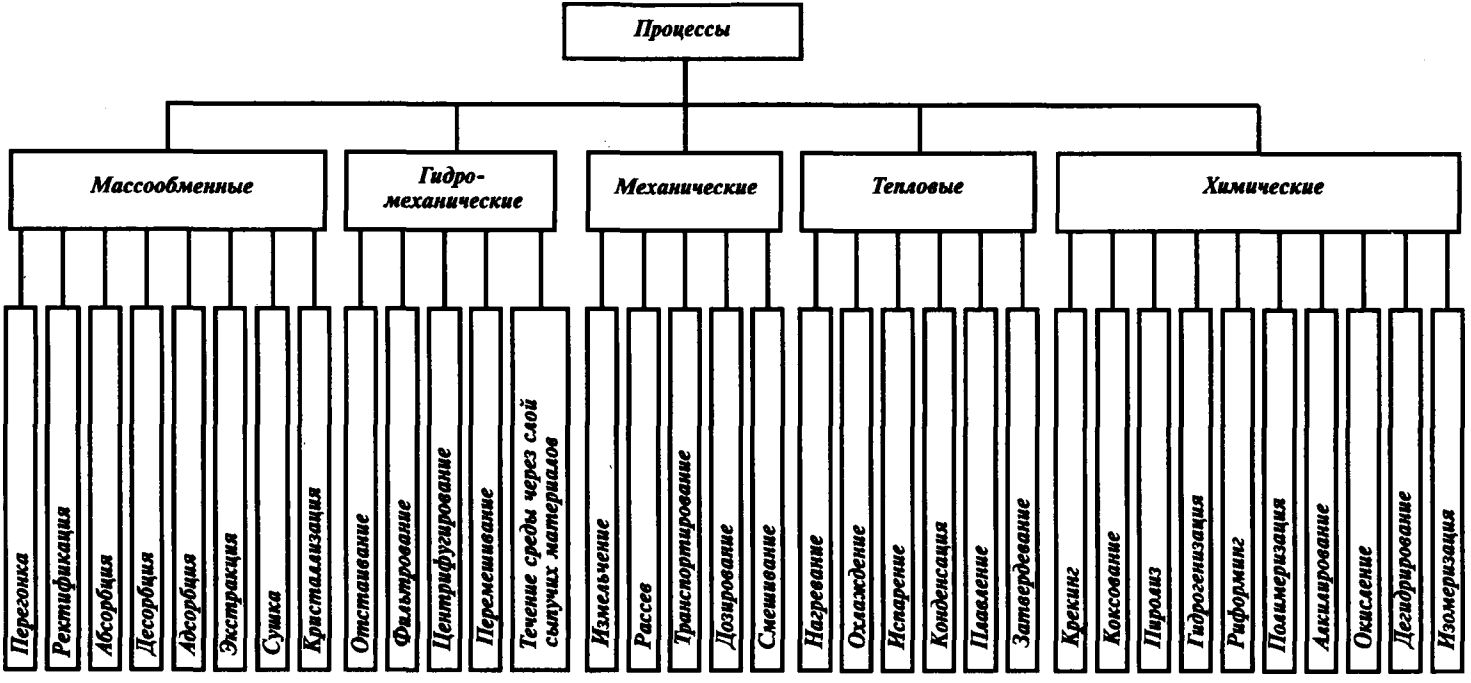


Рис. В-1. Схема классификации основных (типовых) процессов нефтегазопереработки и нефтехимии

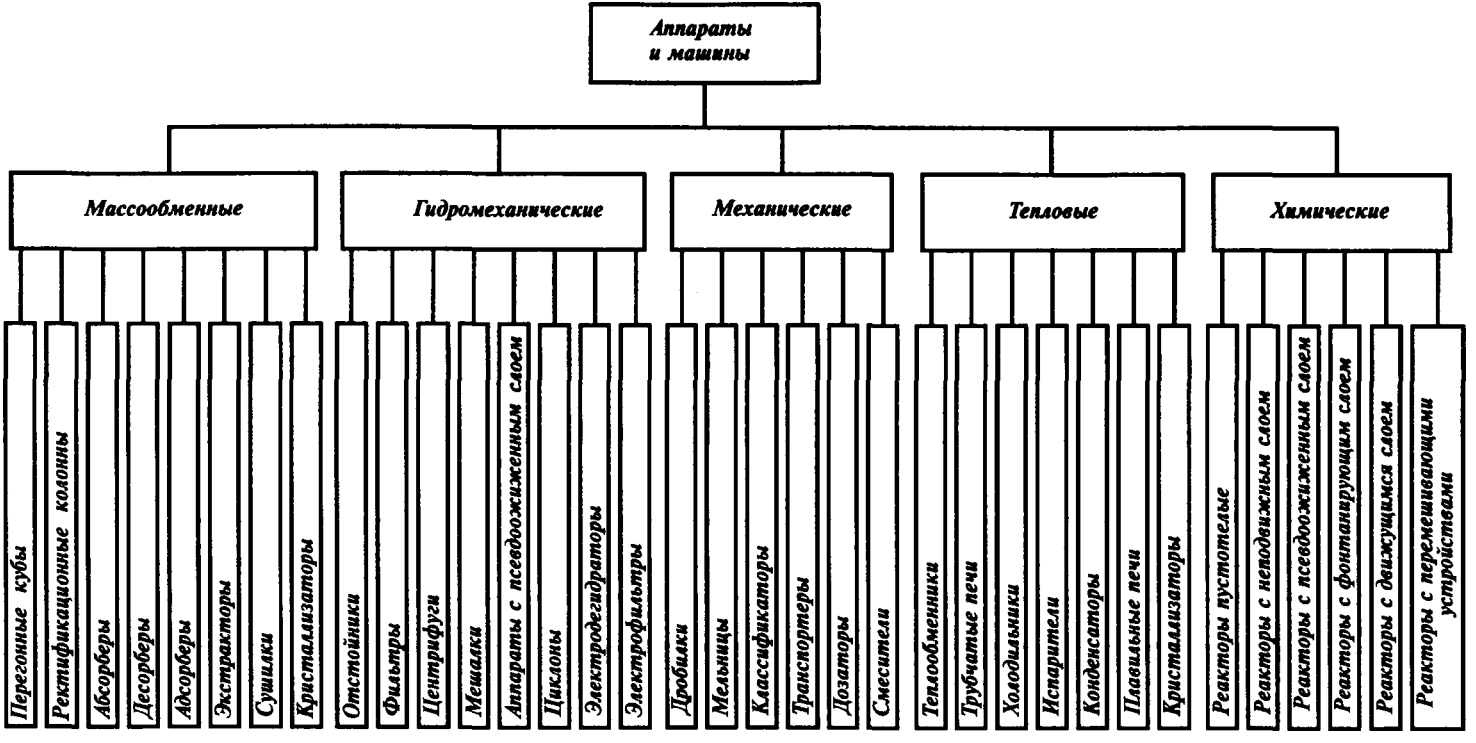


Рис. В-2. Схема классификации аппаратов и машин для проведения типовых процессов нефтегазопереработки и нефтехимии

ки новой порцией материалов весь производственный цикл повторяется. Нестационарность периодических процессов затрудняет их автоматизацию, усложняет эксплуатацию аппаратуры, усложняет конструкцию аппаратов и создание крупнотоннажных производств. Однако в целом ряде малотоннажных производств и опытных установок периодические процессы имеют широкое распространение.

Непрерывные процессы характеризуются единством времени проведения всех стадий процесса, каждая из которых осуществляется в специальном аппарате, благодаря чему непрерывные процессы характеризуются установившимся во времени режимом. При этом обеспечивается непрерывный подвод исходных материалов и вывод получаемых в результате процесса продуктов. Установившееся состояние понимается как среднестатистическое, так как неизбежны случайные колебания параметров процесса во времени.

Благодаря стационарности непрерывных процессов облегчается их автоматизация, упрощается конструкция аппаратов и их обслуживание, однако для одновременного проведения всех стадий процесса необходимо большое число аппаратов.

Современные крупнотоннажные производства нефтегазопереработки развиваются на основе непрерывных процессов.

НАЗНАЧЕНИЕ РАСЧЕТА ПРОЦЕССОВ И АППАРАТОВ И ЕГО СОДЕРЖАНИЕ

Расчет аппарата выполняется с целью обоснования его размеров, выбора оптимального режима работы, определения расходов (топливо, водяной пар, вода, электроэнергия, реагенты, катализаторы и пр.), выбора конструкции аппарата в целом и его отдельных узлов, а также их материального оформления.

Основными являются следующие три типа расчетов, выполняемых для процессов и аппаратов: технологический, гидравлический и механический.

Технологический расчет. При его проведении обосновываются рабочие параметры процесса (давление, температура и т.п.), определяются материальные и энергетические потоки и уточняются расходные нормы.

Гидравлический расчет. При его проведении определяются размеры рабочих сечений аппарата и перепады давления, обеспечивающие работу при полученных в технологическом расчете материальных и энергетических потоках рабочих сред.

Механический расчет. При его проведении обосновываются выбор материалов, конструкции элементов аппарата, толщины стенок и т.п., обеспечивающие безопасную, надежную и длительную эксплуатацию аппарата.

Необходимо отметить, что расчет процесса и аппарата, как правило, характеризуется различными вариантами рабочих параметров, потоков, конструктивного оформления и т.д. Это требует выполнения большого объема вычислительной работы, наиболее просто и быстро реализуемой с применением персональных ЭВМ. В результате сопоставления нескольких

вариантов может быть выбран оптимальный, в котором используется какой-либо критерий (минимальные удельные капитальные вложения, минимальные энергетические затраты, максимальный выход товарной продукции, минимальная удельная металлоемкость и т.п.). Выбор критерия оптимальности диктуется спецификой процесса, стоимостью его отдельных составляющих, наличием нужных материалов, хладагентов, теплоносителей и т.п.

Расчет процессов и аппаратов является одним из основных факторов, обеспечивающих выбор экономически целесообразных и технически оправданных условий работы оборудования.

При использовании стандартизованной аппаратуры проводится проверочный расчет, задачей которого является обоснование производительности аппарата и режима его работы на основе имеющихся размеров, а также выявление возможности использования данного стандартного аппарата при заданных рабочих условиях.

Приняты три стадии проектирования:
проектное задание;
технический проект;
рабочие чертежи.

В проектном задании решаются основные принципиальные вопросы, определяются выбор технологической схемы процесса, набор основного оборудования. Расчеты выполняются по укрупненным показателям, позволяющим выбрать тип оборудования, его габариты, массу, энергетические и материальные затраты. Более подробные расчеты на этой стадии проектирования выполняются для оборудования нового типа.

В техническом проекте расчеты выполняются достаточно подробно, так чтобы на их основе можно было выполнить рабочие чертежи.

В рабочих чертежах разрабатывают подробную техническую документацию (чертежи, расчеты, макеты и т.п.), которая дает возможность изготовить необходимую технологическую оснастку, детали, узлы и аппарат в целом; эта документация позволяет осуществить конкретное материальное исполнение инженерных решений. При этом возможны коррективы технической документации, ранее принятой в техническом проекте.

Для расчета аппаратов необходимо задать производительность по сырью, полуфабрикатам или целевым продуктам, возможную продолжительность работы для аппарата непрерывного действия, продолжительность цикла работы и отдельных стадий для аппаратов периодического действия, выходы и качество получаемых продуктов или показатели, позволяющие определить их расчетом. В отдельных случаях задают рабочие параметры процесса (температуру, давление, время контакта и т.п.), проверяя их приемлемость при последующих расчетах.

В задании должны быть указаны как нормальные условия работы аппарата, так и возможные отклонения от них (максимальные и минимальные), особые условия и требования к ведению процесса, сведения о коррозионных и токсических свойствах перерабатываемых продуктов. При расчетах стандартизованных аппаратов обычно используют типовые методики.

На современном этапе развития техники и технологии проектирование машин и аппаратов нефтегазопереработки без применения САПР воспринимается как архаизм. Чертежи перспективной и конкурентноспособной продукции, выполненные вручную на кульмане, могут произвести от-

рицательное впечатление, перечеркнув надежды на сотрудничество и выгодные контракты.

В настоящее время применяются следующие системы САПР:

CAD – Computor aided design – инженерное программное обеспечение для проектирования и конструирования;

CAM – Computor aided manufacturing – общее название инженерного программного обеспечения для подготовки производства;

CAE – Computor aided engineering – программное обеспечение для проведения расчетов (прочность, динамика, акустика и др.).

К современным CAD системам можно отнести AutoCAD – электронный кульман, SolidWorks, а также российскую систему T-FLEX CAD, разработанную в "Станкине" совместно с АО "Топ Системы".

Одной из наиболее распространенной в мире и в России среди CAD/CAM систем является Pro/ENGINEER американской фирмы Parametrie Texnology Corporation, охватывающая весь цикл конструирование – производство в машиностроении. К этой же группе относится также российская система "КОМПАС", разработанная в АО "Аскон".

ОБЩИЕ ПОЛОЖЕНИЯ О СОСТАВЛЕНИИ МАТЕРИАЛЬНЫХ И ЭНЕРГЕТИЧЕСКИХ БАЛАНСОВ

Проведение любого процесса в химической технологии связано с использованием различных материалов и видов энергии, передаваемых главным образом в форме теплоты. Материальные балансы основаны на законе сохранения массы, а энергетические (тепловые) – на законе сохранения энергии.

И материальный, и энергетический балансы должны составляться как для процесса в целом, так и для отдельных его стадий.

Цель составления балансовых соотношений состоит в выявлении всех участвующих в процессе потоков вещества и энергии с учетом потерь и распределении их в соответствии с закономерностями процесса и типом применяемого аппарата (машины).

Принцип составления материальных (или энергетических) балансов заключается в том, что вводимые в систему потоки вещества (или энергии), составляющие приходные статьи баланса, должны равняться потокам вещества (или энергии), выводимым из системы, которые составляют расходные статьи баланса. В общем случае в расходные статьи баланса должны быть включены также потери вещества (или энергии).

Для неустановившегося процесса баланс составляется по принципу: разность между приходными и расходными статьями баланса равна изменению массы вещества (или количества энергии) в системе за данный отрезок времени. В частном случае отсутствия такого изменения получают материальный баланс установившегося процесса.

Материальный и энергетический (или тепловой) балансы могут быть составлены в виде уравнений, таблиц или схем с указанием соответствующих потоков вещества и энергии.

В табл. В-1 приведена одна из форм балансовых соотношений, а на рис. В-3 – схема потоков, используемых при составлении балансов.

В согласии с изложенными принципами можно записать следующие балансовые уравнения.

Для установившегося процесса:

материальный баланс

Таблица В-1

Статьи материального и теплового балансов процесса (потоки см. рис. В-3)

Поток и его условное обозначение	Плотность, кг/м^3	Температура, °С	Энтальпия, кДж/кг	Поток массы, кг/с	Поток тепла, Вт
Приход					
Нефть (н)	$\rho'_н$	$t'_н$	$h'_н$	$G'_н$	$Q'_н$
Горячая струя (г.с)	$\rho'_{г.с}$	$t'_{г.с}$	$h'_{г.с}$	$G'_{г.с}$	$Q'_{г.с}$
Хладагент (охл)	$\rho'_{охл}$	$t'_{охл}$	$h'_{охл}$	$G'_{охл}$	$Q'_{охл}$
Итого				$\sum_{i=1}^{n} G'_i$	$\sum_{i=1}^{n} Q'_i$
Расход					
Газ (г)	$\rho''_г$	$t''_г$	$h''_г$	$G''_г$	$Q''_г$
Бензин (б)	$\rho''_б$	$t''_б$	$h''_б$	$G''_б$	$Q''_б$
Нефть отбензиненная (н.о.)	$\rho''_{н.о}$	$t''_{н.о}$	$h''_{н.о}$	$G''_{н.о}$	$Q''_{н.о}$
Горячая струя (г.с.)	$\rho''_{г.с}$	$t''_{г.с}$	$h''_{г.с}$	$G''_{г.с}$	$Q''_{г.с}$
Хладагент (охл)	$\rho''_{охл}$	$t''_{охл}$	$h''_{охл}$	$G''_{охл}$	$Q''_{охл}$
Потери (пот)	$\rho''_{пот}$	$t''_{пот}$	$h''_{пот}$	$G''_{пот}$	$Q''_{пот}$
Итого				$\sum_{i=1}^{n} G''_i$	$\sum_{i=1}^{n} Q''_i$

$$\sum_{i=1}^{n} G'_i = \sum_{i=1}^{n} G''_i;$$

энергетический (тепловой) баланс

$$\sum_{i=1}^{n} Q'_i = \sum_{i=1}^{n} Q''_i;$$

для неустановившегося процесса:
материальный баланс

$$\sum_{i=1}^{n} dG'_i - \sum_{i=1}^{n} dG''_i = dG;$$

энергетический (тепловой) баланс

$$\sum_{i=1}^{n} dQ'_i - \sum_{i=1}^{n} dQ''_i = dQ.$$

Анализ отдельных статей материального и энергетического (теплового) балансов позволяет выяснить их удельную роль в общих потоках вещества и энергии и выявить взаимосвязи потоков. При анализе действующего производства материальный и тепловой балансы позволяют определить размеры потерь и их источники, а также наметить пути их уменьшения.

Рис. В-3. Схема внешних потоков для составления материального и энергетического (теплового) балансов

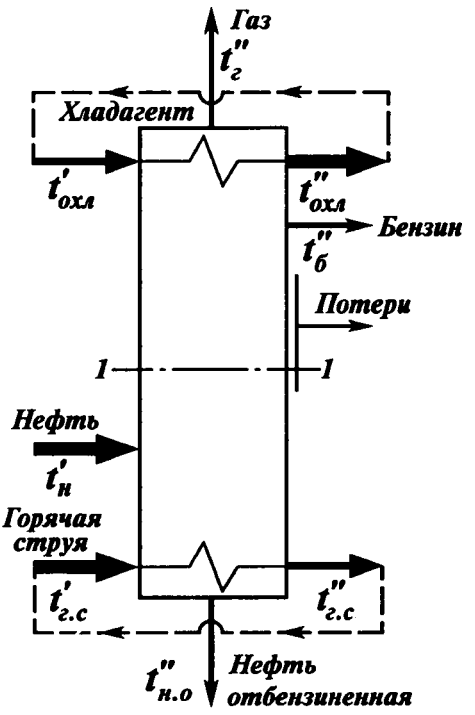
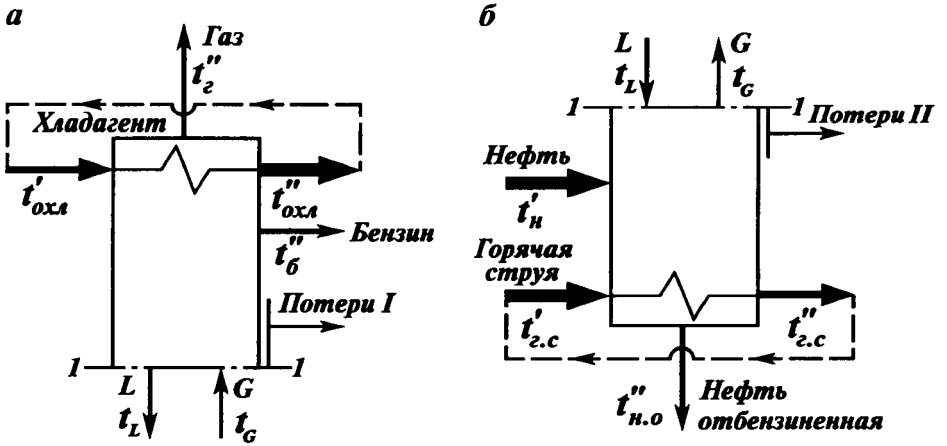


Рис. В-4. Схема для определения внутренних потоков:
а — верхняя часть аппарата (выше сечения *I—I*); *б* — нижняя часть аппарата (ниже сечения *I—I*)



При составлении энергетических (или тепловых) балансов особое внимание следует обращать на переход одного вида энергии в другой, на изменение агрегатного состояния веществ, сопровождающегося выделением или поглощением тепла, тепловыми эффектами химических реакций и т.п.

Материальный баланс может быть составлен как по потокам массы в целом, так и по отдельным веществам (компонентам) или видам атомов, например по углероду, водороду, сере и т.д.

Материальные и энергетические балансы, составленные для аппарата (процесса) в целом, позволяют рассчитать внешние потоки вещества и энергии, т.е. потоки, входящие в данную систему и покидающие ее.

Для расчета размеров аппарата (площади поперечного сечения, высоты, размеров внутренних устройств и т.п.) недостаточно знать только внешние потоки вещества и энергии, необходимо определить материальные и тепловые потоки в соответствующих сечениях внутри аппарата. По своей величине внутренние потоки могут значительно превосходить внешние, а кроме того, они могут претерпевать изменения по высоте аппарата (в различных его сечениях) вследствие изменения давлений, температур и теплофизических свойств веществ.

Схема, поясняющая определение внутренних потоков L и G в произвольном сечении аппарата, приведена на рис. В-4. Для определения указанных потоков мысленно разрезают аппарат в интересующем нас сечении *1—1* (см. рис. В-3) и отбрасывают одну из частей (см. рис. В-4, *а*, *б*). Действие отброшенной части на оставшуюся заменяют внутренними потоками. Затем для любого из двух вариантов, представленных на рис. В-4, записывают уравнения материального и энергетического балансов. Так, например, для части аппарата, находящейся выше сечения *1—1*, материальный и тепловой балансы будут выглядеть следующим образом:

материальный баланс

$$\sum_{i=1}^{n} G_i' + G = \sum_{i=1}^{n} dG_i'' + L; \qquad \text{(В.1)}$$

тепловой баланс

$$\sum_{i=1}^{n} Q_i' + GH_G = \sum_{i=1}^{n} dG_i'' + Lh_L. \qquad \text{(В.2)}$$

При известных энтальпиях внутренних потоков H_G и h_L из уравнений (В.1) и (В.2) можно определить внутренние потоки L и G.

Выполнив аналогичные расчеты для нескольких сечений аппарата, получим величины потоков в рабочей зоне аппарата, определяющие размеры его соответствующих сечений.

Необходимо подчеркнуть, что изменение величин внутренних потоков в разных сечениях аппарата можно выявить лишь при одновременном анализе уравнений материальных и тепловых балансов.

РОЛЬ ТЕОРИЙ ПОДОБИЯ И МОДЕЛИРОВАНИЯ В СОВРЕМЕННЫХ УСЛОВИЯХ

При разработке промышленных аппаратов для проведения соответствующего процесса необходимо располагать основными закономерностями, определяющими размеры аппарата и его производительность при заданных требованиях к качеству получаемых продуктов.

Основой получения этих закономерностей является эксперимент, базирующийся на глубоком знании существенных сторон процесса. Оно позволяет осуществлять моделирование процессов и аппаратов при проведении экспериментов на установках сравнительно небольшого масштаба. Полученные данные, представленные в виде уравнений, графиков или таблиц, используют для расчетов промышленных аппаратов.

Современная теория моделирования может быть представлена в виде следующих трех разновидностей:

физическое моделирование;

гидравлическое моделирование;

математическое моделирование.

Физическое моделирование заключается в исследовании основных закономерностей процесса на реальных рабочих системах и при рабочих параметрах, которые предполагается осуществить в промышленных условиях. Установка, на которой выполняют физическое моделирование, отличается от промышленной установки своими размерами и величинами потоков. Конструкции аппаратов также могут быть не похожими на промышленные. На модельной установке варьируют основные рабочие параметры процесса (температуры, давления, концентрации, скорости потоков и т.д.), чтобы выяснить связи между ними.

Гидравлическое моделирование осуществляется на специальных стендах, включающих фрагменты основных рабочих элементов аппарата в натуральную величину. В качестве рабочих сред используют модельные системы: воду, воздух, песок и т. п.

При гидравлическом моделировании выявляют закономерности, определяющие гидравлическое сопротивление и производительность аппарата для различных типов контактных устройств.

По данным физического и гидравлического моделирования можно выбрать оптимальные условия процесса и размеры аппарата.

Математическое моделирование развилось в последние годы в связи с широким использованием персональных ЭВМ. Этот вид моделирования является ценным дополнением физического и гидравлического моделирования.

Под математическим моделированием понимается разработка и анализ систем уравнений процесса при соответствующих начальных и граничных условиях с целью выявления оптимальных условий проведения процесса или работы аппарата. Использование этого метода предполагает достаточно глубокое знание основных закономерностей процесса (работы аппарата).

Математическое моделирование распадается на следующие основные этапы:

а) составление систем уравнений, начальных и граничных условий;

б) анализ систем уравнений с применением ЭВМ (деформация модели);

в) корректировка параметров уравнений модели на основе данных физического и гидравлического моделирования;

г) проверка соответствия модели реальному объекту (проверка адекватности модели объекту) и внесение в случае необходимости корректив в модель.

Этап (б), связанный с деформацией модели, позволяет выявить, как те или иные переменные влияют на конечные показатели процесса (выход продуктов, степень конверсии сырья, чистоту продуктов и т.д.), и отобрать наиболее важные из них. Этот этап в какой-то мере дополняет физический эксперимент, но ни в коей мере не заменяет его.

После этапа деформации модели проведение физического и гидравлического моделирования — этап (в) — может быть выполнено более целенаправленно и при меньшем объеме экспериментов.

Поскольку математическое моделирование основывается на данных экспериментов, возникают этапы (в, г), требующие уточнения параметров уравнений модели, которые будут использованы при расчетах промышленных объектов. На этих этапах математического моделирования широко привлекаются данные, полученные на аналогичных укрупненных или промышленных установках.

Обработку экспериментальных данных с целью получения расчетных зависимостей выполняют с привлечением безразмерных критериев подобия, позволяющих применять уравнения для целого класса подобных процессов (аппаратов). Если уравнения модели достаточно хорошо разработаны и их форма удобна для расчетной инженерной практики, то параметры соответствующих уравнений определяют на основе экспериментальных данных.

В настоящее время пользователям персональных ЭВМ предлагаются различные программы для математического моделирования процессов и аппаратов нефтегазопереработки и нефтехимии. Большая часть предлагаемых программ включает как минимум три составляющих: "библиотеку" баз данных по свойствам индивидуальных компонентов, составленную Институтом по расчетам физических свойств (Design Institute for Physical Property Research) и (или) Американским институтом инженеров химиков (American Institute of Chemical Engineers) и др.; средства для обработки информации с применением одного или нескольких методов расчета; алгоритмы для синтеза данных по физическим свойствам, например с помощью метода регрессии.

Американская компания Simulation Sciennces Inc. (Бри, шт. Калифорния) разработала несколько программ для инженерных расчетов в нефтеперерабатывающей, химической и газовой промышленности, среди которых можно выделить PRO/II для моделирования и оптимизации технологических процессов, HEXTRAN для моделирования систем теплообмена, INPLANT для расчета заводских трубопроводов, PROTISS для динамического моделирования и др. Программы компании Simulation Sciennces Inc дополнены графическим интерфейсом PROvision на базе Microsoft Windows, облегчающем ввод и анализ данных по моделированию.

Интегрированный пакет программ под названием Hysys для статического и динамического моделирования разработала канадская фирма Hyprotech Ltd. (Калгари, пров. Альберта). Вся система Hysys для повышения ее приспособляемости и универсальности была переписана на языке C^{++}.

Можно отметить также пакет программ ChemCad III американской компании Chemstations Inc. (Хьюстон) и моделирующую погрaмму Prosim компании Bryan Research & Engineering (Брайен, шт. Техас), разработанную в основном для нефтегазовой промышленности. Программа Prosim позволяет решать задачи, связанные с разделением сырой нефти и переработкой природного и нефтяного газа, например обезвоживания гликолями, выделения и фракционного разделения жидких нефтяных газов. Её аналог Tsweet предназначен специально для процессов очистки газов аминами.

ЧАСТЬ ПЕРВАЯ МАССООБМЕННЫЕ (ДИФФУЗИОННЫЕ) ПРОЦЕССЫ

ГЛАВА I ОСНОВНЫЕ ПОНЯТИЯ И ЗАКОНЫ МАССООБМЕНА

РОЛЬ МАССООБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ В НЕФТЕГАЗОПЕРЕРАБОТКЕ И НЕФТЕХИМИИ

Массообменные или диффузионные процессы играют важную роль при переработке нефти, различных углеводородных и других смесей. Путем *ректификации* из нефти получают различные продукты: бензин, керосин, дизельное топливо, мазут, масляные фракции, узкие (по температурам кипения) бензиновые фракции. При ректификации сжиженных газов выделяют этилен, этан, пропан, бутан и другие компоненты. Путем *перегонки* в вакууме получают специальные масла.

Абсорбцию жидкими поглотителями и *адсорбцию* твердыми веществами используют для извлечения из природных и попутных газов, а также из газов нефтеперерабатывающих заводов пропан-пропиленовой, бутан-бутиленовой, бензиновой фракций, которые служат сырьем для нефтехимической промышленности.

Для извлечения ароматических углеводородов из бензиновых фракций при производстве масел и очистке нефтепродуктов применяется процесс *экстракции*.

Процесс *сушки* нашел применение в производстве катализаторов и адсорбентов.

Кристаллизация используется при депарафинизации масел, производстве серы, парафинов и церезинов, разделении ксилолов.

Даже такой неполный перечень использования массообменных процессов в нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности свидетельствует об их широком распространении и важности решаемых с помощью этих процессов технологических задач.

ОБЩИЕ ПРИЗНАКИ МАССООБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ

Все массообменные процессы обладают рядом общих признаков.

1. Они применяются для разделения смесей.

2. В любом процессе участвуют по крайней мере две фазы: жидкая и паровая (перегонка, ректификация), жидкая и газовая (абсорбция), твердая и парогазовая (адсорбция), твердая и жидкая (адсорбция, экстракция), две жидких (экстракция).

3. Переход вещества из одной фазы в другую осуществляется за счет диффузии.

4. Движущей силой массообменных процессов является разность концентраций (градиент концентраций) фактической в данной фазе G и равновесной с фактической в другой фазе L. Процесс протекает в направлении той фазы, в которой концентрация компонента меньше, чем это следует из условия равновесия (рис. I-1).

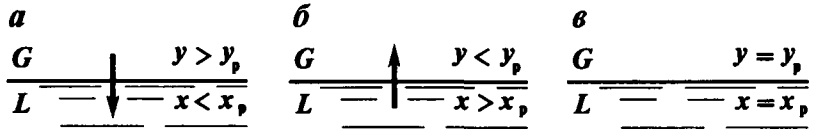


Рис. I-1. Схема переноса вещества между двумя фазами:
а — из фазы G в фазу L; *б* — из фазы L в фазу G; *в* — равновесие фаз

5. Перенос вещества из одной фазы в другую происходит через границу раздела фаз.

6. Диффузионные процессы обратимы, т. е. направление процесса определяется законами фазового равновесия, фактическими концентрациями компонентов в обеих фазах и внешними условиями (температура, давление). Так, например, при повышении температуры и понижении давления поглощение газа жидкостью (абсорбция) может перейти в обратный процесс — в удаление газа из жидкости (десорбция).

7. Переход вещества из одной фазы в другую заканчивается при достижении динамического равновесия. При этом обмен молекулами через границу раздела фаз не прекращается, однако концентрации компонентов в обеих фазах остаются неизмененными и равными равновесным.

СПОСОБЫ ВЫРАЖЕНИЯ СОСТАВА ФАЗ

При изучении массообменных процессов приходится иметь дело не с отдельными компонентами, а с их смесями в различных фазах. Для характеристики состава такой смеси пользуются относительными содержаниями (концентрациями) тех или иных компонентов. Наиболее часто используют массовые, мольные и объемные концентрации, которые связаны между собой.

Поскольку в процессах массообмена участвуют по крайней мере две фазы, то относительное содержание компонента с номером i в одной фазе

(например, в жидкой) обозначим через x_i, в другой фазе (например, в паровой) — через y_i.

Если масса всей фазы равна g, а масса содержащихся в ней отдельных компонентов g_i ($i = 1, 2, ..., n$; где n — число компонентов в смеси), то массовые доли компонентов (массовые концентрации) определяются следующим образом:

$$x_i = \frac{g_i}{g} = \frac{g_i}{\sum_{i=1}^{n} g_i}. \qquad \text{(I.1)}$$

Очевидно, что $x_i \leq 1$ и

$$\sum_{i=1}^{n} x_i = \sum_{i=1}^{n} \frac{g_i}{g} = 1.$$

Аналогично для второй фазы можно записать

$$y_i = \frac{G_i}{G} = \frac{G_i}{\sum_{i=1}^{n} G_i}.$$

Мольные доли компонентов смеси x'_i определяются как отношение числа молей данного компонента N_i к общему числу молей смеси $N = \sum_{i=1}^{n} N_i$, т.е.

$$x'_i = \frac{N_i}{N} = \frac{N_i}{\sum_{i=1}^{n} N_i}.$$

Соответственно $x'_i \leq 1$ и

$$\sum_{i=1}^{n} x'_i = \sum_{i=1}^{n} \frac{N_i}{N} = 1.$$

Аналогичные выражения можно записать и для компонентов y'_i второй фазы.

Массовые и мольные концентрации не зависят от температуры и давления, что выгодно отличает их от объемных концентраций.

Объемная доля υ_i представляет собой отношение объема данного компонента V_i при заданном давлении к общему объему системы $V = \sum_{i=1}^{n} V_i$, т.е.

$$\upsilon_i = \frac{V_i}{V} = \frac{V_i}{\sum_{i=1}^{n} V_i}.$$

Если выполняется правило аддитивности объемов при смешении, т.е. если при смешении объемы отдельных компонентов не изменяются, то

$$\sum_{i=1}^{n} V_i = V,$$

и в этом случае сумма объемных долей также равна единице

$$\sum_{i=1}^{n} \upsilon_i = \sum_{i=1}^{n} \frac{V_i}{V} = 1. \qquad \text{(I.2)}$$

Для взаимного пересчета массовых и мольных долей используют соотношение между числом молей N_i, массой g_i и мольной массой M_i произвольного i-го компонента

$$N_i = \frac{g_i}{M_i}.$$

Тогда уравнение взаимосвязи для мольных и массовых долей

$$x_i' = \frac{N_i}{\sum_{i=1}^{n} N_i} = \frac{\frac{g_i}{M_i}}{\sum_{i=1}^{n} \frac{g_i}{M_i}} = \frac{\frac{g_i}{gM_i}}{\sum_{i=1}^{n} \frac{g_i}{gM_i}} = \frac{\frac{x_i}{M_i}}{\sum_{i=1}^{n} \frac{x_i}{M_i}},$$

т.е.

$$x_i' = \frac{\frac{x_i}{M_i}}{\sum_{i=1}^{n} \frac{x_i}{M_i}}.$$

Аналогично

$$x_i = \frac{g_i}{\sum_{i=1}^{n} g_i} = \frac{N_i M_i}{\sum_{i=1}^{n} N_i M_i} = \frac{\frac{N_i M_i}{N}}{\sum_{i=1}^{n} \frac{N_i M_i}{N}} = \frac{x_i' M_i}{\sum_{i=1}^{n} x_i' M_i},$$

т.е.

$$x_i = \frac{x_i' M_i}{\sum_{i=1}^{n} x_i' M_i}. \qquad \text{(I.3)}$$

Знаменатель выражения (I.3) представляет собой среднюю мольную массу смеси

$$M_{ср} = \sum_{i=1}^{n} x_i' M_i. \qquad \text{(I.4)}$$

Среднюю мольную массу $M_{ср}$ можно найти также и через массовые доли, преобразовав выражение (I.4):

$$M_{ср} = \frac{1}{\sum_{i=1}^{n} \frac{x_i}{M_i}}.$$

При пересчете объемных концентраций в массовые или мольные (например, при пересчете кривых разгонок, построенных в объемных долях) пользуются формулами пересчета. Так, если в уравнении (I.1) массу компонента g_i записать через его плотность ρ_i и объем V_i, то получим

$$x_i = \frac{g_i}{\sum_{i=1}^{n} g_i} = \frac{V_i \rho_i}{\sum_{i=1}^{n} V_i \rho_i} = \frac{V_i \rho_i}{\rho_{см} \sum_{i=1}^{n} V_i} = \frac{\upsilon_i \rho_i}{\rho_{см}},$$

т.е.

$$x_i \rho_{см} = \upsilon_i \rho_i . \qquad (I.5)$$

Из уравнений (I.3) и (I.5) получаем соотношение

$$x_i' M_i \rho_{см} = M_{ср} \rho_i \upsilon_i .$$

Среднюю плотность смеси $\rho_{см}$ можно определить через объемные или массовые концентрации компонентов. Так, сложив левые и правые части уравнения (I.5), получим

$$\rho_{см} = \sum_{i=1}^{n} \upsilon_i \rho_i .$$

С другой стороны, воспользовавшись условием (I.2), из уравнения (I.5) получим

$$\rho_{см} = \frac{1}{\sum_{i=1}^{n} \frac{x_i}{\rho_i}}.$$

На практике пользуются также объемной концентрацией c_i, представляющей собой отношение массы i-го компонента g_i к объему смеси $V = \sum_{i=1}^{n} V_i$, т.е.

$$c_i = \frac{g_i}{V} = \frac{g_i}{\sum_{i=1}^{n} V_i}. \qquad (I.6)$$

Если просуммировать объемные концентрации c_i всех компонентов, то получим массу смеси в единице ее объема, т.е. плотность смеси $\rho_{см}$:

$$\sum_{i=1}^{n} c_i = \sum_{i=1}^{n} \frac{g_i}{V} = \frac{\sum_{i=1}^{n} g_i}{V} = \frac{g}{V} = \rho_{см}.$$

Кроме того, из выражений (I.5) и (I.6) получим следующее соотношение

$$c_i = \frac{g_i}{V} = \frac{\frac{g_i}{g}}{\frac{V}{g}} = \frac{x_i}{\frac{1}{\rho_{см}}} = x_i \rho_{см} = \upsilon_i \rho_i .$$

При расчетах массообменных процессов могут применяться и другие способы выражения состава смеси. Например, содержание компонентов могут определяться относительно одного из них или содержание компонентов на единицу массы (объема) растворителя и др.

При абсорбции жирных газов, в процессах экстракции, когда происходит изменение составов и количества потоков по высоте аппарата, удобно пользоваться приведенными концентрациями X и Y, X' и Y', определяя составы контактирующих фаз по отношению к входящим потокам.

Если в процессе участвует вещество-носитель, количество которого не меняется, то состав фаз можно выразить в относительных концентрациях, т. е. в виде отношения массы или числа молей компонента (суммы компонентов) к массе или числу молей носителя. В отличие от концентраций x и y, x' и y', которые изменяются в пределах от 0 до 1, относительные концентрации могут изменяться в пределах от 0 до ∞.

ОСНОВНЫЕ ЗАКОНЫ МАССООБМЕНА

Массообмен — диффузионный процесс переноса распределенного вещества из одной фазы в другую через разделяющую их границу или внутри одной фазы в неоднородном поле концентраций. Движущей силой служат градиенты концентраций, парциальных давлений, химических потенциалов или температур (при термодиффузии).

Различают два вида массообмена: односторонний (например, при абсорбции компоненты из газовой фазы переходят в жидкую) и двухсторонний (при ректификации).

Массообмен осуществляется путем *молекулярной*, *турбулентной* или *конвективной диффузии*, из которых наиболее медленной является первая. Перенос вещества внутри неподвижной фазы осуществляется только путем молекулярной диффузии. В движущейся среде перенос вещества может происходить как молекулярной диффузией, так и конвективным переносом самой средой в направлении ее движения.

Конвективный перенос вещества под действием турбулентных пульсаций называют турбулентной диффузией.

Молекулярная диффузия обусловлена переносом молекул вещества из области с большей его концентрацией в область с меньшей концентрацией и протекает в неподвижной среде или ламинарных пограничных слоях. Перенос вещества при молекулярной диффузии определяется законом Фика, который формулируется следующим образом. Количество вещества dM, диффундирующего через слой в единицу времени, пропорционально площади слоя dF, перпендикулярной направлению диффузионного потока, и градиенту концентраций в направлении диффузии dc/dn, т.е.

$$dM = -D\left(\frac{dc}{dn}\right)dF.$$

Знак минус указывает на то, что диффузия вещества идет в направлении уменьшения концентрации.

Движущей силой процесса молекулярной диффузии является градиент концентраций dc/dn, который в общем случае изменяется в направлении переноса вещества. Средний градиент концентраций в первом приближении равен

$$\left(\frac{dc}{dn}\right)_{\text{см}} = \frac{\Delta c}{\delta},$$

где Δc — изменение концентрации компонента по толщине слоя; δ — толщина слоя.

Для заданной гидродинамической обстановки и конструкции контактного устройства, когда толщина пограничного слоя имеет вполне определенное значение, градиент концентрации можно считать пропорциональным изменению концентрации в пределах слоя.

Коэффициент пропорциональности D, характеризующий скорость диффузии, называют *коэффициентом диффузии*. Он показывает, сколько вещества проходит через единицу площади поверхности в единицу времени при градиенте концентрации, равном единице.

В СИ единица обозначения коэффициента диффузии — $м^2/с$.

Коэффициент диффузии представляет собой физическую константу и характеризует природную способность одного вещества проникать в среду другого. Коэффициент диффузии зависит от свойств диффундирующего компонента и фазы, в которой он диффундирует, а также температуры и давления. Числовые значения D определяют экспериментально, они приведены в справочной литературе.

Приближенно значения коэффициентов диффузии можно рассчитать по следующим уравнениям.

При диффузии газа A в газе B

$$D = \frac{0{,}0043 \cdot 10^{-5} T^{3/2}}{P\left(V_A^{1/3} + V_B^{1/3}\right)^2}\sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}},$$

где T — температура, К; P — давление, МПа; V_A и V_B — мольные объемы газов A и B, $см^3$/моль; M_A и M_B — мольные массы газов A и B, кг/моль.

При диффузии газа A в жидкости B при 20 °С коэффициент диффузии можно рассчитать по формуле

$$D = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{A' B' \mu^{1/2}\left(V_A^{1/3} + V_B^{1/3}\right)^2}\sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}},$$

где μ — динамическая вязкость жидкости, мПа·с; A' и B' — поправочные коэффициенты для диффундирующего вещества и растворителя, которые учитывают отклонение свойств данного вещества от свойств неассоциированных веществ.

Для температуры t коэффициент диффузии в жидкости определяется уравнением

$$D_t = D_{20}\left[1 + b(t - 20)\right],$$

в котором коэффициент b определяется по формуле

$$b=\frac{0{,}2\mu^{1/2}}{\rho^{1/3}},$$

где μ – динамическая вязкость жидкости при 20 °С, мПа·с; ρ – плотность жидкости, кг/м^3.

Приведенные уравнения позволяют проанализировать влияние внешних факторов (давления и температуры) на диффузию. В частности, повышение температуры приводит к увеличению коэффициента диффузии как газов, так и жидкостей. Увеличение давления в системе уменьшает скорость диффузии в газах, а повышение вязкости жидкости снижает скорость диффузии газа в жидкости.

Следует отметить, что численные значения коэффициентов диффузии в газах примерно на четыре порядка больше, чем коэффициенты диффузии в жидкостях.

Турбулентная диффузия. Количество вещества, переносимого в пределах фазы турбулентной диффузией, по аналогии с молекулярной диффузией определяют по уравнению

$$dM_т = \varepsilon_т\left(\frac{dc}{dn}\right)dF,$$

где $\varepsilon_т$ – коэффициент турбулентной диффузии.

Коэффициент турбулентной диффузии имеет ту же размерность, что и коэффициент молекулярной диффузии D, т.е. м^2/с, однако в отличие от D он не является физической константой и зависит от гидродинамических условий.

Конвективная диффузия. Количество вещества, переносимого в пределах фазы вследствие конвективного переноса вместе с самой средой в направлении ее движения, пропорционально скорости движения среды. Суммарный перенос вещества в результате конвективного переноса и молекулярной диффузии по аналогии с теплообменом называют *конвективным массообменом* или *конвективной диффузией*.

Распределение концентраций при переносе вещества путем молекулярной и конвективной диффузии определяется в самом общем виде дифференциальными уравнениями.

ДИФФЕРЕНЦИАЛЬНЫЕ УРАВНЕНИЯ МОЛЕКУЛЯРНОЙ И КОНВЕКТИВНОЙ ДИФФУЗИИ

Молекулярная диффузия. Выделим в среде параллелепипед с ребрами длиной dx, dy и dz и рассмотрим потоки вещества в пределах данного объема (рис. I-2). Если объемная концентрация на входе в выделенный элемент равна c, то перенос вещества будет происходить за счет наличия градиента концентраций вдоль соответствующих осей координат.

Рассмотрим, например, перенос вещества в направлении оси x.

Через левую грань параллелепипеда площадью $dydz$ в единицу времени входит масса вещества M_x, которая, согласно закону Фика, равна

$$M_x = -D\frac{\partial c}{\partial x}dydz.$$

Одновременно через правую грань уходит масса вещества M_{x+dx} которая определится следующим образом:

$$M_{x+dx} = -D\frac{\partial}{\partial x}\left(c+\frac{\partial c}{\partial x}\partial x\right)dydz.$$

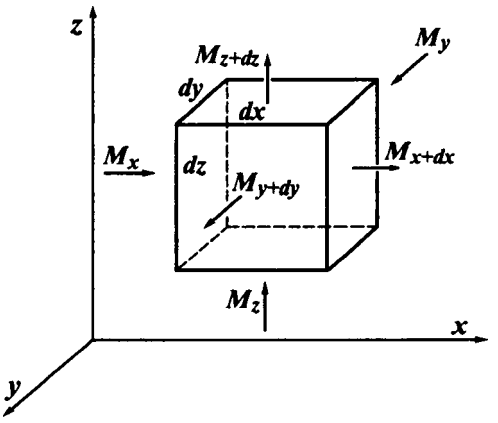


Рис. I-2. Схема к выводу дифференциального уравнения молекулярной диффузии

Разность приходной и расходной статей даст приращение вещества за счет молекулярной диффузии в направлении оси x

$$dM_x = M_x - M_{x+dx} = D\frac{\partial^2 c}{\partial x^2}dxdydz.$$

Аналогично для диффузии вещества в направлении других осей получим выражения:

в направлении оси y

$$dM_y = M_y - M_{y+dy} = D\frac{\partial^2 c}{\partial y^2}dxdydz,$$

в направлении оси z

$$dM_z = M_z - M_{z+dz} = D\frac{\partial^2 c}{\partial z^2}dxdydz.$$

Общее приращение вещества в выделенном объеме будет равно

$$dM = dM_x + dM_y + dM_z = D\left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2}\right)dxdydz. \qquad (I.7)$$

С другой стороны, это же накопление вещества в системе может быть выражено через изменение концентрации во времени

$$dM = \frac{\partial c}{\partial \tau}dxdydz. \qquad (I.8)$$

Из сопоставления уравнений (I.7) и (I.8) получим уравнение молекулярной диффузии для нестационарного процесса:

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} = D\left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2}\right). \qquad (I.9)$$

Если процесс стационарный, т. е. концентрации во времени не изменяются, то уравнение (I.9) примет вид

$$\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} = 0.$$

Конвективная диффузия. В общем случае перенос вещества осуществляется путем как молекулярной, так и конвективной диффузии при движении вещества со скоростями W_x, W_y и W_z по соответствующим осям координат (рис. I-3).

В этом случае поток вещества, например M_x через левую грань вдоль оси x, будет складываться из диффузионного M'_x и конвективного M''_x потоков

$$M_x = M'_x + M''_x.$$

Соответственно расход вещества через правую грань равен

$$M_{x+dx} = M'_{x+dx} + M''_{x+dx}.$$

Приращение массы вещества в объеме элементарного параллелепипеда в направлении оси x составит

$$dM_x = M_x - M_{x+dx} = dM'_x + dM''_x .$$

Приращение массы вещества dM'_x за счет молекулярной диффузии определяется уравнением (I.7). Для определения приращения массы вещества за счет конвективной диффузии dM''_x найдем массу вещества, проходящую в единицу времени через левую грань параллелепипеда площадью $d_y d_z$:

$$M'_x = cW_x dydz.$$

На противоположной (правой) грани параллелепипеда объемная концентрация и скорость будут отличаться от соответствующих величин на левой грани и будут равны $\left(c + \frac{\partial c}{\partial x} dx\right)$ и $\left(W_x + \frac{\partial W_x}{\partial x} dx\right)$. Тогда через правую грань параллелепипеда выйдет масса жидкости

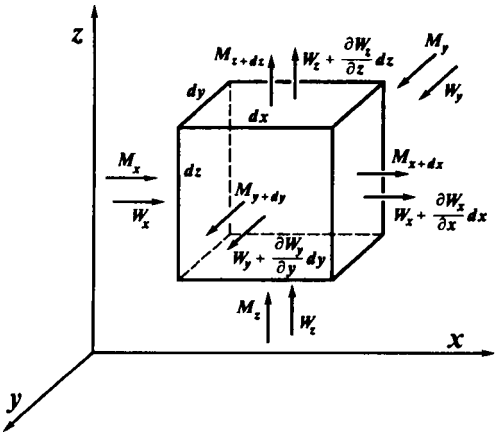


Рис. I-3. Схема к выводу дифференциального уравнения конвективной диффузии

$$M_{x+dx} = \left(c + \frac{\partial c}{\partial x}dx\right)\left(W_x + \frac{\partial W_x}{\partial x}dx\right)dydz.$$

Пренебрегая бесконечно малыми более высокого порядка, чем первый, и приняв во внимание условие неразрывности потока

$$\frac{\partial W_x}{\partial x} + \frac{\partial W_y}{\partial y} + \frac{\partial W_z}{\partial z} = 0,$$

получим

$$M_{x+dx} = M'_{x+dx} + M''_{x+dx} = -\frac{\partial c}{\partial x}W_x\,dxdydz.$$

Полное приращение вещества в выделенном объеме составит

$$dM = \left[D\left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2}\right) - \left(\frac{\partial c}{\partial x}W_x + \frac{\partial c}{\partial y}W_y + \frac{\partial c}{\partial z}W_z\right)\right]dxdydz.$$

С учетом уравнения (I.8) получим следующее уравнение молекулярной и конвективной диффузии для нестационарного процесса

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} = D\left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2}\right) - \left(\frac{\partial c}{\partial x}W_x + \frac{\partial c}{\partial y}W_y + \frac{\partial c}{\partial z}W_z\right). \qquad (I.10)$$

Приведенные выше уравнения в общем виде не интегрируются, однако они могут быть использованы для получения так называемых критериев подобия методами подобных преобразований.

При практических расчетах применяют закон конвективной диффузии в следующем виде

$$dM = \beta_\Delta \Delta_{тр} dF = \beta_\Delta\left(c - c_{тр}\right)dF, \qquad (I.11)$$

где β_Δ — коэффициент массоотдачи; $\Delta_{тр} = c - c_{тр}$ — движущая сила между ядром потока и границей раздела фаз; c и $c_{тр}$ — концентрации соответственно в ядре потока и на границе раздела фаз.

Уравнение (I.11) отражает факт переноса массы из ядра потока к границе раздела фаз ($c > c_{тр}$) или от границы в ядро потока ($c < c_{тр}$).

Коэффициент массоотдачи β_Δ представляет собой массу вещества, прошедшую через единицу поверхности в единицу времени при разности концентраций в ядре потока и на границе раздела фаз, равной единице.

Коэффициент массоотдачи характеризует скорость переноса массы в пределах одной фазы; его величина зависит от гидродинамических и физико-химических факторов, а также типа и размеров аппарата.

При переносе вещества в пределах одной фазы движущей силой является разность концентраций $c - c_{тр}$ в ядре потока и на границе раздела фаз.

Для расчета коэффициента массоотдачи β_Δ обычно используют уравнения вида

$$\mathrm{Nu}_\Delta = A\mathrm{Re}^m \mathrm{Pr}_\Delta^n, \qquad (I.12)$$

где $\mathrm{Nu}_\Delta = \frac{\beta_\Delta l}{D}$ — диффузионный критерий Нуссельта; $\mathrm{Re} = \frac{Wl}{\nu} = \frac{Wl\rho}{\mu}$ — критерий Рейнольдса; $\mathrm{Pr}_\Delta = \frac{\mu}{\rho D} = \frac{\nu}{D}$ — диффузионный критерий Прандтля; l — характерный линейный

размер, м; ρ — плотность потока, кг/м^3; ν — кинематическая вязкость потока, м^2/с; μ — динамическая вязкость потока, н·с/м^2.

Величины коэффициента A и показателей степени m и n определяют в результате обработки экспериментальных данных.

ОСНОВНОЕ УРАВНЕНИЕ МАССОПЕРЕДАЧИ

Для расчета размеров аппарата, в котором должен осуществляться данный процесс массопередачи, необходимо знать скорость этого процесса.

Скорость процесса массопередачи равна массе вещества, переданного через единицу поверхности в единицу времени, т. е. dM/dF.

С другой стороны, скорость массообменного процесса пропорциональна движущей силе процесса Δ и обратно пропорциональна сопротивлению массопереноса R.

Следовательно, можно записать, что

$$\frac{dM}{dF} = \frac{\Delta}{R} = K\Delta$$

или

$$dM = K\Delta dF. \qquad \text{(I.13)}$$

Величина K называется *коэффициентом массопередачи*, он характеризует массу вещества, переданную из фазы в фазу через единицу поверхности в единицу времени при движущей силе, равной единице.

Коэффициент массопередачи отражает уровень интенсификации процесса: чем больше величина K, тем меньших размеров требуется аппарат для передачи заданного количества вещества. Наибольшее влияние на интенсивность массопереноса оказывают гидродинамические и конструктивные факторы, определяющие интенсивность и характер взаимодействия контактирующих фаз.

Поскольку обычно движущая сила изменяется в ходе процесса массопередачи, пользуются усредненными величинами K_Δ и $\Delta_{ср}$. Тогда уравнение (I.13) в интегральной форме запишется в следующем виде

$$M = K_\Delta \Delta_{ср} F. \qquad \text{(I.14)}$$

Движущая сила Δ или $\Delta_{ср}$ может быть выражена в любых единицах концентраций, о которых речь шла выше, однако независимо от этого, $\Delta = c - c_р$, где c — рабочая (фактическая) концентрация компонента в ядре потока соответствующей фазы, $c_р$ — концентрация компонента для данной фазы, равновесная с фактической концентрацией в другой фазе.

Из сопоставления уравнений (I.11) и (I.13) видно, что коэффициенты массоотдачи β_Δ и массопередачи K_Δ имеют одинаковую размерность. В зависимости от способа выражения движущей силы процесса массообмена будут изменяться как единицы измерения β_Δ и K_Δ, так и уравнения для их расчета.

Движущая сила процесса массообмена может быть выражена разностью концентраций в той или другой фазе. Поэтому уравнение массопередачи (I.14) можно записать в виде

$$M = K_y\left(y - y_p\right)_{ср} F = K_x\left(x_p - x\right)_{ср} F.$$

Очевидно, что

$$K_y\left(y - y_p\right)_{ср} = K_x\left(x_p - x\right)_{ср}$$

или

$$K_x = \frac{\left(y - y_p\right)_{ср}}{\left(x_p - x\right)_{ср}} K_y = \frac{\Delta y_{ср}}{\Delta x_{ср}} K_y. \qquad (I.15)$$

Отношение

$$\frac{\left(y - y_p\right)_{ср}}{\left(x_p - x\right)_{ср}} = \frac{\Delta y_{ср}}{\Delta x_{ср}}$$

определяет средний тангенс угла наклона линии равновесия в рассматриваемом диапазоне изменения концентраций, т.е. коэффициенты массопередачи K_y и K_x взаимосвязаны через соответствующие движущие силы.

Когда действительная поверхность контакта фаз не определена, в качестве расчетного параметра используют условную поверхность контакта (например, площадь поперечного сечения аппарата) или рабочий объем аппарата. В этом случае получают условные величины коэффициентов массопередачи, которые, как правило, могут быть использованы при расчетах аппаратуры только определенного типа.

Если в качестве рабочей характеристики использовать рабочий объем аппарата V, то уравнение (I. 14) запишется в следующем виде:

$$M = K_\Delta \Delta_{ср} F = \left(K_\Delta f_V\right)\Delta_{ср} V = K_V \Delta_{ср} V,$$

где f_V — поверхность контакта фаз в единице рабочего объема аппарата, м^2/м^3; K_V — коэффициент массопередачи, отнесенный к единице рабочего объема аппарата.

Для тарельчатого массообменного аппарата коэффициент массопередачи может быть отнесен к контактной площади тарелки

$$M = K_\Delta \Delta_{ср} F = \left(K_\Delta f_F\right)\Delta_{ср} S N_A = K_F \Delta_{ср} S N_A,$$

где f_F — поверхность контакта фаз, приходящаяся на единицу контактной площади тарелки, м^2/м^2; K_F — коэффициент массопередачи, отнесенный к единице контактной площади тарелки; S — контактная площадь тарелки, м^2; N_A — число тарелок в колонне.

Уравнение массопередачи (I.14) и его разновидности обычно используются для нахождения поверхности контакта фаз, рабочего объема аппарата или числа тарелок в колонне при найденных по соответствующим уравнениям коэффициенте массопередачи и средней движущей силе процесса.

ОПРЕДЕЛЕНИЕ КОЭФФИЦИЕНТА МАССОПЕРЕДАЧИ ЧЕРЕЗ КОЭФФИЦИЕНТЫ МАССООТДАЧИ

Схема переноса вещества между фазами представлена на рис. I-4.

Пусть в фазе G концентрация рассматриваемого компонента больше концентрации того же компонента в фазе L, т. е. компонент переходит из фазы G в фазу L.

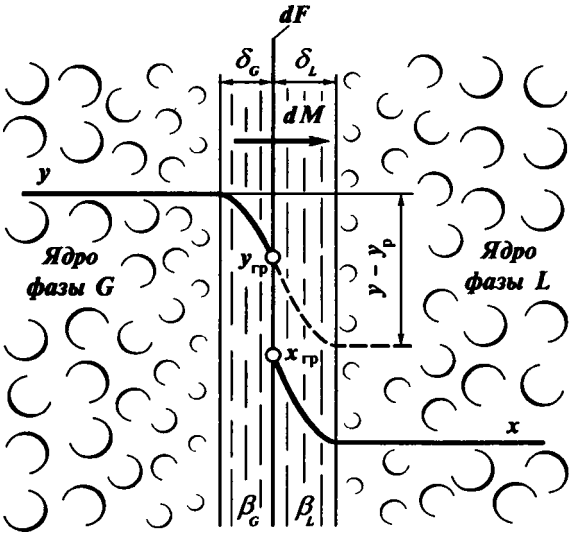


Рис. I-4. Схема к определению коэффициента массопередачи через коэффициенты массоотдачи

Перенос вещества к границе раздела фаз осуществляется как путем *молекулярной диффузии*, т. е. движения молекул вещества через слой данной фазы, так и путем *конвективной диффузии*, т.е. за счет движения частиц данной фазы.

В каждой фазе различают ядро потока, в котором перенос вещества осуществляется преимущественно за счет конвективной диффузии, и пограничные слои толщиной δ_G и δ_L, в которых массоперенос происходит в основном за счет молекулярной диффузии (роль которой возрастает при затухании вихрей по мере приближения к границе раздела фаз). Толщина пограничных слоев в первую очередь зависит от скоростей движения взаимодействующих фаз, т. е. от гидродинамического режима в каждой фазе. Поскольку в пограничном слое перенос вещества происходит медленнее, чем в ядре потока, то считают, что основное сопротивление переходу вещества из одной фазы в другую сосредоточено в пограничном слое.

В ядре потока частицы вещества перемешиваются интенсивно, что приводит к усреднению всех характеристик процесса. Поэтому принимают, что в ядре потока концентрации не меняются, а все изменение концентраций компонентов в каждой из фаз имеет место в пределах пограничного слоя.

На границе раздела фаз предполагается равновесие между фазами, определяющее граничные концентрации $y_{гр}$ со стороны фазы G и $x_{гр}$ со стороны фазы L.

Перенос массы dM вещества из фазы G к границе раздела фаз в единицу времени определяется по уравнению конвективной диффузии

$$dM = \beta_y\left(y - y_{гр}\right)dF. \qquad (I.16)$$

Соответственно то же количество вещества передается от границы раздела фаз в фазу L, т.е.

$$dM = \beta_x\left(x_{ср} - x\right)dF. \tag{I.17}$$

Кроме того, согласно основному уравнению массопередачи, можем записать, что

$$dM = K_y\left(y - y_p\right)dF. \tag{I.18}$$

Состояние равновесия, в том числе и на границе раздела фаз, описывается уравнением

$$y_p = A_p x - B_p. \tag{I.19}$$

В общем случае A_p и B_p могут быть некоторыми функциями концентраций. При $B_p = 0$ коэффициент A_p отождествляется с константой фазового равновесия.

Из уравнений (I.16) – (I.18) выразим разности концентраций через остальные переменные

$$\left.\begin{aligned} y - y_{гр} &= \frac{dM}{\beta_y dF} \\ x_{гр} - x &= \frac{dM}{\beta_x dF} \\ y - y_p &= \frac{dM}{K_y dF} \end{aligned}\right\}. \tag{I.20}$$

Приняв во внимание уравнение равновесия (I.19), второе уравнение системы (I.20) запишем в виде

$$y_{гр} - y_p = \frac{A_p dM}{\beta_x dF}. \tag{I.21}$$

Сложив левые и правые части первого уравнения системы (I.20) и уравнения (I.21), получим

$$y - y_p = \frac{dM}{dF}\left(\frac{1}{\beta_y} + \frac{A_p}{\beta_x}\right). \tag{I.22}$$

Сопоставив между собой третье уравнение системы (I.20) и уравнение (I.22), приходим к следующему соотношению

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{A_p}{\beta_x}. \tag{I.23}$$

Это уравнение и отражает закон аддитивности фазовых сопротивлений массопереносу. Общее сопротивление массопередаче равно сумме диффузионных сопротивлений со стороны контактирующих фаз.

Если основное уравнение массопередачи записать в виде

$$dM = K_x\left(x_p - x\right)dF,$$

то путем аналогичных преобразований получим выражение

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{\beta_x} + \frac{1}{A_p \beta_y}. \qquad (I.24)$$

Это вторая форма закона аддитивности фазовых сопротивлений массопереносу.

Из уравнений (I.23) и (I.24) следует, что

$$K_x = A_p K_y. \qquad (I.25)$$

В отличие от уравнения (I.15), описывающего зависимость между средними величинами коэффициентов массопередачи, уравнение (I.25) справедливо для локального участка процесса.

Уравнения (I.23) и (I.24) позволяют определить величины коэффициентов массопередачи K_y и K_x, располагая коэффициентами массоотдачи β_y и β_x. При этом коэффициенты β_y и β_x можно определять экспериментально для опытных систем, моделирующих сопротивление массопереносу преимущественно только в одной фазе.

Если равновесная зависимость криволинейна, то для нахождения коэффициентов массопередачи K_y и K_x по двум коэффициентам массоотдачи процесс массопередачи разбивают на отдельные участки, в пределах каждого из которых A_p считают величиной постоянной. В этом случае коэффициент массопередачи будет изменяться по длине аппарата (зависеть от концентраций).

Если сопротивление массопереносу сосредоточено в одной из фаз (один коэффициент массоотдачи значительно меньше другого), то величина коэффициента массопередачи процесса может быть приравнена к меньшему коэффициенту массоотдачи.

Коэффициенты массоотдачи зависят от многих факторов, определяющих скорость молекулярной и конвективной диффузии, т.е. скоростей фаз и их физико-химических свойств. Теоретически показано и экспериментально установлено, что

$$\left.\begin{aligned} \beta_y &= D_y^{(0,50-0,56)}; \\ \beta_x &= D_x^{0,50}. \end{aligned}\right\}$$

МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС МАССООБМЕННОГО ПРОЦЕССА

Взаимодействие фаз в пределах всего аппарата или его отдельных участков (контактных устройств) может осуществляться по трем основным схемам: в противотоке, прямотоке или в перекрестном токе. От схемы движения потоков зависят пределы изменения концентраций в аппарате.

Противоточный контакт фаз. Пусть через массообменный аппарат движутся потоки двух фаз (рис. I-5). Секундный расход одной фазы (например, газа или пара), движущейся снизу вверх, составляет G, а другой фазы (например, жидкости), движущейся сверху вниз, $-L$. Концентрации компонентов в контактирующих фазах обозначим соответственно через y

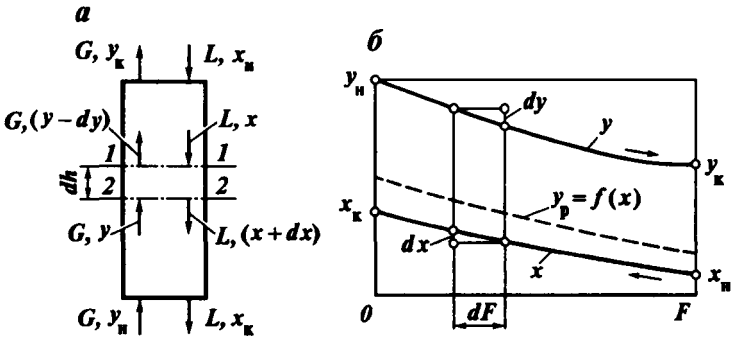


Рис. I-5. Схема к расчету потоков и концентраций в противоточном массообменном аппарате: *а* — схема потоков; *б* — изменение концентраций вдоль поверхности контакта фаз

и *x*. В результате массообмена концентрации рассматриваемого компонента изменятся в одной фазе от $y_н$ до $y_к$, а в другой — от $x_н$ до $x_к$. В первом приближении будем считать, что потоки *G* и *L* не изменяются по высоте аппарата.

Общий материальный баланс по данному компоненту для всего аппарата запишется так:

$$Gy_н + Lx_н = Gy_к + Lx_к.$$

Следовательно, количество переданной массы *M* можно выразить следующим образом

$$M = G\left(y_н - y_к\right) = L\left(x_к - x_н\right).$$

Отсюда соотношение между потоками контактирующих фаз равно

$$l = \frac{L}{G} = \frac{y_н - y_к}{x_к - x_н}. \qquad (I.26)$$

При заданных концентрациях это выражение может быть использовано для определения величины *l*, а при заданной величине *l* — для расчета одной из конечных концентраций $y_к$ или $x_к$.

Для определения составов внутренних потоков в произвольном сечении аппарата *1—1* составим уравнение материального баланса, например, для части аппарата, расположенной ниже сечения *1—1*. Отбросив бесконечно малые первого порядка, получим

$$Gy + Lx_к = Gy_н + Lx.$$

Записав это уравнение в несколько ином виде, получим так называемое уравнение рабочей линии

$$y = \frac{L}{G}x + \left(y_н - \frac{L}{G}x_к\right) = lx\left(y_н - lx_к\right). \qquad (I.27)$$

Уравнение рабочей линии дает зависимость между рабочими (неравновесными) составами фаз в произвольном сечении аппарата. Оно позволяет выявить изменение концентраций компонента по высоте аппарата.

В координатах x—y уравнение рабочей линии является уравнением прямой с тангенсом угла ее наклона к оси абсцисс равным l (рис. I-6)

$$l = \frac{L}{G} = \text{const}.$$

При $x = x_н$ и $y = y_к$ уравнение рабочей линии приводится к уравнению (I.26).

На диаграмме x—y рабочая линия в зависимости от направления переноса данного компонента из фазы G в фазу L или наоборот может располагаться как ниже, так и выше равновесной кривой. На рис. I-7 даны взаимные положения равновесной и рабочей линий, соответствующие разным случаям переноса компонента между фазами.

Значение движущей силы процесса определяется как разность концентраций Δy в отдельных участках массообменного аппарата: она равна при массопередаче из фазы G в фазу L (см. рис. I-7, *а*) $\Delta y = y - y_р$, а при массопередаче из фазы L в фазу G $\Delta y = y_р - y$ (см. рис. I-7, *б*).

Движущая сила процесса может измеряться также разностью концентраций в фазе L $\Delta x = x_р - x$ при переходе вещества из фазы G в фазу L (см. рис. I-7, *а*) и $\Delta x = x - x_р$ при массопередаче из фазы L в фазу G (см. рис. I-7, *б*).

Из графиков видно, что величины движущей силы по фазам G и L для разных сечений аппарата будут изменяться, поэтому для аппарата в целом необходимо определять среднюю движущую силу массообменного процесса $\Delta y_{ср}$ и $\Delta x_{ср}$.

В общем случае значения Δy и Δx не равны между собой и поэтому коэффициенты массопередачи K_y по фазе G и K_x по фазе L. будут иметь неодинаковые значения.

Движущая сила процесса изменяется по его ходу. Она тем меньше, чем ближе расположены друг к другу рабочая и равновесная линии. Пересечение или касание их означает, что диффузионный процесс не может идти в заданных пределах.

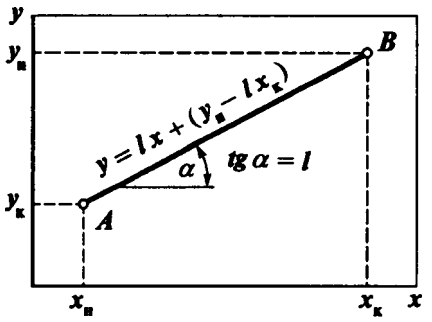


Рис. I-6. График уравнения рабочей линии для противоточного процесса

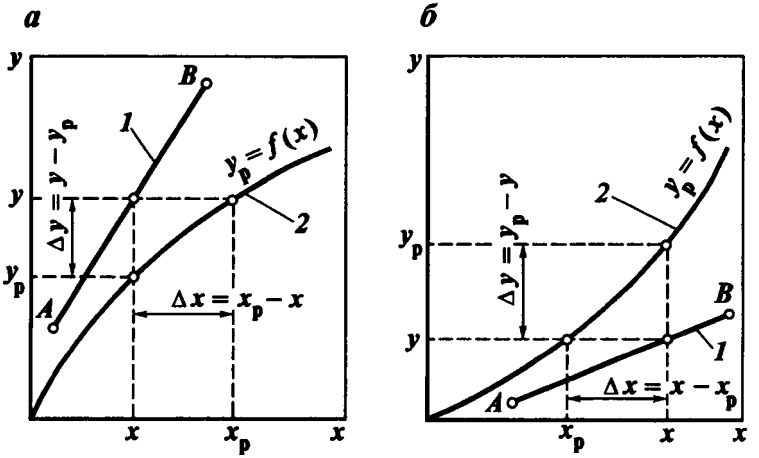


Рис. I-7. Взаимные положения рабочей (*1*) и равновесной (*2*) линий при разных направлениях переноса вещества:
а — из фазы G в фазу L; *б* — из фазы L в фазу G

Для характеристики потоков и концентраций в локальном объеме аппарата выделим в нем элементарный объем между сечениями *1–1* и *2–2* (см. рис. I-5) и составим для него материальный покомпонентный баланс

$$Gy + Lx = G(y - dy) + L(x + dx),$$

откуда

$$-Gdy + Ldx = 0. \qquad \text{(I.28)}$$

Проинтегрировав уравнение (I.28) в пределах от начальных до конечных концентраций получим для всего аппарата уравнение (I.26), а для части аппарата — уравнение рабочей линии (I.27).

Необходимо отметить, что при противотоке может быть обеспечена большая разность концентраций $y_к$ и $x_к$ в потоках, покидающих аппарат. В этом состоит одно из преимуществ противоточного контактирования фаз.

Прямоточный контакт фаз. Схема прямоточного движения фаз и график изменения концентраций вдоль поверхности контакта приведены на рис. I-8.

В случае прямотока общий материальный баланс для аппарата записывается, как и для противотока, в виде уравнения (I.26). Соответственно материальный баланс для локального объема аппарата будет представлен уравнением (I.28).

Уравнение рабочей линии может быть получено при рассмотрении материальных потоков для части аппарата ниже сечения *1–1*

$$Gy_н + Lx_н = Gy + Lx.$$

Отсюда получим уравнение рабочей линии для прямотока:

$$y = -lx + (y_н + lx_н).$$

Таким образом, при прямотоке в отличие от противотока тангенс угла наклона рабочей линии отрицателен. График рабочей линии прямоточного процесса представлен на рис. I-9.

Отличительной особенностью прямоточного процесса является также то обстоятельство, что в предельном случае выходные концентрации фаз $y_к$ и $x_к$ стремятся к равновесию. Поэтому, как правило, разность концентраций компонента в фазах на выходе из аппарата незначительна.

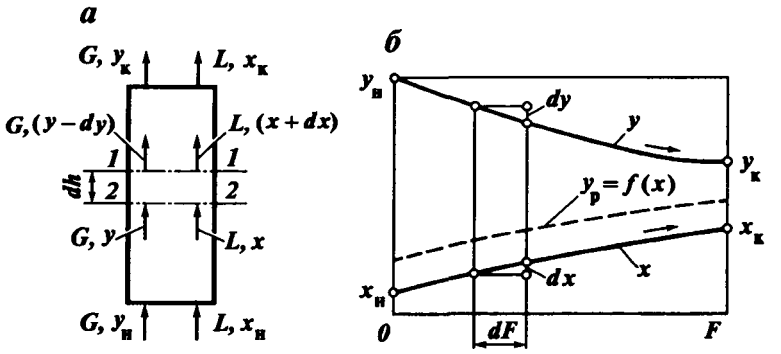


Рис. I-8. Схема к расчету потоков и концентраций в прямоточном массообменном аппарате: *а* — схема потоков; *б* — изменение концентраций вдоль поверхности контакта фаз

В этой связи прямоток обычно создают в пределах отдельного контактного устройства, тогда как в целом в аппарате реализуется противоток. Это достигается соответствующей схемой соединения потоков фаз смежных контактных устройств.

Перекрестный ток. Схема потоков и график изменения концентраций при перекрестном способе контактирования фаз приведены на рис. I-10.

Общий материальный баланс для случая перекрестного тока представляется уравнением (I.26).

Если ввести относительную координату ξ ($\xi = h / H$, $1 \geq \xi \geq 0$, где H – общая длина контактной зоны), то для произвольного сечения *1–1* можно составить следующий покомпонентный материальный баланс, подразумевая под y среднюю концентрацию на выходе из рассматриваемого участка контактной зоны:

$$Lx_н + G\xi y_н = Lx + G\xi y.$$

Отсюда получим уравнение рабочей линии для случая перекрестного тока

$$y = -\frac{l}{\xi}x + \left(y_н + \frac{l}{\xi}x_н\right). \qquad (I.29)$$

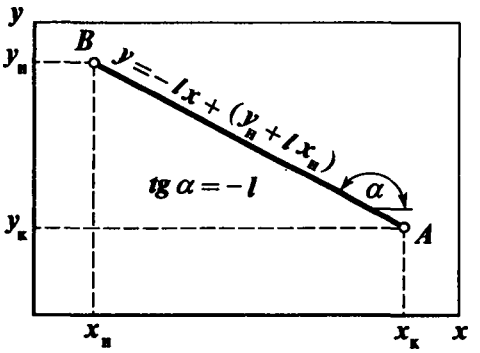
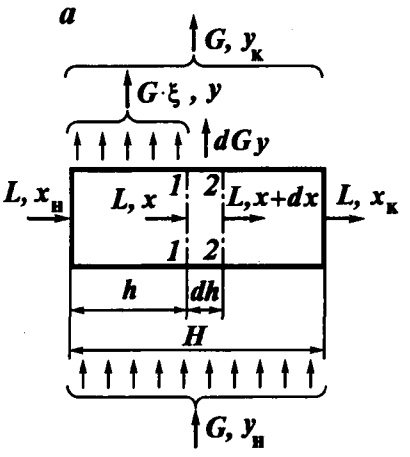


Рис. I-9. График уравнения рабочей линии для прямоточного процесса



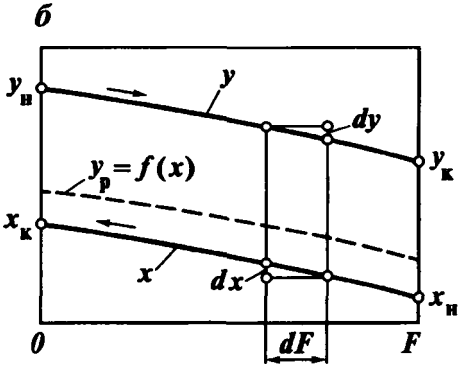


Рис. I-10. Схема к расчету потоков и концентраций в массообменном аппарате перекрестного тока:
а – схема потоков; *б* – изменение концентраций вдоль поверхности контакта фаз

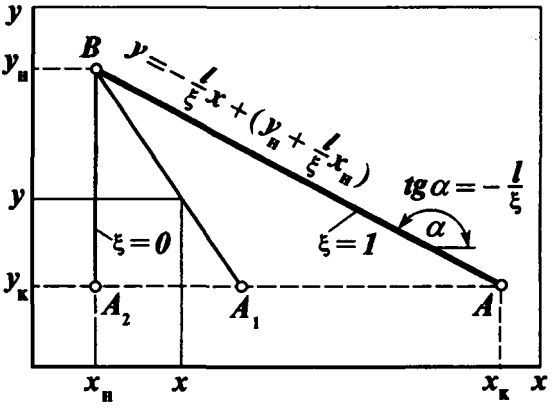


Рис. I-11. График уравнения рабочих линий для процесса с перекрестным током фаз

Как и в случае прямотока, при перекрестном токе рабочая линия имеет отрицательный тангенс угла наклона, величина которого (через координату ξ) зависит от положения рассматриваемого сечения в контактной зоне. При этом все рабочие линии, соответствующие любому значению ξ, проходят через точку $B(x_н, y_н)$. Разбив контактную зону на несколько участков, можно получить изменение концентраций вдоль контактной зоны.

На рис. I-11 дано графическое представление рабочих линий при перекрестном токе.

При $\xi = 1$ и $x = x_к$, $y = y_к$ уравнение (I.29) сводится к уравнению общего материального баланса (I.26).

Поскольку при перекрестном токе изменение концентраций в пределах контактной зоны определяется совокупностью рабочих линий, условия равновесия на выходе из аппарата уже не оказывают столь сильного влияния на величины концентраций $x_к$ и $y_к$. Поэтому при перекрестном токе в пределах контактной зоны обеспечивается большее изменение концентраций, чем при прямотоке. В этом отношении перекрестный ток занимает промежуточное положение между прямотоком и противотоком, приближаясь к противотоку. Обычно в аппарате устанавливают ряд контактных устройств, работающих по схеме перекрестного тока и соединенных последовательно по потокам фаз. При этом по аппарату в целом осуществляется противоток.

Для бесконечно малого участка аппарата между сечениями *1–1* и *2–2* (см. рис. I-10) материальный баланс будет выглядеть следующим образом:

$$Lx + dGy_н = L(x + dx) + dGy$$

или

$$(y_н - y)dG = Ldx.$$

Проинтегрировав это уравнение в пределах от $\xi = 0$ до заданного значения ξ, получим уравнение (I.29) рабочей линии, а в пределах от $\xi = 0$ до $\xi = 1$ – уравнение (I.26) общего материального баланса.

СРЕДНЯЯ ДВИЖУЩАЯ СИЛА ДИФФУЗИОННОГО ПРОЦЕССА И ЧИСЛО ЕДИНИЦ ПЕРЕНОСА

Как следует из основного уравнения массопередачи (I.14), средняя движущая сила процесса определяет количество переданной массы вещества. Поскольку рабочие и равновесные концентрации изменяются вдоль поверхности контакта фаз, необходимо рассчитывать среднюю движущую силу процесса.

Поверхность фазового контакта F определяется из уравнения (I.14) следующим образом:

$$F = \frac{M}{K_y \Delta y_{ср}} \quad \text{или} \quad F = \frac{M}{K_x \Delta x_{ср}}. \tag{I.30}$$

Для вычисления, например, $\Delta y_{ср}$ напишем дифференциальные уравнения материального баланса фазы G и массопередачи

$$dM = -Gdy$$

и

$$dM = K_y\left(y - y_р\right)dF,$$

откуда

$$dF = -\frac{G}{K_y}\frac{dy}{y - y_р}.$$

С другой стороны,

$$M = G\left(y_н - y_к\right), \tag{I.31}$$

т.е.

$$dF = -\frac{M}{K_y\left(y_н - y_к\right)}\frac{dy}{y - y_р}.$$

Интегрируя последнее выражение в пределах изменения концентраций в аппарате, получим

$$F = \frac{M}{K_y\left(y_н - y_к\right)}\int_{y_к}^{y_н}\frac{dy}{y - y_р}. \tag{I.32}$$

Сравнив это выражение с уравнением (I.30), запишем

$$\Delta y_{ср} = \frac{y_н - y_к}{\int_{y_к}^{y_н}\frac{dy}{y - y_р}}. \tag{I.33}$$

Написав дифференциальное уравнение материального баланса и уравнение массопередачи для фазы L и проинтегрировав его, получим

$$dF = \frac{M}{K_x\left(x_к - x_н\right)} \int_{x_н}^{x_к} \frac{dx}{x_р - x}.$$

Сопоставив найденное уравнение с уравнением (I.30), имеем

$$\Delta x_{ср} = \frac{x_к - x_н}{\int_{x_н}^{x_к} \frac{dx}{x_р - x}}.$$

При практическом использовании полученных равенств интегралы этих выражений могут быть найдены численным или графическим интегрированием. На рис. I-12 приведен пример графического интегрирования. Для ряда значений y находят соответствующие им величины x, $y_р$, $y - y_р$ и $1/(y - y_р)$, затем в координатах y, $1/(y - y_р)$ строят кривую. Площадь S_y между ординатами $y_к$ и $y_н$ и полученной кривой в соответствующем масштабе и определяет искомый интеграл.

Интегралы

$$n_y = \int_{y_к}^{y_н} \frac{dy}{y - y_р} = \frac{y_н - y_к}{\Delta y_{ср}} \qquad \text{(I.34)}$$

и

$$n_x = \int_{x_н}^{x_к} \frac{dx}{x_р - x} = \frac{x_к - x_н}{\Delta x_{ср}}$$

имеют и определенный физический смысл. В подынтегральной дроби числитель выражает изменение концентрации в фазе G или L в результате массообмена фаз на поверхности dF, а знаменатель — движущую силу на этой поверхности.

Дробь в целом представляет собой изменение концентраций в

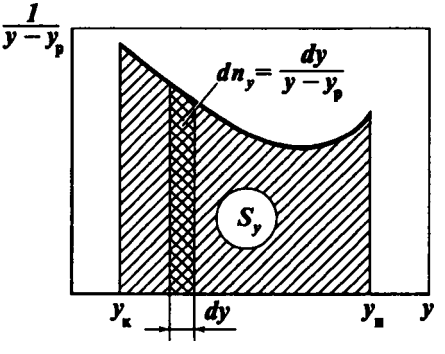


Рис. I-12. Графическое определение величины интеграла $\int_{y_к}^{y_н} \frac{dy}{y - y_р}$

пределах контактной зоны, приходящееся на единицу движущей силы, и называется *числом единиц переноса* (ЧЕП). В некоторых случаях удобнее вести расчет массообменного аппарата, используя единицы переноса.

Для насадочных аппаратов поверхность массообмена можно выразить как произведение рабочего объема аппарата на поверхность контакта фаз в единице его объема f_V, тогда уравнение (I.31) можно записать в виде

$$HSf_V = \frac{M}{K_y\left(y_н - y_к\right)}\int_{y_к}^{y_н}\frac{dy}{y - y_р},$$

откуда с учетом уравнений (I.31) и (I.34) получим

$$H = \frac{G}{K_y f_V S}\int_{y_к}^{y_н}\frac{dy}{y - y_р} = \frac{G_А}{K_y f_V} n_y, \qquad (I.35)$$

где H и S – соответственно высота и сечение аппарата; G – расход фазы "G"(кг/с); $G_А = \frac{G}{S}$ – массовая скорость фазы "G" (кг/м^2·с).

Так как в левой части уравнения (I.35) используется величина высоты аппарата, а в правой – произведение безразмерного числа единиц переноса и соотношения $G_А/K_y f_V$, то последнее должно выражать высоту, эквивалентную одной единице переноса $H_{эу}$, которую определяют экспериментально. Окончательно расчетное уравнение имеет вид

$$H = H_{эу} n_y.$$

Аналогично можно получить уравнение для расчета высоты аппарата, если расчет вести по другой фазе L:

$$H = H_{эх} n_x.$$

Сечение и диаметр аппарата необходимо определять при том же значении массовых скоростей, при которых были получены значения $H_{эу}$ и $H_{эх}$.

Если равновесная и рабочая линии являются прямыми, то могут быть получены более простые соотношения для вычисления средних движущих сил и числа единиц переноса.

Пусть уравнение рабочей линии будет представлено в виде

$$y = Ax + B,$$

а уравнение равновесия в виде

$$y_р = A_р x + B_р.$$

Найдем разность рабочей и равновесной концентраций

$$y - y_р = \left(A - A_р\right)x + \left(B - B_р\right)$$

и проинтегрируем это выражение, приняв во внимание, что

$$dy = Adx.$$

Получим

$$n_y = \int_{y_к}^{y_н}\frac{dy}{y - y_р} = \frac{A}{A - A_р}\int_{y_к}^{y_н}\frac{d\left(x + \frac{B - B_р}{A - A_р}\right)}{x + \frac{B - B_р}{A - A_р}} = \frac{A}{A - A_р}\ln\frac{x_н + \frac{B - B_р}{A - A_р}}{x_к + \frac{B - B_р}{A - A_р}} = \frac{A}{A - A_р}\ln\frac{\left(y - y_р\right)_н}{\left(y - y_р\right)_к}.$$

Таким образом

$$n_y = \frac{A}{A - A_p} \ln \frac{\left(y - y_p\right)_н}{\left(y - y_p\right)_к} = \frac{A}{A - A_p} \ln \frac{\Delta y_н}{\Delta y_к}.$$

С другой стороны,

$$y_н - y_к = \frac{A}{A - A_p}\left(\Delta y_н - \Delta y_к\right).$$

Применяя уравнение (I.33), получим

$$\Delta y_{ср} = \frac{\Delta y_н - \Delta y_к}{\ln \frac{\Delta y_н}{\Delta y_к}}.$$

Аналогично можно показать, что

$$\Delta x_{ср} = \frac{\Delta x_н - \Delta x_к}{\ln \frac{\Delta x_н}{\Delta x_к}}.$$

Таким образом, если равновесная и рабочая линии являются прямыми, то средняя движущая сила процесса рассчитывается как средняя логарифмическая движущих сил в начале и его конце.

ЧИСЛО ТЕОРЕТИЧЕСКИХ ТАРЕЛОК

При расчетах массообменных аппаратов широко используется понятие о *теоретической тарелке (теоретической ступени контакта)*, под которой понимают такое контактное устройство, которое обеспечивает получение равновесных потоков фаз, покидающих контактную зону.

На рис. I-13 дана схема потоков для теоретической тарелки.

Потоки G и L контактирующих фаз входят в контактную зону, имея начальные концентрации компонента $y_н$ и $x_н$. В результате процесса массообмена концентрации компонента в потоках изменяются и станут равными $y_к$ и $x_к$. Для теоретической тарелки эти концентрации будут равновесными, т.е.

$$y_к = y_{р.к} = f\left(x_к\right).$$

Концентрации $y_н$ и $x_к$ или $y_к$ и $x_н$ соответствующих встречных потоков удовлетворяют уравнению рабочей линии.

Поскольку для достижения равновесия требуется определенное время контакта фаз, то в реальных условиях такое состояние не всегда может быть обеспечено. Это требует внесения корректив в расчеты, выполненные с использованием представления о теоретической тарелке.

В целом ряде случаев использование этого понятия позволяет ис-

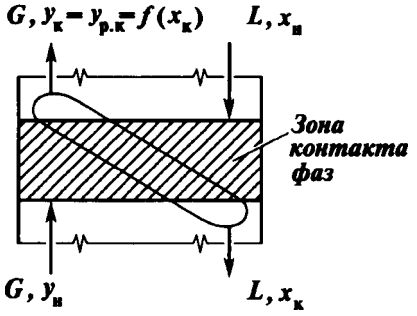
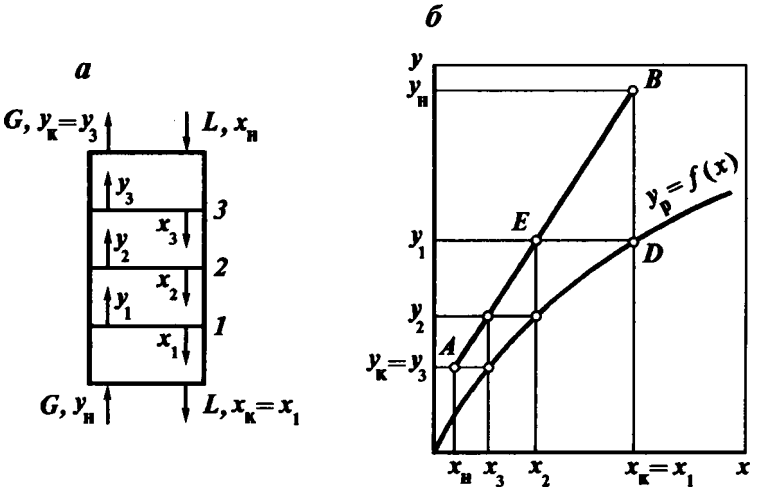


Рис. I-13. Схема потоков для теоретической тарелки

Рис. I-14. Графическое определение числа теоретических тарелок:
а — схема потоков; *б* — расчетный график; *1–3* — номера теоретических тарелок; *АВ* — рабочая линия



следовать основные закономерности процесса и получать важные практические результаты при расчете массообменной аппаратуры.

Достоинством методов расчета, основанных на использовании понятия о теоретической тарелке, является то обстоятельство, что для их реализации необходимо располагать лишь уравнениями равновесия и рабочей линии, в отдельных случаях привлекая лишь уравнения тепловых балансов.

Чтобы получить желаемое изменение концентраций потоков в аппарате, в нем необходимо иметь определенное число теоретических тарелок.

Рассмотрим графический расчет числа теоретических тарелок (ЧТТ) на примере противоточного аппарата (рис. I-14) при переходе компонента из фазы G в фазу L ($y > y_р$).

На первой тарелке поток G с начальной концентрацией компонента ($y_н$) контактирует с потоком L, стекающим с вышележащей тарелки и имеющим концентрацию компонента (x_2).

В результате взаимодействия указанных потоков их концентрации изменятся и получат значения y_1 и $x_1 = x_к$. Согласно определению теоретической тарелки концентрации y_1 и $x_1 = x_к$ находятся в равновесии, а концентрации $y_н$ и $x_1 = x_к$ должны удовлетворять уравнению рабочей линии.

Это определяет следующий характер процедуры построения числа теоретических тарелок.

Точка B с координатами $y_н$ и $x_1 = x_к$ находится на рабочей линии и определяет составы потоков G на входе в аппарат и L на выходе из аппарата. Точка D с абсциссой $x_1 = x_к$, находящаяся на равновесной кривой, дает состав пара y_1, уходящего с первой тарелки. Этот состав пара y_1 и состав стекающей со второй тарелки жидкости x_2 должны удовлетворять уравнению рабочей линии. Проведя горизонталь через точку D до пересечения с рабочей линией, получим точку E, абсцисса которой равна x_2.

Поток G с концентрацией y_1 поступает на вторую тарелку, где вступает в контакт с потоком L, имеющим концентрацию x_3. В результате получаются потоки фаз соответственно с концентрациями y_2 и x_2, находящимися в равновесии. Проведя рассуждения, аналогичные тем, которые использовались при построении первой теоретической тарелки, можем определить концентрации потоков для второй теоретической тарелки, начав построение с точки E.

Подобные построения проводятся до тех пор, пока последняя горизонтальная прямая не пройдет через точку A с координатами $y_к$ и $x_н$. При этом получается ломаная линия, состоящую из горизонтальных и вертикальных участков, которая вписана между рабочей и равновесной линиями. Нетрудно видеть, что число горизонтальных или вертикальных отрезков ломаной линии равно числу теоретических тарелок $N_т$, необходимых для заданного изменения концентраций контактирующих фаз. В данном случае $N_т = 3$.

Число теоретических тарелок зависит от взаимного расположения рабочей и равновесной линий, т. е. от величины движущей силы процесса. При взаимном сближении рабочей и равновесной линии средняя движущая сила процесса уменьшается, а число теоретических тарелок увеличивается. При увеличении расстояния между рабочей и равновесной линиями средняя движущая сила процесса возрастает, что приводит к уменьшению числа теоретических тарелок. Найденное число теоретических тарелок используется для определения высоты контактной зоны аппарата H или числа реальных тарелок $N_д$. В первом случае используют высоту контактной зоны $H_э$, эквивалентную одной теоретической тарелке (ВЭТТ), тогда

$$H = H_э N_т.$$

Во втором случае определяют число реальных тарелок $N_д$, используя понятие КПД тарелки $\eta_т$:

$$N_д = \frac{N_т}{\eta_т},$$

а высоту контактной зоны тарельчатого аппарата рассчитывают, зная число реальных тарелок $N_д$ и расстояние между ними $H_т$:

$$H = H_т N_д.$$

Величины $H_э$ и $\eta_т$ определяют экспериментально или рассчитывают по эмпирическим уравнениям.

Для расчета массообменных аппаратов используют также понятие эффективности тарелки по парам E_G и по жидкости E_L. В отличие от КПД тарелки $\eta_т$, величина которой всегда меньше единицы, значение эффективности определяется схемой движения потоков на тарелке и может быть как меньше, так и больше единицы.

ПОДОБИЕ В ПРОЦЕССАХ МАССООБМЕНА

Полученные ранее дифференциальные уравнения молекулярной и конвективной диффузии не решаются аналитически в общем виде. Однако они могут быть использованы для получения безразмерных критериев подобия, применение которых при обработке экспериментальных данных по массообмену позволяет получать достаточно простые расчетные уравнения. Применение критериев подобия указывает более рациональные пути постановки эксперимента (какие величины следует измерять в опытах, в каком виде обрабатывать опытные данные и в каких пределах справедливы полученные экспериментальные зависимости).

Критерии подобия могут быть получены, например, при приведении дифференциального уравнения к безразмерному виду. При этом следует руководствоваться правилом, в соответствии с которым размерность дифференциала n-го порядка совпадает с размерностью самой переменной, а произведение n дифференциалов первого порядка имеет размерность переменной в n-й степени, т.е.

$$\left.\begin{aligned}\left[d^n x\right]&=\left[x\right];\\ \left[dx^n\right]&=\left[x^n\right].\end{aligned}\right\} \qquad \text{(I.36)}$$

Рассмотрим, например, перенос вещества из ядра потока к границе раздела фаз. Тогда, согласно закону Фика, к границе раздела фаз за счет диффузии поступит следующее количество вещества в единицу времени

$$dM = -D\left(\frac{dc}{dn}\right)dF.$$

То же количество вещества будет передано к границе раздела фаз, согласно закону конвективной диффузии

$$dM = \beta\Delta c dF.$$

Приравняв левые и правые части двух последних уравнений, получим

$$-D\left(\frac{dc}{dn}\right)dF = \beta\Delta c.$$

Разделив правую часть уравнения на левую и приняв во внимание соотношения (I.36), получим диффузионный критерий Нуссельта

$$\mathrm{Nu}_A = \frac{\beta l}{D},$$

где l — характерный линейный размер.

Критерий Нуссельта содержит искомую величину — коэффициент массоотдачи β.

Для получения других критериев воспользуемся уравнением (I.10) молекулярной и конвективной диффузии.

Разделив все члены уравнения на $dc/d\tau$ с учетом правила (I.36), получим диффузионный критерий Фурье

$$\mathrm{Fo}_A = \frac{D\tau}{l^2},$$

который характеризует нестационарные диффузионные процессы.

Деление слагаемого, например, $(\partial c/\partial x)W_x$ на D $(\partial^2 c/\partial^2 x)$ приводит к диффузионному критерию Пекле

$$\mathrm{Pe}_{\text{д}} = \frac{Wl}{D}.$$

Критерий Пекле можно представить также в виде произведения двух критериев: критерия Рейнольдса Re, характеризующего гидродинамическое подобие потоков в массообменных аппаратах, и диффузионного критерия Прандтля $\mathrm{Pr}_{\text{д}} = \nu/D$, характеризующего влияние сил вязкости

$$\mathrm{Pe}_{\text{д}} = \frac{Wl}{D} = \frac{Wl}{\nu}\cdot\frac{\nu}{D} = \mathrm{RePr}_{\text{д}}.$$

Гидродинамическое подобие в системах, где основное влияние оказывает сила тяжести, характеризуется критерием Фруда

$$\mathrm{Fr} = \frac{W^2}{gl}.$$

Для потоков ламинарных и переходных перенос массы определяется критерием Архимеда, аналогичным критерию Грасгофа в теплопередаче:

$$\mathrm{Ar} = \frac{l^3 g}{\nu^2}\cdot\frac{\Delta\rho}{\rho} = \frac{l^3\rho^2 g}{\mu^2}\cdot\frac{\Delta\rho}{\rho},$$

где ρ — плотность рассматриваемой массы вещества до массообмена; $\Delta\rho$ — изменение плотности, вызванное массообменом (изменением концентраций).

Критериальное уравнение массопереноса можно представить в следующем виде:

$$\mathrm{Nu}_{\text{д}} = f\left(\mathrm{Re}, \mathrm{Fr}, \mathrm{Ar}, \mathrm{Pr}_{\text{д}}, \mathrm{Fo}_{\text{д}}\right).$$

Для установившегося процесса критерий Фурье исключается. В случае вынужденного движения (влияние объемных сил несущественно) критерии Фруда и Архимеда можно исключить.

В итоге формулу для расчета величины коэффициента массоотдачи β обычно записывают в виде уравнения (I.12)

$$\mathrm{Nu}_{\text{д}} = A\mathrm{Re}^m\mathrm{Pr}_{\text{д}}^n.$$

Если в результате обработки данных экспериментов найдены величины коэффициента A и показателей степени m и n, то, определив из последнего уравнения критерий Нуссельта, находят коэффициент массоотдачи

$$\beta = \frac{\mathrm{Nu}_{\text{д}} D}{l}.$$

Определив коэффициенты массоотдачи для каждой из фаз, находят коэффициент массопередачи по уравнению аддитивности фазовых сопротивлений массопереносу.

В приведенные выше критерии входит характерный размер l, выбор которого для аппарата, в котором осуществляется процесс массообмена между двумя и более фазами, далеко не однозначен. В каждом отдельном случае для аппарата определенного типа приходится специально решать вопрос о выборе характерного линейного размера. При этом для уравнений массообмена в каждой фазе могут быть взяты различные характерные линейные размеры. Очень часто в качестве характерного линейного размера используется комбинация физико-химических характеристик, имеющая размерность длины, например капиллярная постоянная

$$\sqrt{\frac{\sigma}{\rho g}},$$

где σ — поверхностное натяжение на границе раздела фаз.

МАССООБМЕН В СИСТЕМАХ С ТВЕРДОЙ ФАЗОЙ

В случае массообмена твердой фазы с жидкостью или газом процесс массопередачи происходит по схеме, приведенной на рис. I-15. Концентрация компонента внутри твердого вещества уменьшается в направлении к поверхности раздела фаз. Перемещение вещества к границе раздела фаз происходит по законам массопроводности, являющихся аналогом законов молекулярной диффузии для жидкостей и газов. У поверхности твердой фазы возникает пограничная пленка жидкости (газа) толщиной δ, в пределах которой перенос вещества осуществляется молекулярной диффузией. На внешней границе пленки, сопрягающейся с ядром потока жидкой (газовой) фазы, происходит выравнивание концентрации с концентрацией в ядре потока $c_ж$. В ядре потока жидкости (газа) концентрации выравниваются за счет конвективной и молекулярной диффузии.

При переходе вещества из твердой фазы его содержание в этой фазе будет непрерывно уменьшаться как во времени, так и по направлению к границе раздела фаз. Поэтому все процессы с участием твердой фазы являются нестационарными.

Диффузия передаваемого компонента в твердой фазе происходит аналогично молекулярной диффузии и уравнение массопроводности записывается аналогично закону Фика

$$dM = -K\left(\frac{dc}{dn}\right)dF, \qquad (I.37)$$

где K — коэффициент массопроводности, аналогичный коэффициенту молекулярной диффузии D.

Количество вещества, перешедшее в ядро потока жидкости (газа), определяется уравнением конвективной диффузии

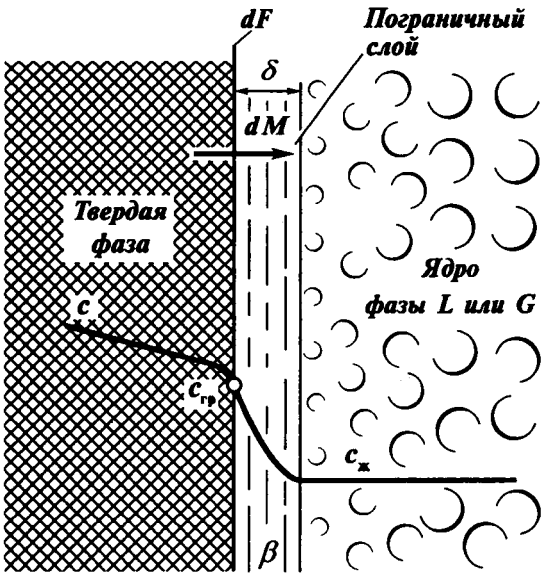


Рис. I-15. Схема массопередачи с участием твердой фазы

$$dM = \beta\left(c_{ср} - c_{ж}\right)dF = \beta\Delta c dF. \qquad (I.38)$$

Поскольку на границе раздела фаз вещество не накапливается и не исчерпывается, то из уравнений (I.37) и (I.38) получим

$$-K\frac{dc}{dn} = \beta\Delta c. \qquad (I.39)$$

Разделив правую часть уравнения (I.39) на левую и приняв во внимание соотношения (I.36), получим диффузионный критерий Био для массообменных процессов в присутствии твердой фазы

$$Bi_{A} = \frac{\beta l}{K}.$$

Аналогично уравнению (I.9) молекулярной диффузии можно получить следующее дифференциальное уравнение массопроводности

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} = K\left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2}\right). \qquad (I.40)$$

При делении левой части уравнения (I.40) на один из членов правой части с учетом соотношений (I.36) получим диффузионный критерий Фурье для процесса массопередачи в твердой фазе

$$Fo_{A} = \frac{K\tau}{l^2}.$$

В пределах твердой фазы концентрация распределенного вещества все время изменяется. Чтобы получить общее уравнение взаимосвязи между переменными оказалось удобным ввести безразмерную концентрацию

$$\frac{c - c_{р}}{c_{н} - c_{р}},$$

где c, $c_{н}$ и $c_{р}$ — соответственно текущая, начальная и равновесная концентрации. В числителе этого выражения стоит величина движущей силы в любой момент процесса, а в знаменателе — максимальная величина движущей силы в начале процесса. Очевидно, что безразмерная концентрация изменяется в пределах от единицы до нуля. Кроме того, величины концентраций в отдельных точках тела зависят от их относительного положения, т.е. от симплекса n/l, где n — расстояние в данном направлении, а l — характерный линейный размер.

На основе вышеизложенного обобщенное уравнение массопередачи с участием твердой фазы будет иметь вид

$$f\left(\frac{c - c_{р}}{c_{н} - c_{р}}, Bi_{A}, Fo_{A}, \frac{n}{l}\right) = 0. \qquad (I.41)$$

В практических расчетах обычно определяют время $\tau_{к}$, в течение которого средняя концентрация компонента в твердой фазе достигнет заданной величины $c_{к}$. Тогда из уравнения (I.41) можно исключить симплекс

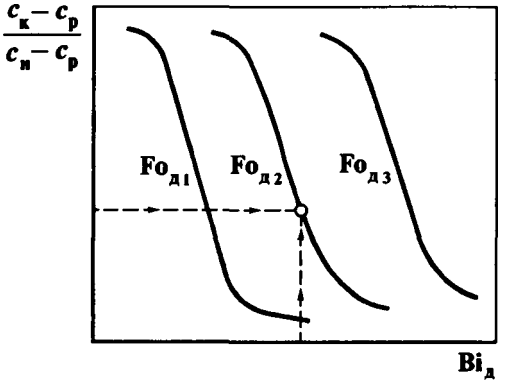


Рис. I-16. Общий вид зависимостей при массообмене с участием твердой фазы

геометрического подобия *n/l* и результирующее уравнение представить в общем виде

$$Fo_A = f\left(\frac{c_к - c_р}{c_н - c_р}, Bi_A\right).$$

Общий вид подобных зависимостей приведен на рис. I-16.

Определив величину критерия Фурье, рассчитывают требуемую продолжительность процесса

$$\tau_к = Fo_A \frac{l^2}{K}.$$

ГЛАВА II РАВНОВЕСНЫЕ СИСТЕМЫ

ПРАВИЛО ФАЗ И ЕГО ПРИМЕНЕНИЕ К ПРОЦЕССАМ МАССООБМЕНА

Научной основой процессов перегонки, ректификации, абсорбции и подобных является учение о термодинамическом равновесии, основные положения которого излагаются в курсах физической химии и химической термодинамики.

При взаимодействии фаз системы происходит обмен веществом и энергией (масса- и теплообмен) через поверхность раздела фаз. При этом система стремится к состоянию равновесия, при котором скорости перехода из одной фазы в другую выравниваются.

Достигнув состояния равновесия, система может существовать как угодно долго без каких-либо видимых качественных и количественных изменений, пока какое-либо внешнее воздействие (изменение давления, температуры, концентрации) не выведет ее из этого состояния.

При равновесии, например, паровая и жидкая фазы будут иметь вполне определенный состав в течение любого отрезка времени.

Система, находящаяся в состоянии полного термодинамического равновесия, должна удовлетворять условиям теплового, химического и механического равновесия.

Следовательно, условием, необходимым для обеспечения равновесия системы, является постоянство температуры и давления во всех ее частях. В противном случае неравенство температур или давлений приведет к тепло- и массообмену, т.е. к нарушению равновесного состояния.

Другим важным условием состояния равновесия является сосуществование фаз, определяющее наличие поверхности раздела фаз. Только в результате контакта фаз, осуществляемого на поверхности их раздела, система может прийти к состоянию равновесия.

Нарушение равновесия приводит к протеканию в системе процессов обмена массой и энергией. Если воздействие извне будет зафиксировано, то система вновь придет в состояние равновесия, но уже при новых условиях.

Состояние равновесия не зависит от относительных количеств фаз. Так, если удалить часть равновесных жидкой или паровой фазы, т.е. изменить соотношение масс этих фаз, то состояние равновесия не нарушится.

Таким образом, в системе, находящейся в равновесии, не протекают процессы, для осуществления которых необходим тепло- и массообмен.

Следовательно, для протекания процесса необходимо нарушить состояние равновесия. Поэтому в любом массообменном процессе образовавшиеся равновесные фазы должны быть разделены и направлены на взаимодействие с потоками соответствующих фаз, не находящихся с ними в равновесии.

Поскольку в системе, стремящейся к состоянию равновесия, массо- и теплообмен осуществляется через поверхность раздела фаз, чем больше поверхность контакта фаз и чем более активно обновляется эта поверхность, тем быстрее завершается переход системы в состояние равновесия. Чем в большей степени состояние сосуществующих фаз отклоняется от условий равновесия, тем больше скорость массо- и теплообменных процессов в системе. В связи с этим по мере приближения системы к состоянию равновесия при неизменной поверхности контакта фаз скорость массо- и теплообменных процессов будет уменьшаться вследствие уменьшения движущей силы, обусловливающей этот обмен.

При рассмотрении состояния равновесия следует иметь в виду, что число твердых и жидких (взаимно нерастворимые жидкости) фаз в системе может быть любым, тогда как паровая (газовая) фаза может быть только одна, поскольку пары и газы смешиваются в любых соотношениях.

Состояние равновесия реализуется только при определенном сочетании значений параметров, характеризующих систему.

Число независимых параметров, которые могут быть выбраны произвольно, для того чтобы однозначно выявилось состояние равновесия, называется *числом ее степеней свободы*.

Состояние равновесия характеризуется *правилом фаз Гиббса*, которое определяет связь между числом степеней свободы системы, числом ее компонентов и числом фаз.

Математически правило фаз записывается в виде

$$L = n + 2 - N, \qquad \text{(II.1)}$$

где L — число степеней свободы системы; n — число компонентов; N — число фаз.

В качестве степеней свободы системы могут выступать температура, давление, концентрации компонентов в соответствующих фазах, что характерно для процессов нефтегазоперерабатывающей и нефтехимической промышленности.

Если в состоянии равновесия число степеней свободы равно нулю, то ни один из параметров, характеризующих состояние системы, не может быть выбран произвольно. При этом из уравнения (II.1) следует, что

$$N = n + 2 = N_{max},$$

т.е. число сосуществующих в равновесной системе фаз не может быть больше, чем $n + 2$. При этом получим вполне определенные значения температуры, давления и составов фаз.

Для однокомпонентной системы, состоящей из паровой и жидкой фаз, находящихся в равновесии, число степеней свободы

$$L = 1 + 2 - 2 = 1,$$

т. е. из возможных независимых переменных (температура и давление), характеризующих состояние этой системы, произвольно может быть задан только один параметр. Для такой системы концентрация не является определяющим параметром, так как обе фазы системы состоят только из одного компонента ($x = 1$ и $y = 1$).

Так, например, если для жидкого бензола и его паров зафиксировать давление системы $\pi = 101\,325$ Па (760 мм рт. ст.), то тем самым определится температура равновесной системы, равная 80,5 °С, т. е. температура кипения бензола при данном давлении.

Если однокомпонентная система в условиях равновесия находится одновременно в трех фазах: жидкой, твердой и паровой, то число степеней свободы такой системы равно нулю:

$$L = 1 + 2 - 3 = 0,$$

и параметры равновесия ее вполне определены. Так, например, вода, лед и водяной пар могут находиться в равновесии при температуре 0,0076 °С и давлении $\pi = 610{,}6$ Па (4,58 мм рт. ст.)

Для двухкомпонентной системы взаимно растворимых жидкостей, состоящей из паровой и одной жидкой фаз, характеризующими систему параметрами являются температура, давление и концентрации компонентов. Следовательно, определяющими переменными этой системы являются уже четыре величины. В соответствии с правилом фаз в такой системе произвольно могут быть выбраны значения двух переменных величин, так как

$$L = 2 + 2 - 2 = 2.$$

Так, достаточно задаться температурой и давлением системы, чтобы обусловить значения концентраций компонентов в равновесных паровой и жидкой фазах.

Например, для смеси бензола и толуола при давлении $\pi = 101\,325$ Па (760 мм рт. ст.) и температуре 95 °С в равновесии находятся жидкая фаза (содержание бензола $x = 0{,}380$) и паровая фаза (содержание бензола $y = 0{,}595$). Если задаться концентрацией бензола в паровой фазе $y = 0{,}595$ и тем же давлением системы π, то тем самым была бы обусловлена температура системы, равная 95 °С, и содержание бензола в равновесной жидкой фазе $x = 0{,}380$.

Иначе обстоит дело с двухкомпонентной системой, состоящей из двух взаимно нерастворимых жидкостей, например толуола и воды. В этом случае в системе будут три фазы: две жидкие (вода и толуол) и одна паровая (смесь паров толуола и воды). Для такой системы число степеней свободы равно

$$L = 2 + 2 - 3 = 1.$$

Следовательно, из определяющих состояние системы параметров (температура, давление, состав паровой фазы) произвольно может быть выбран только один параметр и тогда однозначно определятся значения двух других параметров для условий равновесия. Так, например, давлению системы $\pi = 101\,325$ Па соответствуют температура $t = 84{,}2$ °С и содержание толуола в паровой фазе $y = 0{,}448$.

Для многокомпонентных систем взаимно растворимых жидкостей, характерных для нефтепереработки, число степеней свободы равно числу

компонентов ($L = n$), так как $N = 2$. Следовательно, из $2n$ параметров, определяющих состояние равновесной системы [температура, давление, $(n - 1)$ концентраций в паровой фазе и $(n - 1)$ концентраций в жидкой фазе], произвольно могут быть заданы только n определяющих параметров, а остальные n должны определяться.

Произвол в выборе значений независимых переменных ограничен определенными пределами, не приводящими к существенным изменениям в системе. Так, задание значения некоторых переменных вне пределов определенной области может вызвать исчезновение одной из фаз, что повлечет за собой изменение начальных условий состояния равновесия.

Так, для бинарной системы бензол – толуол при внешнем давлении $\pi = 101\,325$ Па задание температуры $t > 110$ °С, которая выше температуры кипения толуола, приведет к исчезновению жидкой фазы (система будет представлять собой перегретый пар) и $L = 2 + 2 - 1 = 3$.

НАСЫЩЕННЫЕ И ПЕРЕГРЕТЫЕ ПАРЫ

Для расчетов массообменных процессов в системах пар (газ) – жидкость большое значение имеют закономерности изменения давления пара (газа) при изменении температуры. Пар может находиться в насыщенном или перегретом состоянии.

Насыщенным называется пар, находящийся в равновесии (сосуществующий) с жидкостью. Для однокомпонентных систем условия равновесного сосуществования паровой и жидкой фаз определяются температурой и давлением. Между этими параметрами при равновесии существует взаимно однозначное соответствие: чем выше температура системы, тем выше давление, при котором находится данная равновесная система.

Так, система, состоящая из бензола, при температуре 80,5 °С образует равновесную парожидкостную систему при давлении 101 325 Па. При температуре же 100 °С равновесие этой системы может быть обеспечено уже при давлении примерно 170 000 Па.

Перегретыми (*ненасыщенными*) парами называются пары, которые при данных температуре и давлении образуют только однофазную паровую систему, т.е. систему без жидкой фазы. Ненасыщенные пары могут существовать при данном давлении, если их температура выше температуры насыщенных паров, или при данной температуре, если их давление меньше давления насыщенных паров.

Так, например, если давление равно 101 325 Па (760 мм рт. ст.), пары толуола при любой температуре, которая выше 110 °С, будут находиться в перегретом (ненасыщенном) состоянии. С другой стороны, при температуре 110 °С и давлении меньшем 101 325 Па пары толуола также будут находиться в перегретом состоянии.

В справочной литературе имеются экспериментальные данные по зависимости давления насыщенных паров индивидуальных веществ от температуры. Обычно эти данные представляются в виде таблиц либо графических или эмпирических зависимостей; в основе последних лежит уравнение Клаузиуса – Клапейрона.

На рис. II-1 приведен общий вид зависимости $P = f(T)$. Для насыщенных паров существует однозначная зависимость между давлением паров и температурой (кривая AK). Каждая точка на кривой AK, например точка С, связывает давление насыщенных паров с температурой кипения жидкости. Ниже этой кривой (область II) находятся перегретые пары, а выше (область I) – только жидкая фаза.

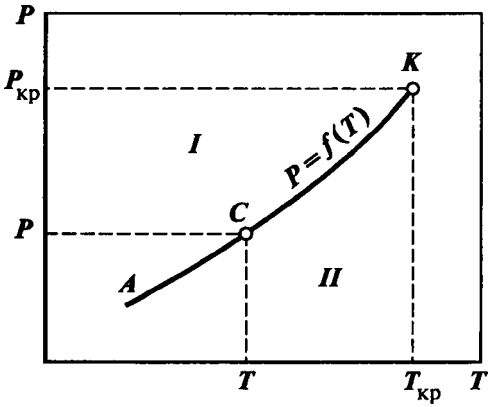


Рис. II-1. Общий вид зависимости давления насыщенных паров от температуры:
AK — кривая давления насыщенных паров; *K* — критическая точка. *I* — область жидкой фазы; *II* — область перегретых (ненасыщенных) паров

Состояние вещества, при котором исчезает различие между его жидкой и газообразной фазами, называется критическим. *Критическая температура* $T_{кр}$ — максимальная температура, при которой жидкая и паровая фазы могут сосуществовать в равновесии. Выше $T_{кр}$ паровая среда никаким повышением давления не может быть переведена в жидкую среду. Давление насыщенных паров, соответствующее критической температуре, называется *критическим давлением* $P_{кр}$. При критическом давлении вещество еще может находиться в жидком состоянии при критической температуре, т.е. это давление насыщенного пара при критической температуре. Объем паров при критических температуре и давлении называется *критическим объемом*. В критической точке *K* исчезает граница между газообразным и жидким состоянием вещества.

Для расчета давления насыщенных паров индивидуальных веществ и смесей нефтепродуктов предложено большое число эмпирических формул; используется также принцип соответственных состояний.

Известно, что любая жидкость начинает кипеть при такой температуре, при которой давление ее насыщенных паров делается равным внешнему давлению, оказываемому на эту жидкость. Поэтому, наблюдая за величиной температуры кипения жидкости при разных давлениях, можно получить зависимость давления насыщенных паров от температуры.

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ДАВЛЕНИЯ НАСЫЩЕННЫХ ПАРОВ ИНДИВИДУАЛЬНЫХ ВЕЩЕСТВ И НЕФТЕПРОДУКТОВ

Для расчета давления насыщенных паров углеводородов и их смесей используют ряд эмпирических уравнений, из которых наибольшее распространение получили следующие.

Уравнение Антуана, которое можно записать так

$$\lg P = A - \frac{B}{C + t}, \qquad \text{(II.1)}$$

где *A, B, C* — константы, зависящие от свойств вещества и определяемые экспериментально; *t* — температура, °C.

Из уравнения (II.1) можно определить температуру кипения компонента при заданном давлении насыщенных паров P:

$$t = \frac{B}{A - \lg P} - C.$$

На принципе соответственных состояний основаны методы В.А. Киреева, Дюринга, А.М. Трегубова для определения давления насыщенных паров

Уравнение Киреева дает связь между давлением насыщенных паров эталонного $P_э$ и данного вещества P:

$$P = AP_э^B,$$

где A и B — константы, характеризующие данное вещество и определяемые экспериментально по двум известным значениям давления насыщенных паров.

Метод Дюринга, графическая интерпретация которого дана на рис. II-2, основан на сравнении кривых зависимости давления насыщенных паров интересующего нас вещества и эталонного от температуры

$$\frac{t_1 - t_2}{\theta_1 - \theta_2} = k, \qquad \text{(II.2)}$$

где t и θ — температуры кипения данного и эталонного веществ при соответствующем давлении; k — величина постоянная для сравниваемых жидкостей.

Чтобы найти величину k по правилу Дюринга, необходимо, как и в методе Киреева, знать давление насыщенных паров интересующей нас жидкости при двух температурах.

При известной величине k из уравнения (II.2) можно найти температуру t для данной жидкости, которая соответствует давлению насыщенных паров P эталонной жидкости при температуре θ. Это позволяет полностью построить кривую зависимости давления насыщенных паров от температуры для данной жидкости.

Метод Трегубова также предусматривает использование двух эталонных жидкостей, для которых известны зависимости давления насыщенных паров от температуры. Это позволяет построить для данной жидкости

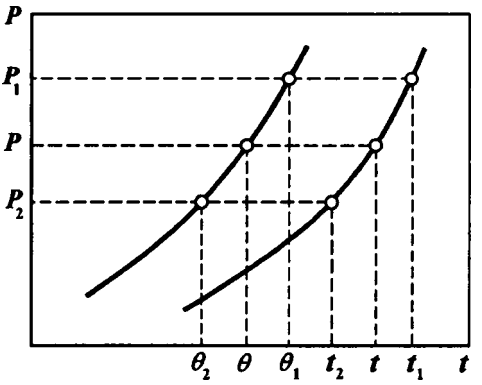


Рис. II-2. Графическая интерпретация метода Дюринга

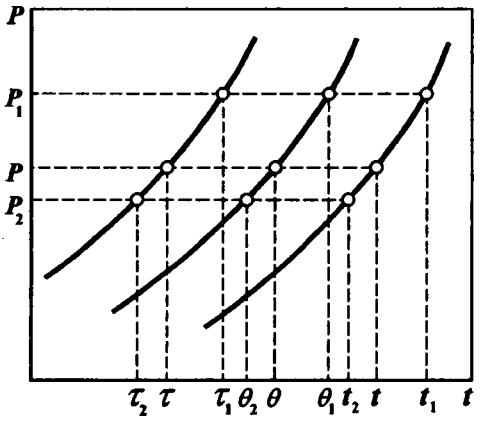


Рис. II-3. Построение кривой зависимости давления насыщенных паров от температуры с использованием двух эталонных жидкостей (метод Трегубова)

кривую зависимости давления насыщенных паров от температуры, имея только одну величину давления насыщенных паров при соответствующей температуре. Уравнение Трегубова является следствием уравнения (II.2); оно имеет вид

$$\frac{t-\tau}{\tau-\theta}=\frac{t_1-\tau_1}{\tau_1-\theta_1}=\frac{t_2-\tau_2}{\tau_2-\theta_2}=k_1 \quad , \qquad \text{(II.3)}$$

где t, τ, θ, — температуры кипения исследуемой и двух эталонных жидкостей при давлении P, k_1 — величина, постоянная для сравниваемых жидкостей.

Графическая интерпретация метода Трегубова дана на рис. II-3.

По уравнению (II.3) можно определить температуру кипения t исследуемой жидкости при заданном давлении P или же, наоборот, давление насыщенных паров P при температуре t.

Если необходимо найти температуру кипения данной жидкости при давлении P, то по справочным данным находят температуры кипения двух эталонных жидкостей τ и θ при том же давлении, а затем по уравнению (II.3) определяют искомую температуру t.

Для определения давления насыщенных паров P исследуемой жидкости при заданной температуре t поступают следующим образом. По уравнению (II.3) определяют температуры кипения исследуемой жидкости t_1, t_2 и t_3 при трех произвольно выбранных давлениях P_1, P_2 и P_3, в пределах которых предполагается получить искомую величину t.

Затем по указанным трем точкам строят кривую и определяют искомое давление P по заданной температуре t.

Для тех же целей можно использовать метод последовательных приближений. В этом случае задают некоторую величину давления $P^{(1)}$, для которого определяют температуры кипения эталонных жидкостей $\tau^{(1)}$, и $\theta^{(1)}$. Затем по уравнению (II.3) находят величину $k_1^{(1)}$. Если $k_1^{(1)} = k_1$, то давление $P^{(1)}$ является искомым. Если же $k_1^{(1)} \neq k_1$, то в величину $P^{(1)}$ необходимо внести коррективы до получения заданной величины k_1, которая и определит величину давления P при заданной температуре t.

Нефть и продукты ее переработки представляют собой сложные углеводородные системы. Для расчета давления насыщенных паров нефтепродуктов предложены многочисленные графики и эмпирические уравнения (Кокса, Вильсона, Ашворта, Максвелла, БашНИИНП и др.).

В основном предложенные графики построены в системе координат $\lg P - \lg t$ или $\lg P - F(t)$. В такой системе координат зависимость давления насыщенных паров нефтепродуктов от температуры представляется прямой линией.

Общий вид таких графиков приведен на рис. II-4; характерным для них является пересечение всех прямых в одной точке (полюсе) A, что существенно облегчает пользование ими.

Для определения давления насыщенных паров нефтепродукта при температуре T поступают следующим образом. Откладывают на оси абсцисс температуру T_0, соответствующую температуре кипения нефтепродукта при атмосферном давлении P_0, и по этим величинам определяют положение точки B на графике. Через точку B и полюс A проводят прямую, которая и даст зависимость давления насыщенных паров от температуры для данного нефтепродукта. Теперь, чтобы найти давление насыщенных паров нефтепродукта P при температуре T, на построенной прямой AB определяют точку C, отвечающую температуре T. Ордината точки C и дает искомое давление насыщенного пара данного нефтепродукта при температуре T. Таким же путем может быть найдена средняя температура кипения нефтепродукта $T_{ср}$ при давлении P.

В качестве примера ниже приведено уравнение, предложенное Ашвортом для определения давления насыщенных паров нормальных углеводородов и узких фракций нефтепродуктов при умеренных давлениях, которое достаточно широко используется в расчетной практике,

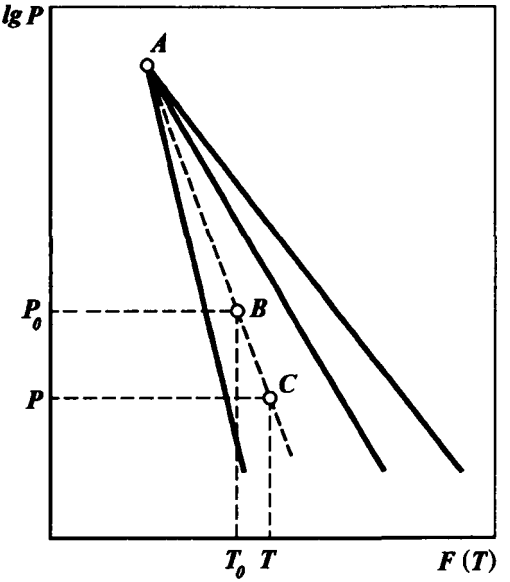


Рис. II-4. Общий вид графической зависимости давления насыщенных паров нефтепродуктов от температуры

$$\lg(P\cdot 10)=\frac{2{,}68\left[F(T_0)-F(T)\right]}{F(T_0)-8\cdot 10^{-4}}, \qquad \text{(II.4)}$$

где P — давление насыщенных паров нефтепродукта, МПа; T и T_0 — температуры кипения нефтепродукта соответственно при давлении P и атмосферном давлении, K; $F(T)$ — функция температуры, определяемая из выражения

$$F(T)=\left(\sqrt{T^2+108000}-307{,}6\right)^{-1}.$$

При заданном давлении P из уравнения (II.4) можно найти также температуру кипения углеводородной смеси T.

КЛАССИФИКАЦИЯ ДВУХКОМПОНЕНТНЫХ СМЕСЕЙ ЖИДКОСТЕЙ

Двухкомпонентные (бинарные) смеси жидкостей могут быть разделены на три основные группы в зависимости от степени их взаимной растворимости:

жидкости взаимно растворимые в любых соотношениях;

частично растворимые;

практически взаимно нерастворимые.

Подобная классификация в известной степени является условной. Взаимная растворимость жидкостей меняется с изменением температуры, вследствие чего некоторые жидкости, лишь частично растворимые друг в друге при одной температуре, могут стать полностью взаимно растворимыми при другой температуре.

Обычно взаимная растворимость жидкостей возрастает с повышением температуры, хотя в некоторых случаях, например, для смеси триэтиламина и воды наблюдается обратное явление.

Полностью взаимно нерастворимых жидкостей нет, обычно все жидкости, хотя и в незначительных количествах, но растворяются друг в друге. Однако подобная растворимость для некоторых жидкостей столь незначительна, что практически их можно считать взаимно нерастворимыми. Примером такой системы может быть смесь углеводородов (нефтепродуктов) и воды.

Жидкости, взаимно растворимые в любых отношениях, подразделяются на следующие три подгруппы:

образующие *идеальные растворы*, которые подчиняются закону Рауля;

так называемые *нормальные растворы* — жидкие смеси, частично отклоняющиеся от закона Рауля, но не образующие смесей с постоянной температурой кипения (азеотропов);

неидеальные растворы — жидкости, образующие смеси со значительными отклонениями от закона Рауля, в том числе смеси с постоянной температурой кипения (азеотропы).

Рассмотрим основные законы фазового равновесия.

ОСНОВНЫЕ ЗАКОНЫ ФАЗОВОГО РАВНОВЕСИЯ

Идеальный газ (пар) характеризуется отсутствием межмолекулярных сил и весьма малым объемом молекул по сравнению с объемом газа. В большинстве случаев, кроме систем при очень высоких давлениях, газ (пар) можно считать идеальным, что позволяет использовать для расчетов уравнение состояния идеального газа — уравнение Клапейрона — Менделеева

$$PV = NRT = \frac{m}{M}RT, \qquad \text{(II.5)}$$

где m — масса газа, кг; M — мольная масса газа; V — объем газа, м^3; R — универсальная газовая постоянная (R = 8,326 кДж/(моль·К); T — абсолютная температура, К.

При давлениях, близких или значительно превосходящих критические, в правую часть уравнения (II.5) необходимо вводить множитель z, называемый *коэффициентом сжимаемости*, значение которого зависит от приведенных давления $P_{пр} = P/P_{кр}$ и температуры $T_{пр} = T/T_{кр}$ (рис. II-5).

Смеси газов и паров, близких по своим свойствам к идеальным, характеризуются аддитивностью парциальных объемов и парциальных давлений, выражаемой уравнениями:

для парциальных давлений

$$\pi = \sum_{i=1}^{n} p_i \; ; \qquad \text{(II.6)}$$

для парциальных объемов

$$V = \sum_{i=1}^{n} V_i \; ,$$

где π и V — соответственно внешнее давление системы и объем газовой

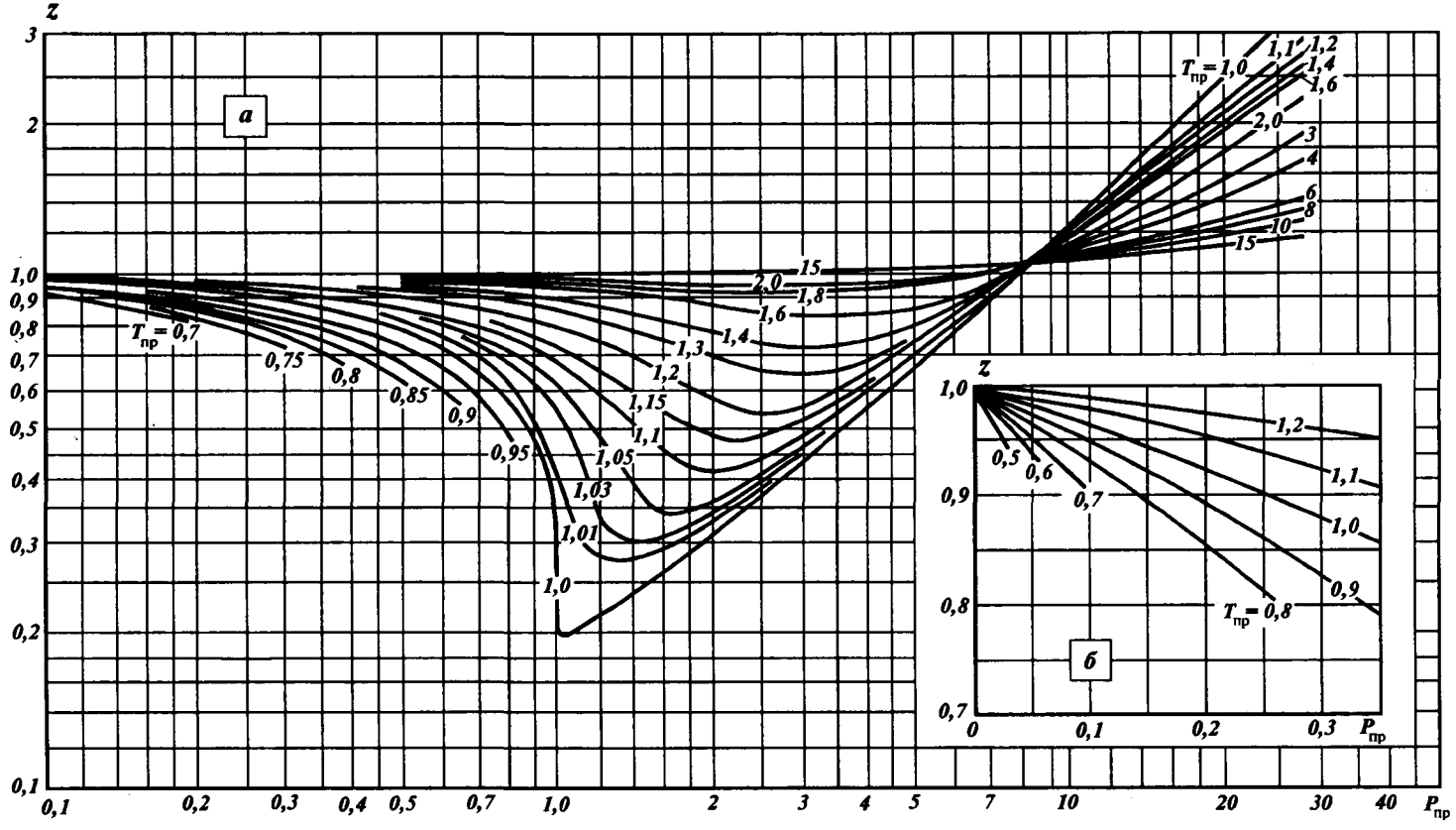


Рис. II-5. Зависимость коэффициента сжимаемости реальных газов от приведенных давления и температуры:
а — для рабочего интервала; *б* — для области низких давлений

смеси; p_i и V_i — парциальные давление и объем i-го компонента газовой смеси.

Под *парциальным давлением* p_i i-го компонента газовой смеси понимают такое давление, которое создавало бы газ, если бы из него были удалены все компоненты, кроме i-го, при условии, что первоначальные температура и объем системы сохранились.

Под *парциальным объемом* V_i i-го компонента газовой смеси понимают тот объем, который имел бы газ, если бы из него были удалены все компоненты, кроме i-го, при условии сохранения первоначальных давления и температуры системы.

Закон Дальтона гласит: парциальное давление компонента газовой смеси p_i равно произведению давления в системе π на мольную долю компонента y_i' в газовой смеси, т.е.

$$p_i = \pi y_i'. \qquad \text{(II.7)}$$

Закон Дальтона является следствием аддитивности парциальных давлений. Действительно, из уравнения Клапейрона — Менделеева имеем

$$p_i = N_i \frac{RT}{V}.$$

С другой стороны, согласно уравнению (II.6)

$$\pi = \sum_{i=1}^{n} p_i = \sum_{i=1}^{n} N_i \frac{RT}{V} = N \frac{RT}{V}.$$

Из двух последних выражений следует, что

$$\frac{p_i}{\pi} = \frac{N_i}{N} = y_i',$$

т. е. получаем аналитическое выражение закона Дальтона.

Закон Рауля. Согласно этому закону парциальное давление p_i компонента идеального жидкого раствора равно произведению давления насыщенных паров P_i компонента при данной температуре на мольную долю компонента x_i' в жидкой фазе, т.е.

$$p_i = P_i x_i'. \qquad \text{(II.8)}$$

Закон Генри. Этот закон справедлив для разбавленных растворов и формулируется следующим образом: парциальное давление компонента прямо пропорционально его мольной концентрации, т.е.

$$p_i = K_i x_i'. \qquad \text{(II.9)}$$

Совместное рассмотрение законов Рауля (или Генри) и Дальтона в условиях равновесия позволяет получить основные уравнения для расчета равновесных составов фаз.

РАВНОВЕСНЫЕ СОСТАВЫ ФАЗ

Сформулированные выше законы позволяют получить уравнения для расчета равновесных составов сосуществующих паровой и жидкой фаз.

Так, совместное рассмотрение законов Генри [уравнение (II.9)] и Дальтона [уравнение (II.7)] позволяет получить следующее уравнение равновесия для разбавленных растворов:

$$y_i' = \frac{K_i}{\pi} x_i' = H_i x_i',$$

где H_i — константа Генри, определяемая экспериментально.

Совместное решение уравнений (II.7) и (II.8) приводит к следующему уравнению равновесия:

$$y_i' = \frac{P_i}{\pi} x_i' = K_i x_i', \qquad \text{(II.10)}$$

где K_i — константа фазового равновесия данного компонента смеси.

Для идеальных растворов

$$K_i = \frac{P_i}{\pi} = \frac{P_i^{\circ}(T)}{\pi}.$$

В общем случае константа фазового равновесия зависит от давления, температуры, свойств компонента (нормальный, непредельный, циклический и т.п.) и составов фаз.

Просуммировав левую и правую части уравнения (II.10) по всем компонентам, получим

$$\sum_{i=1}^{n} \frac{P_i}{\pi} x_i' = \sum_{i=1}^{n} K_i x_i' = 1. \qquad \text{(II.11)}$$

Это так называемое *уравнение изотермы жидкой фазы идеального раствора*. Оно используется для определения температуры кипения смеси при давлении π.

Уравнение (II.10) представляет собой математическое выражение объединенного закона Рауля и Дальтона и позволяет рассчитывать концентрации паровой и жидкой фаз при равновесии в системе.

Воспользовавшись правилом аддитивности парциальных давлений [уравнение (II.6)] и законом Рауля [уравнение (II.8)], запишем уравнение (II.10) в следующем виде

$$y_i' = \frac{P_i^{\circ} x_i'}{\pi} = \frac{P_i^{\circ} x_i'}{\sum_{i=1}^{n} P_i^{\circ} x_i'}.$$

Разделим числитель и знаменатель правой части последнего уравнения на давление насыщенных паров какого-нибудь компонента, например k-го, принятого за эталонный. Отношение

$$\frac{P_i^{\circ}}{P_k^{\circ}} = \alpha_{ik} \qquad \text{(II.12)}$$

называется *коэффициентом относительной летучести* i-го компонента по отношению к k-му. Коэффициент относительной летучести характеризует способность данного компонента переходить в паровую фазу: чем больше величина α_{ik}, тем легче компонент i переходит в паровую фазу.

При разделении двухкомпонентных систем общепринято за эталонный принимать высококипящий компонент (ВКК). При этом коэффициент относительной летучести $\alpha_{ik} > 1$. Если $\alpha_{ik} = 1$, то температуры кипения компонентов одинаковы и требуются специальные методы разделения – *азеотропная или экстрактивная ректификация.*

При разделении многокомпонентных смесей за эталонный может быть принят любой компонент. Для эталонного компонента коэффициент относительной летучести $\alpha_{ik} = 1$. Величина коэффициента относительной летучести других компонентов может быть как больше, так и меньше единицы, в зависимости от того, какой компонент взят за эталонный. Если условиться, что самый летучий компонент, т. е. низкокипящий (НКК), имеет номер $i = 1$, а самый нелетучий компонент (ВКК), имеет номер $i = n$, то в случае $1 < k < n$ при $i < k$ справедливо $\alpha_{ik} > 1$, а при $i > k$ справедливо $\alpha_{ik} < 1$.

Если за эталонный принять НКК т.е. $k = 1$, то $\alpha_{ik} < 1$ для всех компонентов с номером $i > 1$. Если же в качестве эталонного принять ВКК, т.е. $k = n$, то $\alpha_{ik} > 1$ для всех компонентов с номером $i < n$. Последнее условие обычно встречается в практике расчетов массообменных процессов.

В случае необходимости эталонный компонент может быть легко заменен. Так, например, при замене k-го эталонного компонента на j-й следует изменить величины коэффициентов относительной летучести α_{ik} на α_{ij}, руководствуясь следующим соотношением

$$\alpha_{ij} = \frac{P_i}{P_j} = \frac{P_i / P_k}{P_j / P_k} = \frac{\alpha_{ik}}{\alpha_{jk}} = \frac{P_i / \pi}{P_j / \pi} = \frac{K_i}{K_j}.$$

С учетом вышеизложенного получим следующую запись уравнения равновесия

$$y_i' = \frac{\alpha_{ik} x_i'}{\sum_{j=1}^{n} \alpha_{jk} x_j'}. \qquad \text{(II.13)}$$

Если за эталонный принять ВКК, то индекс $k = n$ можно опустить и записать уравнение (II.13) в виде

$$y_i' = \frac{\alpha_i x_i'}{\sum_{j=1}^{n} \alpha_j x_j'}.$$

При расчете равновесных концентраций в жидкой фазе запишем уравнение (II.10) в следующем виде

$$x_i' = \pi \frac{y_i'}{P_i} = \frac{y_i' / P_i'}{1/\pi}. \qquad \text{(II.14)}$$

Просуммировав левую и правую части последнего уравнения по всем компонентам, получим выражение

$$\frac{1}{\pi} = \sum_{i=1}^{n} \frac{y_i'}{P_i} \quad \text{или} \quad \sum_{i=1}^{n} \frac{y_i'}{P_i} = 1, \qquad \text{(II.15)}$$

которое называется *уравнением изотермы паровой фазы.* Оно используется для определения температуры начала конденсации паровой фазы при давлении π.

Из уравнений (II.14) и (II.15), введя коэффициент относительной летучести, получим другую запись уравнения равновесия:

$$x_i' = \frac{y_i' / \alpha_{ik}}{\sum_{j=1}^{n} \left(y_j' / \alpha_{jk} \right)}. \qquad \text{(II.16)}$$

Приняв в качестве эталонного компонента ВКК ($k = n$), запишем уравнение (II.16) в виде

$$x_i' = \frac{y_i' / \alpha_i}{\sum_{j=1}^{n} \left(y_j' / \alpha_j \right)}.$$

Сопоставив уравнения (II.13) и (II.16), видим, что они идентичны по своей структуре. Переход от уравнения (II.13) к уравнению (II.16) производится заменой y'_i на x'_i, а α_{ik} на $1/\alpha_{ik}$. Это обстоятельство упрощает проведение расчетов при использовании электронно-вычислительных машин.

Коэффициент относительной летучести является функцией температуры и давления системы. Его величина уменьшается с повышением температуры и давления системы.

Воспользовавшись уравнениями (II.13) и (II.16), связь между равновесными составами паровой и жидкой фаз можно также представить в виде уравнения (II.10), в котором константа равновесия K_i равна $\alpha_i/K_э$, а константа равновесия эталонного компонента $K_э$ определяется по уравнению

$$K_э = \frac{1}{\sum_{i=1}^{n} \alpha_i x_i'}$$

или

$$K_э = \sum_{i=1}^{n} \frac{y_i'}{\alpha_i}.$$

РАВНОВЕСИЕ ДВУХКОМПОНЕНТНЫХ СИСТЕМ

Рассмотрим случай парожидкостного равновесия двухкомпонентной (бинарной) смеси, которая образует идеальный раствор, подчиняющийся законам Рауля и Дальтона. Состояние равновесной бинарной системы характеризуется давлением π, температурой t и составами жидкой x'_i и паровой y'_i фаз. Согласно правилу фаз Гиббса число степеней свободы такой системы $L = 2$, т.е. из четырех параметров, характеризующих равновесное состояние системы, произвольно могут быть выбраны только два, а два других определяются.

Процессы, подобные перегонке и ректификации, обычно протекают при постоянном или мало изменяющемся давлении π, величина которого бывает известна. Поэтому наиболее часто приходится выбирать один из остальных трех параметров t, x'_i или y'_i.

Согласно закону Рауля парциальные давления компонентов определяются следующим образом

для НКК (индекс a)

$$p_a = P_a x', \tag{II.17}$$

для ВКК (индекс w)

$$p_w = P_w(1 - x'). \tag{II.18}$$

Давление насыщенных паров смеси этих компонентов p_{aw} равно сумме парциальных давлений, т.е.

$$p_{aw} = p_a + p_w = P_a x' + P_w(1 - x').$$

Это уравнение, выражающее зависимость между составом жидкой фазы x' и давлением насыщенных паров этой жидкости p_{aw}, называется *уравнением изотермы жидкой фазы идеальной двухкомпонентной смеси*. В координатах $p - x'$ — это уравнение прямой, проходящей через точки $B(x' = 0, p_{aw} = P_w)$ и A $(x' = 1, p_{aw} = P_a)$, как показано на рис. II-6.

В рассматриваемой системе жидкость находится в равновесии с соответствующим насыщенным паром, т.е. при температуре кипения. Следовательно, давление насыщенных паров этой жидкости p_{aw} равно внешнему давлению π, т.е.

$$\pi = P_a x' + P_w(1 - x'). \tag{II.19}$$

Из уравнения (II.19) следует, что при известном внешнем давлении π и температуре системы t можно однозначно определить состав жидкой фазы

$$x' = \frac{\pi - P_w}{P_a - P_w}. \tag{II.20}$$

Соответственно, если известны состав жидкой фазы и температура t, то можно определить давление системы π, и, наконец, при известных π и x' методом последовательных приближений можно найти температуру системы t, которая и будет температурой кипения этой жидкости при давлении π.

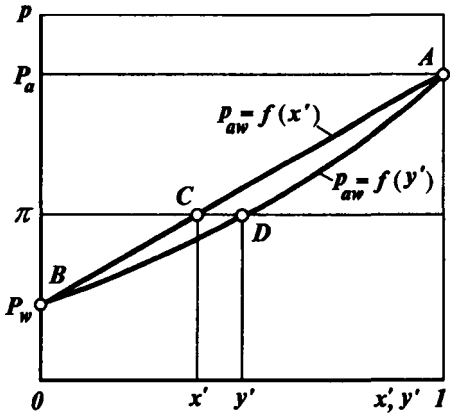


Рис. II-6. Изотермы жидкой и паровой фаз идеальной двухкомпонентной смеси:
BCA — изотерма жидкой фазы; *BDA* — изотерма паровой фазы

В соответствии с законом Дальтона парциальное давление в паровой фазе равновесной системы определяется:

для НКК

$$p_a = \pi y'; \tag{II.21}$$

для ВКК

$$p_w = \pi(1 - y'). \tag{II.22}$$

Если система находится в равновесии, то парциальные давления каждого компонента в паровой и жидкой фазах равны. Следовательно,

$$\left.\begin{aligned} \pi y' &= P_a x'; \\ \pi\left(1 - y'\right) &= P_w\left(1 - x'\right) \end{aligned}\right\}$$

Отсюда определяем состав паровой фазы, находящейся в равновесии с жидкостью состава:

$$\left.\begin{aligned} y' &= \frac{P_a x'}{\pi} = \frac{P_a}{p_{aw}} \cdot \frac{p_{aw} - P_w}{P_a - P_w}; \\ 1 - y' &= \frac{P_w\left(1 - x'\right)}{\pi} = \frac{P_w\left(1 - x'\right)}{p_{aw}}. \end{aligned}\right\} \tag{II.23}$$

Если выразить давление смеси p_{aw} через концентрацию паровой фазы y', то из уравнения (II.23) получим

$$p_{aw} = \frac{P_a P_w}{P_a - y'\left(P_a - P_w\right)}.$$

Это уравнение называется уравнением *изотермы паровой фазы* и в координатах $p - y'$ представляется гиперболой, расположенной правее изотермы жидкой фазы (см. рис. II-6), что соответствует условию для идеальных растворов при равновесии $y' > x'$.

Таким образом, при заданных внешнем давлении π и температуре системы t составы равновесных паровой и жидкой фаз определяются однозначно.

Если температура системы изменится при постоянном внешнем давлении, это приведет к соответствующему изменению составов равновесных фаз.

Составы равновесных жидкой и паровой фаз и парциальные давления компонентов (рис. II-7) могут быть определены также по известным кривым зависимости давления насыщенных паров от температуры P_a (t) и P_w (t).

При заданном внешнем давлении π точки пересечения горизонтали, имеющей ординату π, с кривыми давления насыщенных паров в точках M и N определяют соответственно температуры кипения чистого НКК t_a и чистого ВКК t_w.

Одновременное сосуществование равновесных паровой и жидкой фаз, состоящих из компонентов a и w при внешнем давлении π, возможно только в пределах температур $t_a - t_w$. При температурах, ниже чем t_a, система состоит только из жидкой фазы, а при температурах, выше чем t_w — только из паровой фазы. При температуре t_a давление насыщенных паров НКК равно внешнему давлению; при более низких, чем t_a, температурах давление в системе будет ниже π. Аналогично при температуре t_w давление насыщенных паров ВКК равно внешнему давлению, а при температурах выше, чем t_w, один ВКК будет создавать более высокое давление, чем π.

Определим составы равновесных жидкой и паровой фаз при произвольно выбранной температуре t $(t_a < t < t_w)$. При этой температуре давление насыщенных паров НКК (см. рис. II-7, а), отвечает точке L, а давление насыщенных паров ВКК — точке K. Отложим значения

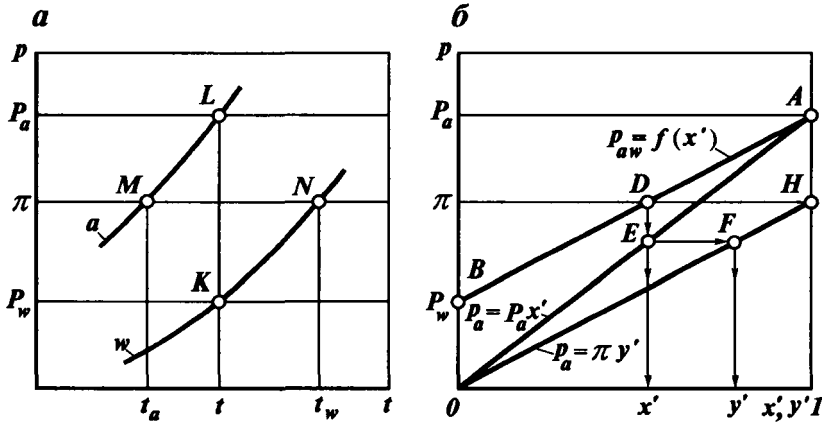


Рис. II-7. Графическое определение концентраций равновесных фаз:
а — зависимость давления насыщенных паров компонентов от температуры; *б* — зависимости изотермы жидкой фазы и парциальных давлений компонентов в паровой и жидкой фазах от концентрации

этих давлений в правой части графика (см. рис. II-7, *б*) соответственно в точках *A* ($x' = 1$, $p = P_a$) и *B* ($x' = 0$, $p = P_w$) и проведем через них прямую изотермы бинарной системы *BA*.

Точка *D* пересечения горизонтали, соответствующей внешнему давлению $\pi = p_{a_w}$, с изотермой *BA* определит состав кипящей жидкости x' при заданных температуре t_1 и давлении π.

Для определения состава паровой фазы y', равновесной с жидкостью состава x', изобразим уравнение (II.17) в тех же осях координат. Прямая *OA* выражает зависимость между составом жидкой фазы x' и парциальным давлением НКК. При найденном значении x' парциальное давление НКК p_a определится ординатой точки *E*.

Уравнение (II.21) на том же графике будет представлено прямой *OH*.

В условиях равновесия $P_a x' = \pi y'$. Поэтому проведя горизонталь из точки *E* до ее пересечения в точке *F* с прямой *OH*, найдем концентрацию НКК в паровой фазе y' при равновесии с жидкой фазой состава x' (абсцисса точки *F*).

Таким образом, при давлении π и температуре t графически найдены составы равновесных жидкой и паровой фаз x' и y'. Аналогичные построения могут быть выполнены и при других температурах системы в диапазоне $t_a - t_w$ или при другом внешнем давлении π.

УРАВНЕНИЕ И КРИВАЯ РАВНОВЕСИЯ ФАЗ БИНАРНОЙ СМЕСИ

Если определить ряд равновесных составов жидкой и паровой фаз при данном внешнем давлении π в диапазоне температур $t_a - t_w$, то в координатах $x' - y'$ можно построить кривую (рис. II-8), называемую *кривой равновесия фаз*. Каждой точке кривой равновесия фаз соответствует определенная температура в пределах температур кипения НКК t_a ($x' = 1$, $y' = 1$) и ВКК t_w ($x' = 0$, $y' = 0$).

В соответствии с законами Рауля и Дальтона при равновесии парциальные давления НКК и ВКК в паровой и жидкой фазах равны и определяются уравнениями

$$p_a = P_a x' = \pi y'$$

и

$$p_w = P_w(1 - x') = \pi (1 - y').$$

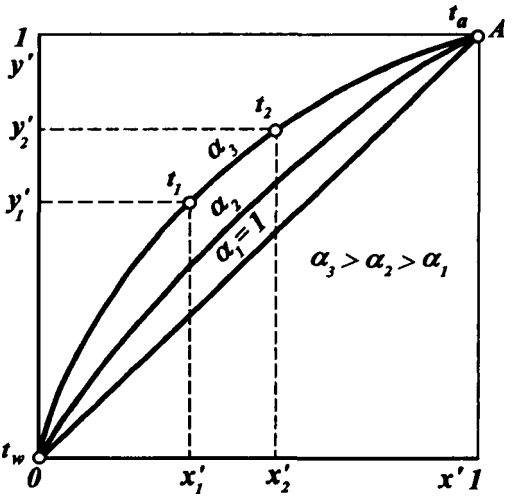


Рис. II-8. Кривая равновесия фаз в координатах $x' - y'$

Разделив левые и правые части первого на соответствующие члены второго уравнения, получим

$$\frac{y'}{1-y'}=\frac{P_a}{P_w}\frac{x'}{1-x'}=\alpha\frac{x'}{1-x'} \quad . \tag{II.24}$$

Отношение давлений P_a и P_w обозначается через α и называется *коэффициентом относительной летучести* [см. также выражение (II.12)].

Уравнение (II.24) является *уравнением кривой равновесия фаз* бинарной смеси и устанавливает зависимость между равновесными концентрациями в жидкой и паровой фазах.

Уравнение (II.24) может быть решено относительно концентраций y' или x':

$$y'=\frac{\alpha x'}{\alpha x'+(1-x')}=\frac{\alpha x'}{1+(\alpha-1)x'} \tag{II.25}$$

и

$$x'=\frac{\frac{y'}{\alpha}}{\frac{y'}{\alpha}+(1-y')}=\frac{y'}{\alpha-(\alpha-1)y'}. \tag{II.26}$$

Уравнение кривой равновесия фаз сохраняет свой вид при замене мольных концентраций массовыми. Выразив мольные концентрации через массовые и подставив их в уравнения (II.24) — (II.26), найдем

$$\frac{y}{1-y}=\alpha\cdot\frac{x}{1-x};\qquad y=\frac{\alpha x}{1+(\alpha-1)x};\qquad x=\frac{y}{\alpha-(\alpha-1)y}.$$

Поскольку $P_a > P_w$ при данной температуре t, то коэффициент относительной летучести $\alpha > 1$. Чем больше отличается P_a от P_w, тем больше величина α и тем в большей степени паровая фаза обогащена НКК по сравнению с жидкой. На рис. II-8 большей величине α отвечает

более выпуклая кривая равновесия фаз. Коэффициент относительной летучести α зависит от температуры, так как давления насыщенных паров P_a и P_w разделяемых компонентов по-разному изменяются с изменением температуры. Кроме того, α зависит от внешнего давления π, поскольку оно определяет диапазон температур кипения $t_a - t_w$ компонентов смеси.

Обычно коэффициент относительной летучести возрастает с понижением температуры, поэтому для данной равновесной системы максимальное значение α_{max} соответствует температуре t_a, а минимальное значение α_{min} температуре t_w.

При построении кривой равновесия фаз по уравнению (II.24) используют среднее геометрическое значение коэффициента относительной летучести

$$\alpha = \sqrt{\alpha_{max}\alpha_{min}}\,. \qquad \text{(II.27)}$$

Расчет составов равновесных фаз с использованием средней величины α дает некоторую погрешность в величинах равновесных концентраций, которая возрастает с увеличением разницы в коэффициентах относительной летучести α_{max} и α_{min}. Для повышения точности расчета уравнение (II.27) может быть применено для отдельных участков общего интервала изменения температур от t_a до t_w.

Для расчета величины α может быть использовано уравнение Мельпольдера и Хидингтона:

$$\lg\alpha = \frac{\Delta t}{T}\left(7{,}30 - 1{,}15\lg\pi + \frac{T}{179\lg\pi}\right), \qquad \text{(II.28)}$$

где Δt – разность температур кипения компонентов при давлении π ; T – средняя температура процесса, K; π – давление в системе, мм рт. ст. (π = 10÷1500 мм рт. ст.).

Уравнение (II.28) может быть использовано как для индивидуальных компонентов, так и для узких по температурам кипения фракций нефтепродуктов.

ИЗОБАРНЫЕ ТЕМПЕРАТУРНЫЕ КРИВЫЕ

Полученные для разных температур t равновесные составы жидкой x' и паровой y' фаз при давлении π могут быть представлены в системе координат $t - x', y'$ (рис. II-9). По оси абсцисс отложены концентрации жидкой x' и паровой y' фаз, отвечающие различным температурам t. В результате получаются две кривые, которые имеют две общие точки: A ($x' = y' = 1$), отвечающую температуре кипения НКК t_a, и B($x' = y' = 0$), соответствующую температуре кипения ВКК t_w.

Кривая AA_1A_2B представляет зависимость между температурой систе-

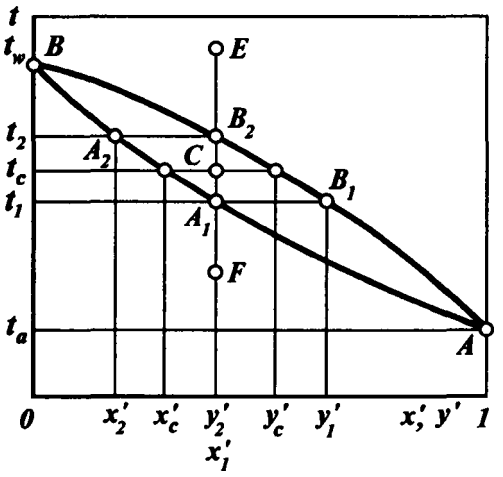


Рис. II-9. Изобарные температурные кривые

мы и составом жидкой фазы и называется *изобарной температурной кривой кипения* (*линией кипения*).

Кривая AB_1B_2B, отвечающая зависимости температуры системы от состава паровой фазы, называется *изобарной кривой конденсации паров* (*линией конденсации или насыщенных паров*).

При давлении π равновесные жидкая и паровая фазы имеют одинаковую температуру и на изобарных температурных кривых равновесные составы фаз при температуре системы t_1 определяются точками A_1 и B_1 пересечения соответствующей горизонтали с кривыми кипения и конденсации.

Горизонтальные отрезки, соединяющие точки равновесных составов жидкой и паровой фаз, называются *конодами* (например, A_1B_1).

Можно отметить, что как на диаграмме изобарных температурных кривых, так и энтальпийной диаграмме (см. далее), коноды одновременно являются и изотермами.

Точки, лежащие на кривой AA_1A_2B, отвечают жидкой фазе, находящейся при температуре кипения. Поэтому любая точка, лежащая ниже этой кривой, например точка F, характеризует систему, температура которой не достигла температуры кипения жидкости состава x'_1. Следовательно, область ниже кривой AA_1A_2B характеризует системы, состоящие только из жидкой фазы.

Аналогичным образом, любая точка, лежащая выше кривой AB_1B_2B, например точка E, характеризует систему, температура которой выше температуры начала конденсации паров состава y'_2, т.е. пары точки E являются перегретыми и система состоит только из паровой фазы. Следовательно, область диаграммы выше кривой AB_1B_2B характеризует системы, состоящие только из перегретой паровой фазы.

Точки, находящиеся между изобарными температурными кривыми, например точка C, характеризуют системы, температуры которых выше температуры кипения жидкости данного состава и ниже температуры конденсации паров этого же состава, т.е. отвечают равновесным парожидкостным системам.

Изобарные температурные кривые могут быть построены как в мольных, так и в массовых концентрациях.

ЭНТАЛЬПИЙНАЯ ДИАГРАММА

Для анализа и расчета процессов перегонки и ректификации используют также энтальпийные диаграммы, связывающие составы жидкой и паровой фаз с их энтальпиями.

Пренебрегая теплотой растворения и считая энтальпию аддитивным свойством, можно рассчитать энтальпии жидкой и паровой фаз, имеющих равновесные составы x и y при заданных температуре t и давлении π, по следующим уравнениям:

для жидкой фазы

$$h_t = \left[C_a x + C_w(1-x)\right]t = h_{at}x + h_{wt}(1-x);$$

для насыщенных паров

$$H_t = \left[C_a y + C_w(1-y)\right]t + \left[l_a y + l_w(1-y)\right] = H_{at}y + H_{wt}(1-y),$$

где C_a и C_w — средние теплоемкости в интервале температур от 0 до t соответственно НКК и ВКК, кДж/(кг · °С); l_a и l_w — скрытые теплоты испарения компонентов, кДж/кг; h и H — энтальпии тех же компонентов соответственно в жидкой и паровой фазах, кДж/кг.

На рис. II-10 дан общий вид энтальпийной диаграммы.

На энтальпийной диаграмме приведены кривые h_t энтальпии кипящей жидкости и H_t энтальпии насыщенных паров в зависимости соответственно от концентраций x и y.

Любая точка F на энтальпийной диаграмме, лежащая ниже кривой энтальпии жидкой фазы, характеризует систему, состоящую только из жидкой фазы. Любая точка E, лежащая выше кривой энтальпии паровой фазы, соответствует системе, которая состоит из перегретых паров. Точки, расположенные между кривыми энтальпий жидкой и паровой фаз, например C, характеризуют двухфазные системы.

Вертикальные отрезки между кривыми энтальпий паровой и жидкой фаз отвечают скрытой теплоте испарения (конденсации) смеси определенного состава.

На графиках изотерм и изобар коноды располагаются горизонтально, т.е. положение их легко определить. При температуре t_1 равновесные составы x_1 и y_1 определяются точками A'_1 и B'_1 (рис. II-11) Этим же составам отвечают энтальпии жидкости h_{t_1} и насыщенных паров H_{t_1}, определяемые ординатами точек A_1 и B_1.

Таким образом, на энтальпийной диаграмме коноды изображаются наклонными прямыми под разными углами к оси абсцисс (например, A_1B_1).

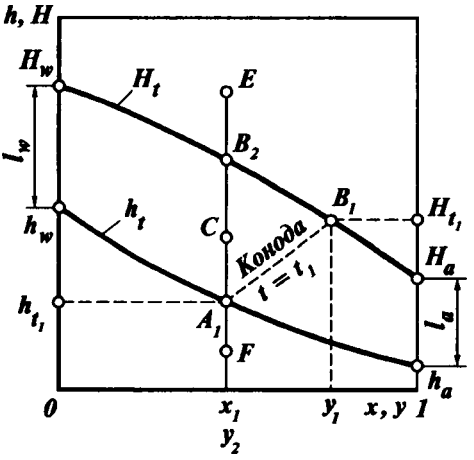


Рис. II-10. Энтальпийная диаграмма

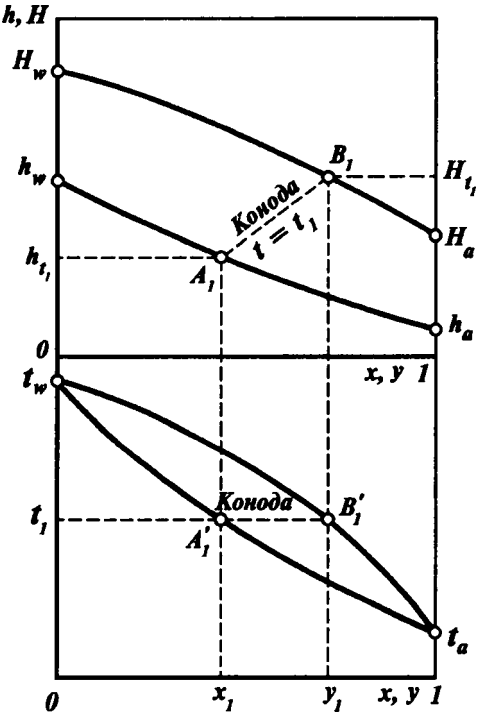


Рис. II-11. Совмещенные энтальпийная диаграмма и изобарные температурные кривые

Для удобства построений энтальпийную диаграмму обычно совмещают с графиком изобарных температурных кривых.

Энтальпийные диаграммы используют при расчетах процессов перегонки и ректификации, когда необходимо знать не только материальные, но и тепловые потоки.

РАСЧЕТ РАВНОВЕСНЫХ СОСТАВОВ ФАЗ ПРИ ПОМОЩИ КОНСТАНТ ФАЗОВОГО РАВНОВЕСИЯ

Согласно объединенному закону Рауля и Дальтона

$$\frac{y_i'}{x_i'} = \frac{P_i}{\pi} = K_i ,$$

где K_i — *константа фазового равновесия.*

Константа фазового равновесия характеризует распределение данного компонента между паровой и жидкой фазами в условиях равновесия. Для идеальной системы значение K определяется как отношение давления насыщенных паров данного компонента к давлению в системе.

Однако для систем, не являющихся идеальными при повышенных давлениях и температурах, а также систем, состоящих из компонентов с существенно различающимися физико-химическими свойствами, константы фазового равновесия, вычисленные таким способом, не будут характеризовать действительного распределения компонентов между фазами.

В этих случаях следует либо пользоваться экспериментально найденными величинами констант фазового равновесия, значения которых для ряда систем имеются в справочной литературе, либо вычислять K_i, используя термодинамические характеристики фугитивности соответственно для жидкой $f_{ж_i}$ и паровой $f_{п_i}$ фаз вместо давления насыщенных паров и внешнего давления π.

Тогда константу фазового равновесия рассчитывают так:

$$K_i = f_{ж_i} / f_{п_i} .$$

Методы определения фугитивности рассматриваются в курсе химической термодинамики.

С использованием констант фазового равновесия можно вычислить составы равновесных жидкой и паровой фаз бинарной смеси при заданных температуре и давлении. Поскольку

$$K_a = \frac{P_a}{\pi} \quad \text{а} \quad K_w = \frac{P_w}{\pi},$$

то из уравнений (II.20) и (II.23) получим

$$x' = \frac{1 - K_w}{K_a - K_w} \qquad \text{(II.29)}$$

и

$$y' = K_a x' = \frac{K_a\left(1 - K_w\right)}{K_a - K_w}.$$

РАВНОВЕСИЕ ПРИ ВЫСОКИХ ДАВЛЕНИЯХ

Рассмотрим влияние повышения давления в системе на характерные кривые, описанные выше.

Влияние давления на кривую равновесия фаз отражено на графике (рис. II-12). С увеличением внешнего давления π кривая равновесия фаз становится менее выпуклой и приближается к диагонали диаграммы $x' - y'$, так как повышение давления уменьшает коэффициент относительной лету-

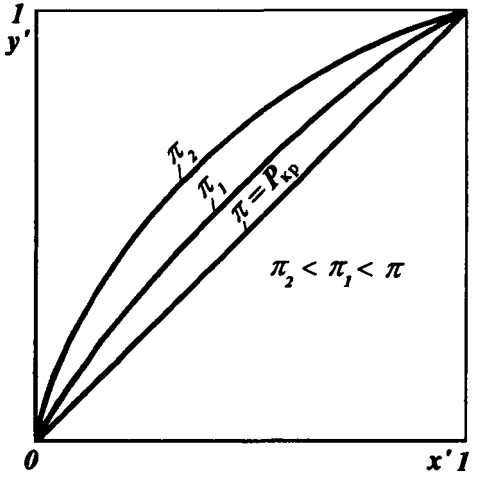


Рис. II-12. Кривая равновесия фаз при разных давлениях

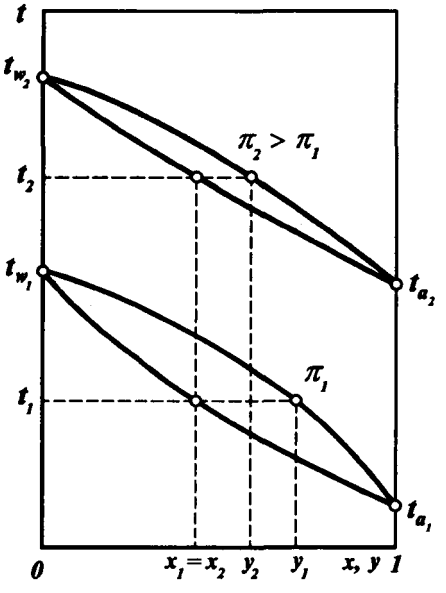


Рис. II-13. Изобарные температурные кривые при разных давлениях

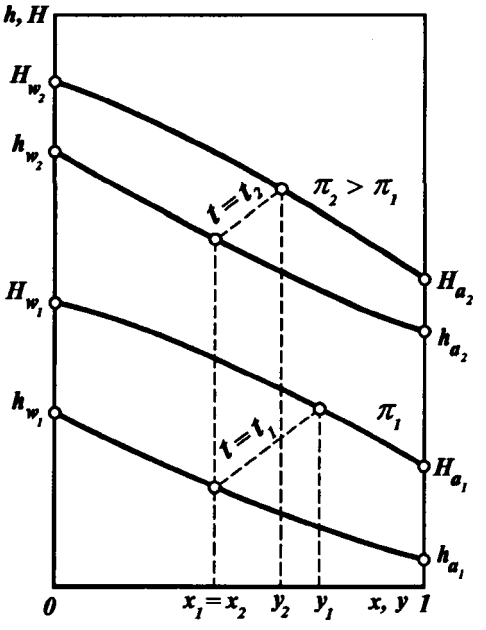


Рис. II-14. Энтальпийные диаграммы при разных давлениях

чести α , что приводит к меньшему обогащению паровой фазы НКК. При критическом давлении $P_{кр}$ кривая равновесия фаз сольется с диагональю $x' = y'$ и различие равновесных паровой и жидкой фаз исчезнет.

Поэтому при проведении процессов с участием паровой и жидкой фаз внешнее давление должно быть возможно ниже критического.

Обратимся к изобарным температурным кривым (рис. II-13). При повышении давления, во-первых, повышается температура системы, во-вторых, кривые кипения и конденсации сближаются между собой, что так же связано с меньшим обогащением паровой фазы НКК. Аналогичным образом ведут себя и кривые на энтальпийной диаграмме (рис. II-14).

Кроме того, повышение давления системы может привести ее к отклонению от идеальности.

Эти обстоятельства следует учитывать при расчетах процессов перегонки и ректификации и выборе рабочего давления в системе.

РАВНОВЕСИЕ ДВУХКОМПОНЕНТНЫХ СИСТЕМ, ЧАСТИЧНО ОТКЛОНЯЮЩИХСЯ ОТ ЗАКОНА РАУЛЯ

В отличие от идеальных растворов для двухкомпонентных систем, частично отклоняющихся от закона Рауля, парциальные давления компонентов и общее давление смеси при изменении концентрации изменяются не по прямой. Такие системы называются *нормальными растворами*. При этом смеси обладают положительным отклонением от закона Рауля, если парциальные давления и общее давление системы больше величин, вычисленных по закону Рауля. Если же парциальные давления компонентов и общее давление смеси оказываются меньше, чем для идеальных растворов, то такие смеси имеют отрицательное отклонение от закона Рауля.

На рис. II-15 приведены примеры подобных кривых в случае положительного и отрицательного отклонения от закона Рауля.

Для подобных систем кривая равновесия фаз и изобарные температурные кривые имеют тот же вид, что и для идеальных растворов, т.е. в этих системах температуры кипящей жидкости и насыщенных паров непрерывно повышаются с уменьшением концентрации НКК в жидкости и паре.

Кривая равновесия фаз смесей этого типа характеризуется тем, что концентрация НКК в паровой фазе всегда выше, чем в жидкости при любом составе жидкой фазы. Следовательно, кривая равновесия всегда выпуклая и не пересекает диагонали диаграммы $x' - y'$.

Для рассматриваемых систем парциальные давления компонентов могут быть определены по уравнениям

$$p_a = \gamma_a P_a x'$$

и

$$p_w = \gamma_w P_w (1 - x'),$$

где γ_a и γ_w — *коэффициенты активности* соответственно НКК и ВКК.

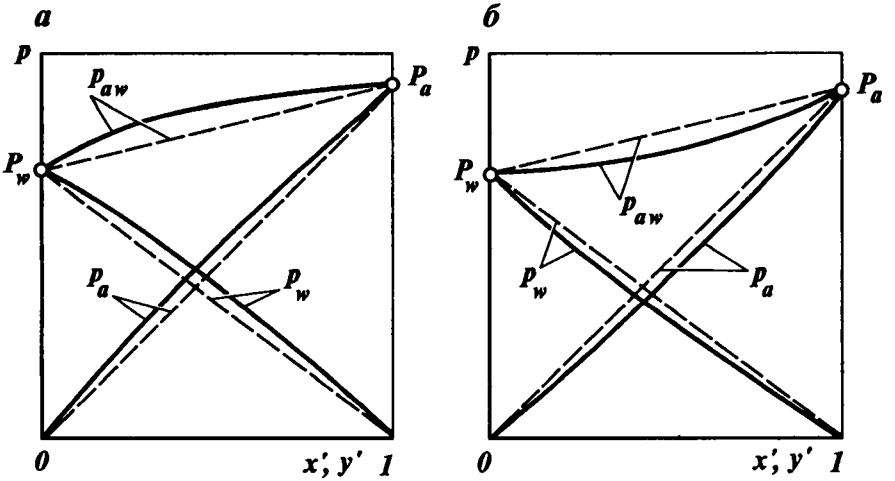


Рис. II-15. Зависимость парциальных и общего давлений в системе, частично отклоняющейся от закона Рауля:
а — смесь с положительным отклонением; *б* — смесь с отрицательным отклонением (пунктир соответствует идеальному раствору)

Коэффициенты активности характеризуют степень отклонения раствора данных жидкостей от идеальной системы. Для систем с положительным отклонением $\gamma > 1$, для систем с отрицательным отклонением $\gamma < 1$.

Коэффициенты активности зависят от состава жидкости, ее свойств, температуры и давления в системе и вычисляются либо на основе экспериментальных данных, либо по ряду эмпирических уравнений.

Уравнение изотермы жидкой фазы нормального раствора имеет вид

$$p_{aw} = \gamma_a P_a x' + \gamma_w P_w (1 - x'),$$

откуда

$$x' = \frac{p_{aw} - \gamma_a P_a}{\gamma_a P_a - \gamma_w P_w}.$$

Соответственно состав равновесного пара равен

$$y' = \frac{\gamma_a P_a}{p_{aw}} x'.$$

В условиях равновесия $p_{aw} = \pi$.

Уравнение кривой равновесия фаз подобных систем записывается так же, как для идеальных [см. уравнения (II.24) — (II.26)]. Однако в этом случае коэффициент относительной летучести должен быть определен из выражения

$$\alpha = \frac{\gamma_a P_a}{\gamma_w P_w}.$$

РАВНОВЕСИЕ ВЗАИМНО РАСТВОРИМЫХ ДВУХКОМПОНЕНТНЫХ СИСТЕМ, ОБРАЗУЮЩИХ АЗЕОТРОПНЫЕ СМЕСИ

Для таких смесей характерным является значительное отклонение величин парциальных давлений от закона Рауля, а также наличие экстремальных точек на кривых изотерм и изобарных температурных кривых. При этом, если образуется смесь с максимумом общего давления, то она кипит при минимальной температуре системы.

В противном случае, наоборот, имеем смесь с максимумом температуры кипения.

Так, например, система сероуглерод–ацетон образует азеотропную смесь состава $x'_A = y'_A = 0{,}6665$ при $\pi = 87$ кПа ($t = 35$ °С) с минимумом температуры кипения (для сероуглерода температура кипения приблизительно равна 46 °С, для ацетона – приблизительно 56 °С).

Для системы ацетон–хлороформ при $\pi = 760$ мм рт. ст. температура кипения азеотропной смеси ($x'_A = y'_A = 0{,}360$) составляет 64,8 °С (температура кипения хлороформа приблизительно равна 61,5 °С).

Общие виды изотерм и изобар для смесей, образующих азеотропы, даны ниже.

Рассмотрим особенности системы с минимумом температуры кипения (рис. II-16). Кривая *aAa* на изотерме и изобаре характеризует жидкую фазу, а кривая *bAb* – равновесную паровую фазу.

При составе $x'_A = y'_A$ данная смесь обладает максимальным давлением паров и минимумом температуры кипения (точка *A*).

Смесь, составы паровой и жидкой равновесных фаз которой одинаковы, а температура кипения определенна (как у *индивидуального вещества), называется азеотропной смесью* (азеотропом).

При испарении такая смесь не изменяет своего состава, поэтому для ее разделения требуются специальные методы (*азеотропная и экстрактивная ректификация*, изменение давления и др.)

Образование азеотропной смеси приводит к превращению исходной

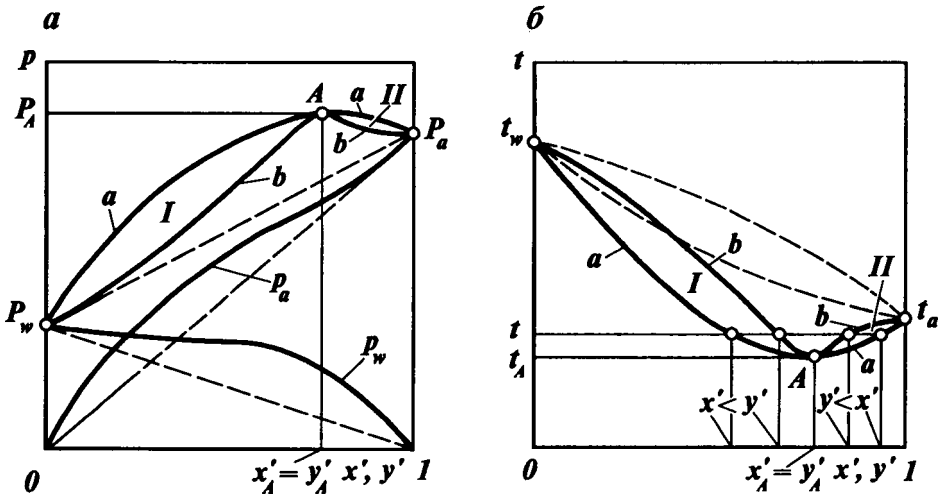


Рис. II-16. Изотермы (*а*) и изобары (*б*) для систем, образующих азеотропную смесь с минимумом температуры кипения:
I – область $y' > x'$; *II* – область $y' < x'$

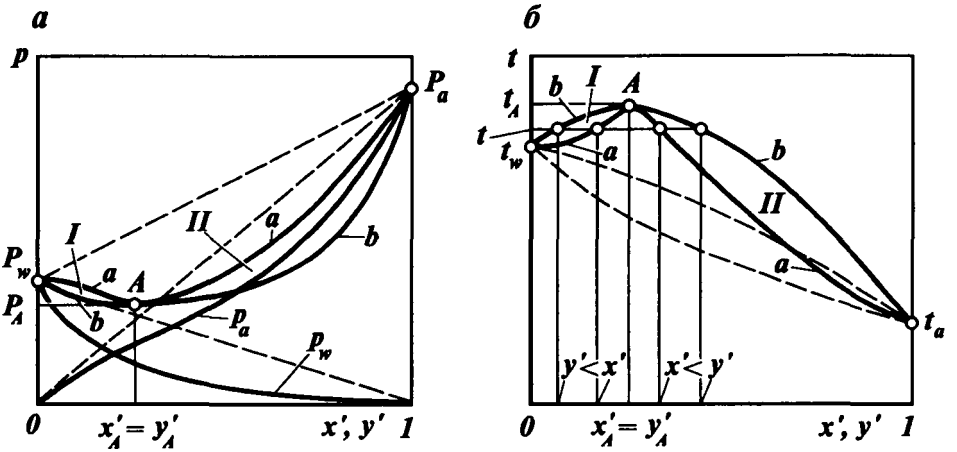


Рис. II-17. Изотермы (*а*) и изобары (*б*) для систем, образующих азеотропную смесь с максимумом температуры кипения:
I — область $y' < x$; *II* — область $y' > x'$

бинарной смеси как бы в трехкомпонентную, состоящую из исходных НКК, ВКК и азеотропа. При этом в области концентраций $y' < x'_A$ (область *I* на диаграммах) НКК ведет себя, как обычно, и $y' > x'$, в области же концентраций $y' > x'_A$ (область *II* на диаграммах) НКК и ВКК меняются ролями, в результате чего оказывается, что $y' < x'$.

Для систем с максимумом температуры кипения (рис. II-17) кривая *aAa* изображает изотерму и изобару жидкой фазы, а кривая *bAb* — соответственно, то же для равновесной паровой фазы.

При составе $x'_A = y'_A$ такая смесь развивает минимальное давление (точка *A*) и имеет максимальную температуру кипения, соответствующую температуре кипения азеотропа t_A. В результате, как и в предшествующем

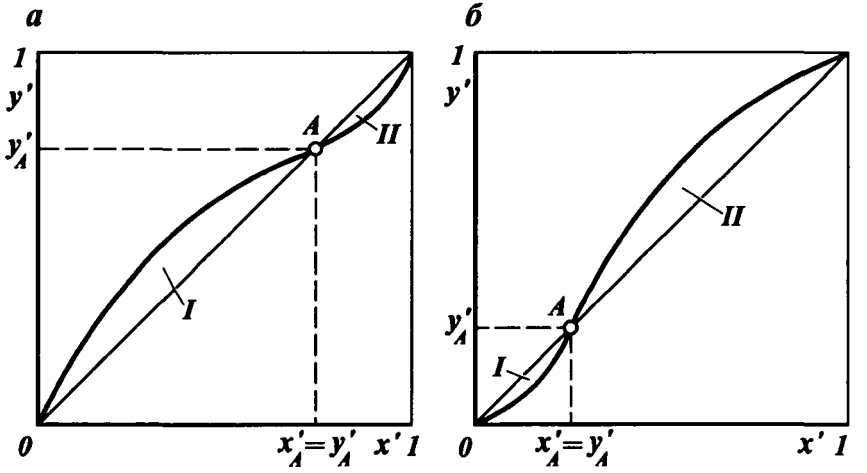


Рис. II-18. Кривая равновесия фаз при наличии азеотропа:
а — при минимуме температуры кипения; *б* — при максимуме температуры кипения. Области *I* и *II* см. на рис II-16 и II-17

случае, смесь становится как бы трехкомпонентной. При этом в области концентраций $y' < x'_A$ (область *I* на диаграммах) НКК и ВКК меняются ролями и $y' < x'$, в области концентраций $y' > x'_A$ (область *II* на диаграммах) НКК выступает в своей обычной роли и $y' > x'$.

В рассмотренных системах образование азеотропа приводит к существенному изменению равновесных зависимостей. При этом в точке *A* (рис. II-18) $x'_A = y'_A$ и кривая равновесия пересекает диагональ диаграммы $x' - y'$, отражая наличие азеотропа в смеси.

РАВНОВЕСИЕ ЧАСТИЧНО РАСТВОРИМЫХ ЖИДКОСТЕЙ

Взаимная растворимость жидкостей зависит от их составов и температуры. Как правило, с увеличением температуры взаимная растворимость жидкостей возрастает. Типичная кривая растворимости системы двух частично растворимых жидкостей приведена на рис. II-19.

Примером жидкостей, у которых при повышении температуры взаимная растворимость понижается, могут служить системы эфир – вода или триэтиламин-вода.

Если задать температуру системы, равную t, то в области концентраций $x < x_1$ и $x > x_2$ образуется однофазная гомогенная система и жидкости будут полностью взаимно растворимы. При составе смеси $x_1 \leq x \leq x_2$ образуются две жидкие фазы с концентрацией данного компонента x_1 в одной фазе и x_2 в другой.

С изменением температуры изменяется и область концентраций $x_1 - x_2$, в пределах которой существуют две жидкие фазы. При температурах выше критической температуры растворения $t_{кр}$ (см. рис. II-19) система двух жидкостей образует гомогенный раствор при их смешении в любых соотношениях.

Таким образом, при изменении состава исходной смеси от x_1 до x_2 меняются только массы фаз, составы же фаз остаются неизменными и равными x_1 для одного слоя и x_2 для другого.

В равновесии с обеими жидкими фазами находится одна паровая фаза определенного состава. Это справедливо для смесей любого состава в преде-

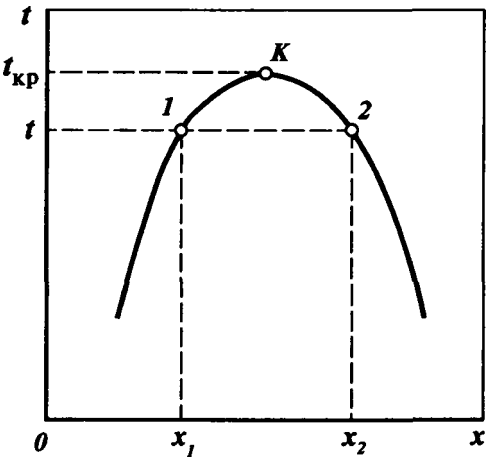


Рис. II-19. Кривая растворимости двух частично растворимых жидкостей:
1 – точка, соответствующая составу x_1 при температуре t; 2 – то же, для x_2

лах изменения концентрации в жидкой фазе от x_1 до x_2. За пределами этой области концентраций имеем гомогенный раствор, для которого равновесная концентрация в паровой фазе уже будет зависеть от состава жидкой фазы.

Если пары, находящиеся в равновесии с двумя жидкими фазами составов x_1 и x_2, имеют равновесный состав $x_1 < y_A < x_2$, то имеем дело с жидкостями, образующими кривые растворимости п е р в о г о т и п а (эвтектический класс частично растворимых компонентов). В этом случае при некоторой концентрации жидкой фазы x_A в системе образуется азеотроп, определяющий температуру кипения смеси в интервале изменения концентраций $x_1 - x_2$.

Типичные изобарные температурные кривые для жидкостей, имеющих кривые растворимости первого типа, приведены на рис. II-20. К этому типу, например, относится система вода—фурфурол.

При изменении концентрации компонента в жидкости от 0 до x_1 температура системы будет понижаться от t_w — температуры кипения ВКК до t_A — температуры кипения азеотропа. Концентрация НКК в равновесных парах изменяется соответственно от 0 до $y_A = x_A$.

В области концентраций исходного НКК от x_1 до x_2 образуются два жидких слоя, один из которых имеет концентрацию x_1, а другой x_2. Температуры кипения всех жидкостей в указанном интервале концентраций будут оставаться равными t_A.

При увеличении концентрации исходного НКК в смеси свыше x_2 вновь образуется гомогенный раствор, а температура кипения смеси будет увеличиваться от t_A до t_a при одновременном увеличении концентрации исходного НКК в равновесных парах. В этой области концентраций роль НКК перейдет к исходному ВКК.

Для подобных систем кривая равновесия будет иметь вид, приведенный на рис. II-21.

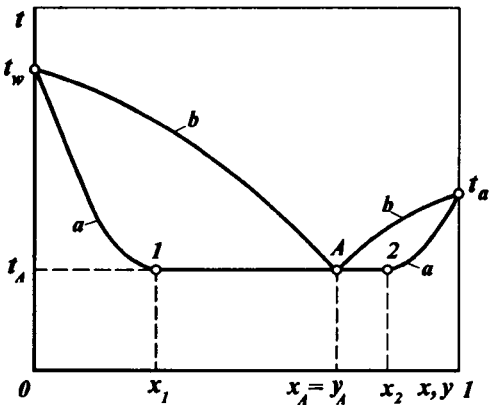


Рис. II-20. Изобарные температурные кривые для жидкостей, имеющих кривые растворимости первого типа:
1 — точка, соответствующая составу x_1 при температуре t_A; 2 — то же, для x_2; *A* — точка азеотропа

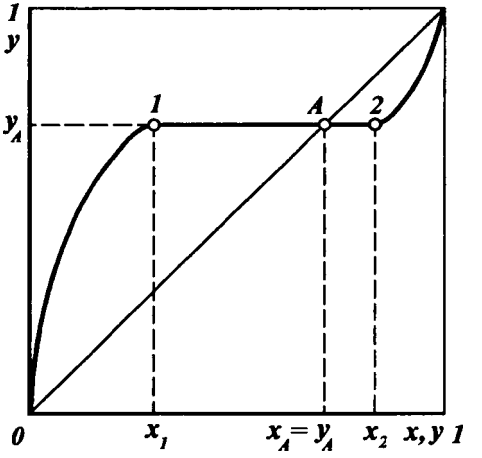


Рис. II-21. Кривая равновесия фаз для смесей, имеющих кривую растворимости первого типа:
1 — точка, соответствующая составу x_1 при составе паровой фазы y_A; 2 — то же, для x_2; *A* — точка азеотропа

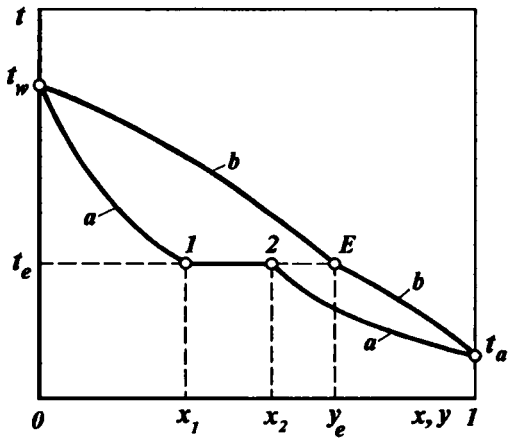


Рис. II-22. Изобарные температурные кривые для жидкостей, имеющих кривые растворимости второго типа:
1 — точка, соответствующая составу x_1 при температуре t_e; 2 — то же, для x_2; *E* — точка, соответствующая составу равновесных паров y_e

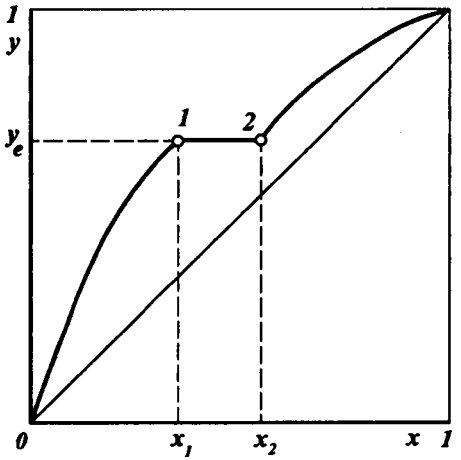


Рис. II-23. Кривая равновесия фаз для ограниченно растворимых жидкостей второго типа:
1 — точка, соответствующая составу x_1 при составе паровой фазы y_e; 2 — то же, для x_2

Жидкости, у которых в гетерогенной области существования состав равновесного пара выходит за пределы концентраций x_1 — x_2, относятся ко второму типу (неэвтектический класс частично растворимых компонентов). Примером системы второго типа является смесь фенола и воды.

На рис. II-22 и II-23 приведены соответственно изобарные температурные кривые и кривая равновесия фаз для этого типа жидкостей при $y_e > x_1, x_2$.

При изменении концентрации НКК от 0 до x_1 система будет однофазной. Температура системы будет уменьшаться от t_w до t_e. Равновесные пары изменят свой состав от 0 до y_e (точка *E*).

В области составов смеси от x_1 до x_2 температура кипения жидкости остается постоянной и равной t_e. Образовавшиеся две жидкие фазы имеют составы x_1 и x_2, а равновесные с этими жидкостями пары — состав y_e.

Изменение концентрации НКК в пределах от x_2 до 1 приведет к изменению температуры системы от t_e до t_a. Система будет иметь одну жидкую фазу, а состав паров будет изменяться от y_e до 1.

Из приведенных данных следует, что состав равновесных паров смеси второго типа богаче НКК, чем жидкость.

РАВНОВЕСИЕ ВЗАИМНО НЕРАСТВОРИМЫХ ЖИДКОСТЕЙ

При рассмотрении равновесия практически взаимно нерастворимых жидкостей могут встретиться два случая:

1) оба компонента присутствуют и в паровой, и в жидкой фазах;

2) в жидкой фазе присутствует только один из компонентов.

Первый случай отвечает состоянию системы, при котором пары обоих компонентов являются насыщенными, а в жидкости вследствие нерастворимости компонентов имеются две фазы.

Примером такой системы является смесь углеводородов в присутствии насыщенного водяного пара.

Согласно правилу фаз Гиббса, число степеней свободы такой системы $L = 2 + 2 - 3 = 1$, т. е. только один из параметров, характеризующих состояние такой системы (температура, давление, состав паровой фазы), может быть выбран произвольно. Соотношение между количествами фаз не оказывает влияния на состояние равновесия. Таким образом, достаточно, например, задаться температурой системы, чтобы определилось равновесное состояние, т.е. давление системы и состав паровой фазы.

Во втором случае один из компонентов присутствует в виде перегретых паров, а жидкая фаза только одна.

Примером такой системы может служить смесь углеводородов в присутствии перегретого водяного пара или инертного газа (азот, двуокись углерода и др.).

Для такой системы число степеней свободы $L = 2 + 2 - 2 = 2$, т.е. из вышеупомянутых параметров, характеризующих состояние равновесной системы, произвольно могут быть выбраны два. В этом случае недостаточно знать только температуру; чтобы в условиях равновесия определился состав паровой фазы, необходимо также задать давление, а чтобы определить давление системы, надо назначить состав паровой фазы.

Для взаимно нерастворимых жидкостей в случае, когда оба компонента присутствуют в жидкой фазе, давление системы при заданной температуре не зависит от соотношения масс жидких фаз и поэтому равно сумме давлений насыщенных паров компонентов, т.е.

$$p_{az} = p_a + p_z = P_a + P_z .$$

В соответствии с законом Дальтона, состав паровой фазы определится следующим образом

$$\left.\begin{aligned} y'_a &= \frac{p_a}{p_{az}} = \frac{P_a}{P_a + P_z}; \\ y'_z &= 1 - y'_a = \frac{p_z}{p_{az}} = \frac{P_z}{P_a + P_z}. \end{aligned}\right\} \qquad \text{(II.30)}$$

Для пересчета мольных концентраций паровой фазы в массовые используют следующее уравнение

$$y_a = \frac{G}{G+Z} = \frac{N_a M_a}{N_a M_a + N_z M_z} =$$

$$= \frac{y'_a M_a}{y'_a M_a + \left(1 - y'_a\right) M_z} = \frac{P_a M_a}{P_a M_a + P_z M_z} = \frac{1}{1 + \dfrac{P_z M_z}{P_a M_a}}, \qquad \text{(II.31)}$$

где M_a и M_z — соответственно мольные массы компонентов a и z.

Удельный массовый расход одного компонента по отношению к другому, например расход водяного пара Z, затрачиваемого на перегонку массы углеводородов G, определится следующим образом:

$$\frac{G}{Z} = \frac{1 - y_a}{y_a} = \frac{P_z M_z}{P_a M_a} = \frac{\left(\pi - P_a\right) M_z}{P_a M_a}, \qquad \text{(II.32)}$$

где π — внешнее давление системы.

Из уравнения (II.32) следует, что относительный расход отпаривающего агента тем меньше, чем меньше его мольная масса.

Во втором случае, когда в жидкой фазе присутствует только один компонент, например, компонент a, а пары другого компонента z являются перегретыми, выбор внешнего давления π при заданной температуре равноценен выбору парциального давления p_z, так как $p_z = \pi - p_a = \pi - P_a$.

При выбранных значениях температуры и давления состав паровой фазы и расход отпаривающего агента Z (водяной пар, азот, двуокись углерода и др.) могут быть вычислены по уравнениям (II.30), (II.31) и (II.32).

Аналогично решается задача при выбранных температуре системы и составе паровой фазы. В этом случае из уравнений (II.30) и (II.32) определяют величины внешнего давления системы $\pi = p_{az}$ и парциального давления p_z.

РАВНОВЕСИЕ МНОГОКОМПОНЕНТНОЙ СМЕСИ В ПРИСУТСТВИИ ВОДЯНОГО ПАРА (ИНЕРТНОГО ГАЗА)

Рассмотрим многокомпонентную систему, состоящую из $(n + 1)$ компонента, из которых n полностью взаимно растворимы, а компонент z не растворяется в остальных компонентах. Такой случай часто встречается в нефтепереработке при перегонке и ректификации углеводородов в присутствии водяного пара.

Для рассматриваемой системы возможны два случая: с насыщенным и перегретым компонентом z.

Когда система находится в присутствии насыщенного компонента z, число степеней свободы такой системы $L = (n + 1) + 2 - 3 = n$, т.е. равно числу взаимно растворимых компонентов в системе.

Поскольку система имеет n степеней свободы, необходимо задать, например, давление, температуру и $(n - 2)$ концентрации в одной из фаз, чтобы определить все другие параметры системы [в данном случае $(n + 2)$ концентрации].

Состав паровой фазы такой системы можно характеризовать либо относительно всех $(n + 1)$ компонентов, входящих в систему, либо по отношению к n взаимно растворимым компонентам. В последнем случае равновесная концентрация любого компонента y'_i будет определяться всеми концентрациями x'_i, $i = 1, 2, \ldots, n$ взаимно растворимых компонентов, находящихся в жидкой фазе.

В подобных системах процессы перегонки и ректификации осуществляются с целью разделения взаимно растворимых компонентов, а водяной пар играет вспомогательную роль, понижая температуру процесса. Поэтому удобнее относить концентрации x'_i и y'_i к сумме взаимно растворимых компонентов.

Общее давление насыщенных паров такой системы равно сумме давлений насыщенных паров взаимно растворимых компонентов (углеводородной смеси) $p_н$ и насыщенного водяного пара p_z, т.е.

$$p_{нz} = p_н + p_z .$$

Для взаимно растворимых компонентов, образующих идеальный раствор,

$$p_н = \sum_{i=1}^{n} p_i = \sum_{i=1}^{n} P_i\, x_i',$$

где $\sum_{i=1}^{n} x_i' = 1.$

Следовательно,

$$p_{нz} = \sum_{i=1}^{n} P_i\, x_i' + p_z.$$

Для равновесной системы, состоящей из паровой и жидкой фаз, давление насыщенных паров $p_{нz}$ равно внешнему давлению π, т.е,

$$\pi = \sum_{i=1}^{n} P_i\, x_i' + p_z.$$

Если величину p_z перенести в левую часть равенства, то получим, что

$$\pi - p_z = \sum_{i=1}^{n} P_i\, x_i'.$$

Таким образом, уравнение изотермы жидкой фазы может быть записано так же, как и для взаимно растворимых жидкостей [см. уравнение (II.11)], если за величину внешнего давления принять $\pi - p_z$. Поэтому процессы перегонки и ректификации, осуществляемые в присутствии насыщенного водяного пара, протекают так же, как и при снижении общего давления системы на величину p_z.

Из объединенного закона Рауля и Дальтона можно записать, что

$$P_i\, x_i' = p_н y_i' = (\pi - p_z) y_i',$$

откуда

$$y_i' = \frac{P_i}{p_н} x_i' = \frac{P_i}{\pi - p_z} x_i'.$$

Следовательно, расчет равновесных составов паровой и жидкой фаз может быть выполнен по уравнениям (II.13) и (II.14) при давлении $\pi - p_z$.

В системе с перегретым водяным паром или инертным газом имеются только две фазы — жидкая и паровая. Поэтому число степеней свободы такой системы $L = n + 1$, т.е. равно общему числу компонентов в системе. Для расчета такой системы могут быть использованы вышеприведенные уравнения, в которых p_z — давление перегретого водяного пара (инертного газа) при заданной температуре процесса t.

Поскольку парциальное давление насыщенного водяного пара больше, чем перегретого, более выгодно применять насыщенный водяной пар. Однако, чтобы исключить образование конденсата в системе, применяют перегретый водяной пар или инертный газ.

ГЛАВА III ИСПАРЕНИЕ И КОНДЕНСАЦИЯ

СУЩНОСТЬ ПРОЦЕССОВ ИСПАРЕНИЯ И КОНДЕНСАЦИИ

Испарение — процесс перехода вещества из жидкого или твердого состояния в парообразное (газообразное). Испарение твердых тел — процесс непосредственного перехода при нагревании твердого тела в парообразное, минуя жидкое состояние, называют возгонкой или сублимацией.

Испарение лежит в основе многих процессов нефтегазопереработки при разделении веществ (например, *ректификация*, *перегонка*, нагрев сырья в *трубчатых печах*, регенерация растворителей), регазификации сжиженных газов, *сушке*.

Испарение может происходить с поверхности жидкости и в ее объеме, последнее называют *кипением*. Процесс испарения интенсифицируется с повышением температуры и понижением давления. Для отрыва молекул от жидкой фазы и перехода их в паровую или газовую необходимо затратить энергию, называемую *скрытой теплотой испарения*. Теплота испарения по своей величине равна теплоте *конденсации* и зависит от температуры и давления процесса, уменьшаясь с приближением их к *критическим величинам*. При испарении в адиабатических условиях тепло отбирается от испаряющейся жидкости, вследствие чего происходит ее охлаждение. Испарение в закрытой емкости происходит до тех пор, пока насыщенные пары вещества не заполнят пространство над жидкостью.

Конденсация — процесс перехода вещества из парообразного состояния в жидкое; осуществляется путем охлаждения или сжатия и охлаждения пара при температурах ниже критических для данного вещества, при этом процесс сопровождается выделением теплоты конденсации. При конденсации резко уменьшается объем среды и образуется вакуум. Это обстоятельство обусловило использование конденсаторов для создания вакуума. Конденсация применяется для: получения в жидком виде продуктов, выводимых из аппаратов в парообразном состоянии; сжижения природных, попутных газов, паров хладагентов в холодильных установках и т.п.

Процесс частичного испарения жидкости или конденсации паров, проводимый для получения одного из продуктов обогащенного НКК или высококипящим ВКК, называется *перегонкой*. Образующийся при этом отгон в паровой фазе, обогащенный НКК, подвергают в дальнейшем конденсации.

Испарение жидкости или конденсацию паров осуществляют различными способами: однократным, многократным и постепенным.

Однократное испарение (ОИ) и однократная конденсация (ОК). Эти процессы характеризуются тем, что образовавшиеся паровая и жидкая фазы не разделяются до окончания процесса, а при достижении конечной температуры их разделяют в один прием, однократно. При этом принимают, что образовавшиеся паровая и жидкая фазы находятся в состоянии равновесия. Примером процесса ОИ является частичное испарение жидкого сырья, поступающего в ректификационную колонну из трубчатой печи.

Многократное испарение и многократная конденсация. Эти процессы состоят в неоднократном повторении процессов ОИ или ОК для более полного разделения исходной смеси. Так, многократное испарение состоит из повторяющегося процесса однократного испарения. Образовавшиеся

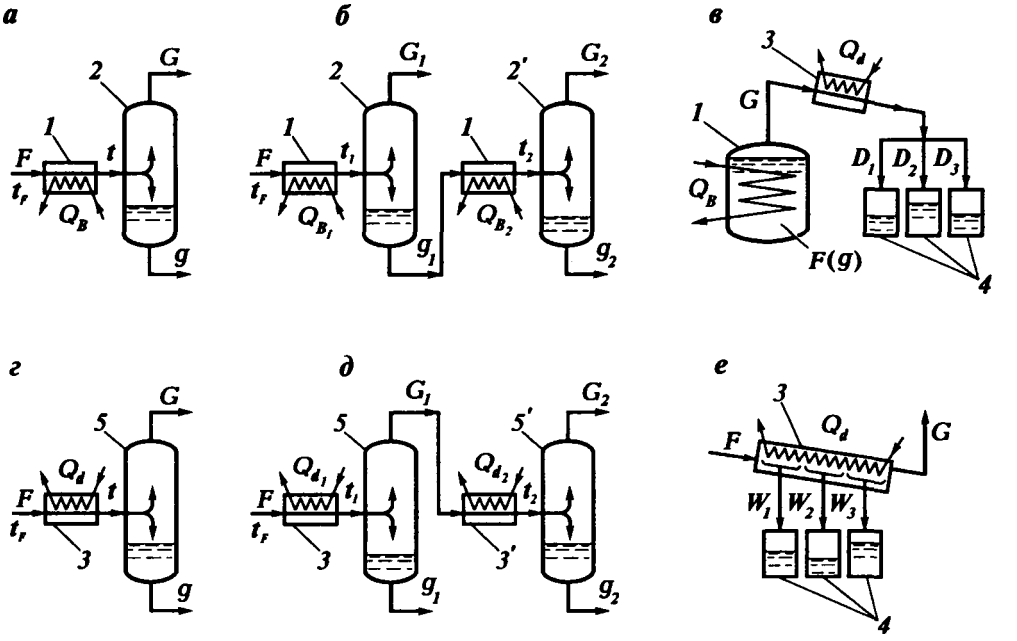


Рис. III-1. Схемы основных видов процессов испарения и конденсации:
а — в — испарение: *а* — однократное (ОИ); *б* — многократное (двукратное); *в* — постепенное; *г — е* — конденсация: *г*— однократная (ОК); *д* — многократная (двукратная); *е* — постепенная. *1, 1'* — испарители; *2, 2', 5, 5'* — сепараторы; *3, 3'* — конденсаторы; *4* — приемники

при испарении пары отделяют в несколько ступеней. Причем во второй ступени осуществляется ОИ жидкой фазы, образовавшейся в первой ступени, а в третьей ступени — ОИ жидкой фазы, поступающей из второй ступени разделения, и т.д. Соответственно при многократной конденсации на последующую ступень разделения поступают пары, оставшиеся после отделения от них конденсата на предшествующей ступени разделения.

Постепенное испарение и постепенная конденсация. Эти процессы осуществляются так, что пары, образовавшиеся при испарении (или жидкость при конденсации), удаляются из системы непрерывно в момент их образования. Образовавшиеся в системе паровая и жидкая фазы всегда находятся в состоянии равновесия. Процессы постепенного испарения и конденсации можно рассматривать как предельный случай многократного процесса при бесконечно большом числе ступеней разделения. Примером процесса постепенного испарения является перегонка из куба периодического действия.

В промышленных установках процессы испарения и конденсации проводятся при изобарных или близких к ним условиях.

На рис. III-1 приведены схемы основных видов процессов испарения и конденсации.

ОДНОКРАТНОЕ ИСПАРЕНИЕ (КОНДЕНСАЦИЯ)

Бинарные смеси. Рассмотрим материальный и тепловой балансы процесса ОИ двухкомпонентной смеси.

Материальный баланс процесса однократного испарения может быть представлен уравнениями:

общий

$$F = G + g;$$

для низкокипящего компонента

$$Fx_F = Gy + gx.$$

Совместное решение приведенных уравнений дает выражение

$$x_F = ey + (1 - e)x,$$

где отношение массы образовавшихся паров G к массе исходной смеси F называется *массовой долей отгона* и обозначается через e.

Аналогично может быть составлено уравнение материального баланса ОИ в мольных единицах:

$$x'_F = e'y' + (1 - e')x'. \qquad \text{(III.1)}$$

Отношение G' к F' есть *мольная доля отгона*, обозначаемая через e'.

Поскольку образовавшийся пар и жидкий остаток находятся в равновесии, т.е.

$$y' = K_a x',$$

уравнение (III.1) можно представить в виде

$$e' = \frac{x'_F - x'}{y' - x'} = \frac{x'_F - x'}{(K_a - 1)x'}.$$

Заменив x' согласно уравнению (II.29), получим

$$e' = \frac{x'_F(K_a - K_w) - (1 - K_w)}{(K_a - 1)(1 - K_w)}. \qquad \text{(III.2)}$$

Из уравнения (III.2) можно определить мольную долю отгона e' при заданной мольной концентрации НКК в исходной смеси x'_F и известных температуре t и давлении π в сепараторе.

Для взаимного пересчета массовой e и мольной e' долей отгона проведем следующие преобразования. Число молей образовавшихся при ОИ паров равно Fe/M_y, где M_y – средняя мольная масса паров. Это же число молей будет равно $Fe'/M_{см}$, где $M_{см}$ – мольная масса исходной жидкой смеси. Отсюда получим соотношение

$$eM_{см} = e'M_y. \qquad \text{(III.3)}$$

Обычно $M_{см} > M_y$, поэтому $e' > e$.

Возможны случаи, когда значения давлений насыщенных паров компонентов существенно различаются, т. е. $P_a >> P_w$ или $K_a >> K_w$. В этих условиях ВКК можно считать практически нелетучим (например, оттонка растворителя от масла) и для расчета доли отгона e' можно использовать более простое соотношение

$$e' = \frac{K_a x'_F - 1}{K_a - 1}.$$

Процесс ОИ связан с подводом тепла Q_B. Без учета теплопотерь тепло, которое содержится в паровой и жидкой фазах, образовавшихся в результате процесса ОИ, должно быть равно теплу исходной жидкости Q_F и теплу Q_B, подведенному со стороны для осуществления процесса испарения:

$$Q_F + Q_B = Fh_{t_F} + Q_B = GH_t + gh_t .$$

Имея в виду, что

$$g = F - G,$$

получим

$$G\left(H_t - h_t\right) = F\left[\left(h_{t_F} + \frac{Q_B}{F}\right) - h_t\right].$$

Введем понятие о приведенной энтальпии сырья θ, которая определяет количество введенного тепла, приходящегося на единицу массы исходного сырья

$$\theta = h_{t_F} + \frac{Q_B}{F}.$$

Тогда можно записать

$$e = \frac{G}{F} = \frac{\theta - h_t}{H_t - h_t} = \frac{x_F - x}{y - x}. \qquad \text{(III.4)}$$

На энтальпийной диаграмме уравнение (III.4) представляет собой уравнение прямой, проходящей через три точки (рис. III-2): $c(x_F, \theta)$, $w(x, h_t)$ и $d(y, H_t)$.

Процесс однократного испарения (однократной конденсации) можно проанализировать при помощи изобарных температурных кривых и энтальпийной диаграммы.

Исходной жидкой смеси, поступающей на ОИ при температуре t_F и концентрации НКК x_F, отвечает точка F на графике изобар и точка f на энтальпийной диаграмме. На обеих диаграммах нагревание исходной жидкой смеси от температуры t_F до температуры t_l соответствует перемещению по вертикали: на графике изобар от точки F до точки W_l, а на энтальпийной диаграмме от точки f до w_l, при этом состав исходной смеси не меняется. В точке W_l (или w_l) температура смеси t_l (или энтальпия) соответствует температуре ее кипения при $e = 0$.

Образующийся при этом пар y_l находится в равновесии с исходной жидкостью.

Для осуществления нагрева сырья от температуры t_F до t ему сообщается тепло Q_B (точки C и c). Положение точки c определяется ординатой θ и абсциссой x_F, а точки C — ординатой t и абсциссой x_F.

В точке C (или c) система будет состоять из жидкой и паровой фаз составов x и y. Составы и энтальпии жидкости и пара, образовавшихся в процессе ОИ, определяются точками W (или w) и D (или d).

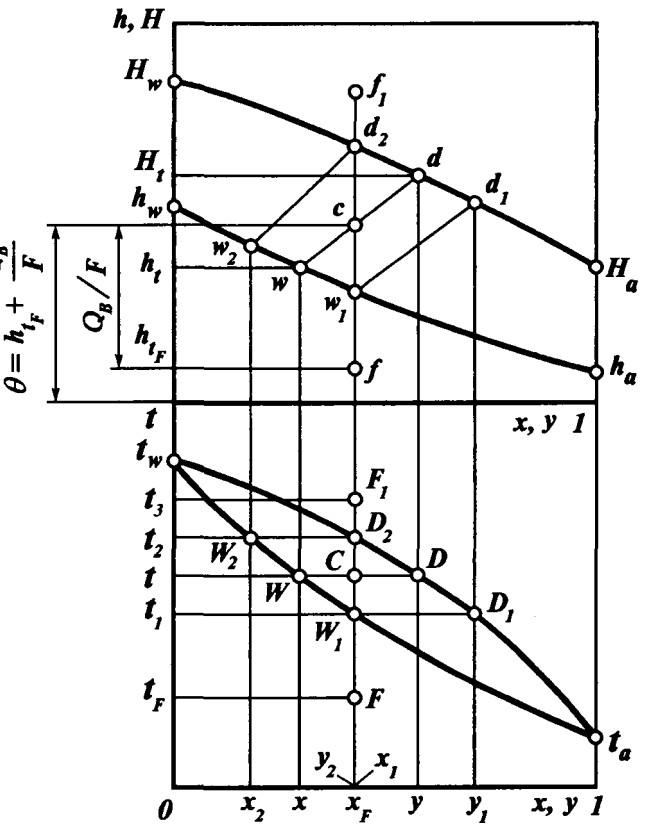


Рис. III-2. Процесс ОИ (ОК) бинарной смеси на изобарных температурных кривых и энтальпийной диаграмме

Уравнение (III.4) соответствует прямой *wd*. Сопоставив это уравнение с отрезками прямых на рис. III-2, получим соотношение:

$$e = \frac{WC}{WD} = \frac{wc}{wd},$$

т.е. отрезок *WC* (или *wc*) пропорционален массе отгона *G*. Соответственно отрезок *CD* (или *cd*) пропорционален массе жидкого остатка. Длина коноды *WD* (или *wd*) пропорциональна массе исходной жидкой смеси *F*.

При нагреве смеси до температуры t_2 она полностью перейдет в парообразное состояние ($e = 1$). Состав образовавшегося пара y_2 соответствует точке D_2 (или d_2), при этом $y_2 = x_F$. Состав и энтальпия последней порции жидкости определяются точками W_2 и w_2.

Величина x_2 показывает, что четкого разделения компонентов путем ОИ достичь не удается, так как в конце испарения в жидкости еще содержится значительное количество НКК; t_2 есть температура конца однократного испарения.

При температуре системы $t_3 > t_2$ (точки F_1 и f_1), более высокой, чем температура конца однократного испарения, система будет состоять из перегретых паров состава x_F.

При понижении температуры системы от t_3 до t_F будет происходить охлаждение паров, а начиная с точки D_2 (или d_2) — их конденсация.

Степень конденсации r паровой фазы при температуре t определится следующим образом:

$$r = 1 - e = \frac{g}{F} = \frac{F - G}{F} = \frac{CD}{WD} = \frac{cd}{wd}.$$

При понижении температуры паров длина отрезка CD (или cd) увеличивается, что соответствует повышению степени конденсации.

Многокомпонентные смеси. При разделении многокомпонентных и сложных смесей, характерных для нефтегазопереработки и нефтехимии, любой компонент путем однократного испарения будет распределяться в определенном соотношении между отгоном и остатком.

Материальный баланс процесса однократного испарения для любого (i-го) компонента многокомпонентной смеси запишется в виде

$$x'_{i,F} = e'y'_i + (1 - e')x'_i. \qquad \text{(III.5)}$$

Образовавшаяся паровая фаза состава y_i' будет находиться в равновесии с жидким остатком состава x_i', т. е.

$$y'_i = K_i x'_i .$$

С учетом этого, уравнение (III.5) можно представить в виде

$$x'_{i,F} = e'K_i x'_i + (1 - e')x'_i.$$

Следовательно, покомпонентный состав жидкого остатка будет определяться выражением

$$x'_i = \frac{x'_{i,F}}{1 + e'(K_i - 1)}. \qquad \text{(III.6)}$$

Поскольку

$$\sum_{i=1}^{n} x'_i = 1,$$

то из уравнения (III.6) получим

$$\sum_{i=1}^{n} \frac{x'_{i,F}}{1 + e'(K_i - 1)} = 1. \qquad \text{(III.7)}$$

Уравнение (III.7) связывает долю отгона e', температуру и давление системы. В этом уравнении температура системы присутствует в косвенном виде, оказывая влияние через посредство давления насыщенных паров (констант фазового равновесия) компонентов, являющегося функцией температуры.

При заданных составе исходной смеси $x'_{i,F}$, давлении π и температуре t уравнение (III.7) используется для определения методом последовательных приближений доли отгона e'. С этой целью задают значение доли отгона e', определяют по уравнению (III.6) концентрации компонентов в жидкой фазе и затем проверяют выполнение уравнения (III.7). Если полученная сумма равна единице, то значение доли отгона e' выбрано правильно. В противном случае необходимо задать новую величину e', добиваясь, чтобы сумма, стоящая в левой части уравнения (III.7), стала равной единице с желаемой степенью точности.

При полном ОИ исходной смеси $e' = 1$, тогда из уравнения (III.7) получим

$$\sum_{i=1}^{n} \frac{x'_{i,F}}{K_i} = 1, \qquad \text{(III.8)}$$

т.е. приходим к уравнению изотермы паровой фазы.

Из уравнения (III.8) можно определить температуру начала конденсации паров при заданном давлении π.

Уравнение (III.7) дает большую точность при больших долях отгона. При малых долях отгона используют другое уравнение.

Выразив x_i' через y_i' согласно уравнению равновесия, и подставив полученное в уравнение (III.5), получим

$$x'_{i,F} = e'K_i y'_i + \left(1 - e'\right)\frac{y'_i}{K'_i}$$

или

$$y'_i = \frac{K_i x'_{i,F}}{1 + e'\left(K_i - 1\right)}.$$

Поскольку

$$\sum_{i=1}^{n} y'_i = 1,$$

то

$$\sum_{i=1}^{n} \frac{K_i x'_{i,F}}{1 + e'\left(K_i - 1\right)} = 1. \qquad \text{(III.9)}$$

Это уравнение и используется для расчетов при малых долях отгона e'. Из уравнения (III.9) методом последовательных приближений можно найти температуру кипения смеси при $e' = 0$:

$$\sum_{i=1}^{n} K_i x'_{i,F} = 1.$$

Это и есть *уравнение изотермы жидкой фазы.*

Мольные массы паровой и жидкой фаз, образующихся в процессе ОИ, определяют по уравнениям:

для паровой фазы

$$M_y = \sum_{i=1}^{n} M_i y'_i;$$

для жидкой фазы

$$M_x = \sum_{i=1}^{n} M_i x'_i.$$

Массовую долю отгона находят по уравнению (III.3).

Массовые концентрации любого компонента в равновесной паровой и жидкой фазах определяют из соотношений

$$x_i = x'_i \frac{M_i}{M_x}$$

и

$$y_i = y_i' \frac{M_i}{M_y}.$$

Приведенные выше уравнения для расчета однократного испарения многокомпонентной смеси могут быть использованы и для расчета однократной конденсации многокомпонентной смеси, так как составы фаз и их относительные количества зависят только от конечных температуры и давления, а не от того, каким путем данная система получена: нагревом и однократным испарением жидкости или охлаждением и однократной конденсацией паров.

При однократной конденсации многокомпонентной смеси e' (или e) определяет мольную (или массовую) долю несконденсировавшихся паров, а $1 - e' = r'$ (или $1 - e = r$) — мольную (или массовую) долю образовавшегося конденсата.

Уравнения (III.7) и (III.9) могут быть использованы также для определения температуры смеси при заданных давлении и доле отгона или давления при заданных температуре и доле отгона.

Сложные смеси. При расчете ОИ (или ОК) нефти и нефтепродуктов, содержащих весьма большое число компонентов (так называемые сложные смеси), исходный продукт разбивают на ряд фракций, кипящих в узких температурных пределах. Свойства каждой узкой фракции отождествляют со свойствами индивидуального компонента, температура кипения которого равна средней температуре кипения данной узкой фракции. За концентрацию принимают относительное содержание рассматриваемой узкой фракции в смеси. Определение доли отгона, состава фаз и температуры системы производят по уравнениям, приведенным выше для многокомпонентной смеси.

Более точные результаты могут быть получены при представлении нефтяных смесей, состоящих из бесконечно большого числа компонентов и характеризуемых непрерывными (интегральные и дифференциальные) кривыми распределения составов.

На рис. III-3 приведены типичные кривые распределения составов сложной смеси.

Кривые распределения отражают зависимость состава смеси от коэффициента относительной летучести α, который соответствует определенной температуре кипения компонента t. При изображении кривых распре-

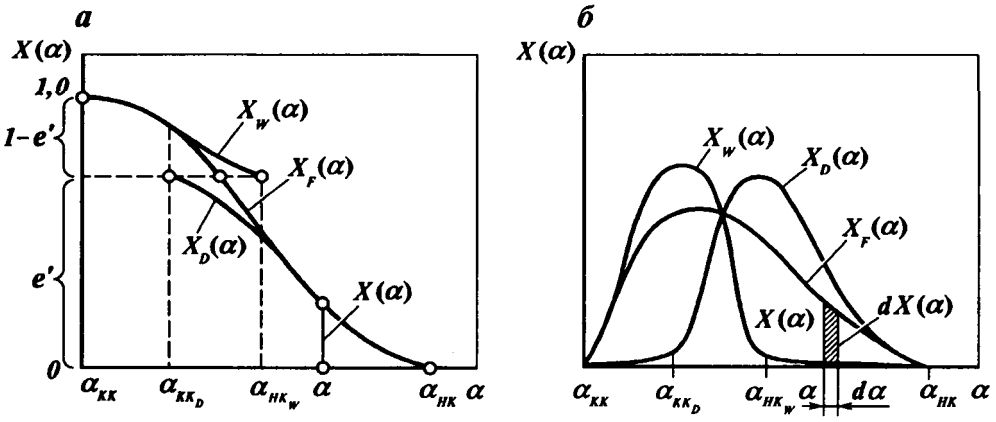


Рис. III-3. Кривые распределения составов сложной смеси:
а — интегральная; *б* — дифференциальная

деления составов малыми концентрациями ВКК в отгоне и НКК в остатке можно пренебречь и определять составы в пределах изменения относительной летучести от $\alpha_{кк_D}$ до $\alpha_{нк}$, и от $\alpha_{кк}$ до $\alpha_{нк_W}$ соответственно для отгона и остатка.

Наибольшую величину коэффициента относительной летучести ($\alpha_{нк}$) имеет НКК, наименьшую ($\alpha_{кк}$) — ВКК. На интегральной кривой $x'(\alpha)$ дано суммарное содержание всех компонентов, коэффициенты относительной летучести которых имеют пределы от α до $\alpha_{нк}$. Одна из форм уравнения для представления таких кривых имеет вид

$$x_i(\alpha) = \exp\left[-a\left(\lg\frac{\alpha}{\alpha_{кк}}\right)^2\right], \qquad \text{(III.10)}$$

где a — постоянный коэффициент для данной смеси.

Дифференциальная кривая распределения $X'(\alpha)$ дает зависимость тангенса угла наклона интегральной кривой от α, т.е.

$$x_i(\alpha) = -\frac{dx'(\alpha)}{d\alpha}.$$

Если продифференцировать уравнение (III.10) по переменной α, то получим

$$X'(\alpha) = -\frac{dx(\alpha)}{d\alpha} = 0,8686\alpha\,\frac{\lg\dfrac{\alpha}{\alpha_{кк}}}{\alpha}\exp\left[-a\left(\lg\frac{\alpha}{\alpha_{кк}}\right)^2\right].$$

Очевидно, что

$$x'(\alpha) = \int_{\alpha_{нк}}^{\alpha} X'(\alpha)d\alpha.$$

Материальный баланс процесса ОИ сложной смеси можно записать следующим образом:

$$x'_F(\alpha) = e'x'_D(\alpha) + (1-e')x'_W(\alpha)$$

или в дифференциальной форме

$$X'_F(\alpha)d\alpha = e'X'_D(\alpha)d\alpha + (1-e')X'_W(\alpha)d\alpha. \qquad \text{(III.11)}$$

Поскольку пары отгона и жидкий остаток находятся в равновесии, то можно записать, что

$$X'_D(\alpha) = K(\alpha)X'_W. \qquad \text{(III.12)}$$

Из уравнений (III.11) и (III.12) получим:

$$X'_F(\alpha)d\alpha = \left\{1 + e'\left[K(\alpha - 1)\right]\right\} X'_W(\alpha)d\alpha,$$

откуда

$$X'_W(\alpha)d\alpha = \frac{X'_F(\alpha)d\alpha}{1 + e'\left[K(\alpha) - 1\right]} \qquad \text{(III.13)}$$

или

$$X'_W(\alpha) = \frac{X'_F(\alpha)}{1 + e'\left[K(\alpha) - 1\right]}. \qquad \text{(III.14)}$$

Проинтегрировав выражение (III.13) в пределах от $\alpha_{нк}$ до $\alpha_{кк}$, получим

$$\int_{\alpha_{нк}}^{\alpha_{кк}} \frac{X'_F(\alpha)d\alpha}{1 + e'\left[K(\alpha) - 1\right]} = 1. \qquad \text{(III.15)}$$

Из уравнения (III.15) методом последовательных приближений можно определить долю отгона e' при заданных температуре и давлении системы, а затем по уравнениям (III.14) и (III.12) рассчитать кривые распределения остатка и отгона (см. рис. III-3).

При $e' = 1$ получаем уравнение изотермы паровой фазы сложной смеси

$$\int_{\alpha_{нк}}^{\alpha_{кк}} \frac{X'_F(\alpha)d\alpha}{K(\alpha)} = 1. \qquad \text{(III.16)}$$

Из выражения (III.16) методом последовательных приближений может быть найдена температура начала конденсации сложной смеси.

При малых долях отгона для расчета e' можно использовать аналогичное выражение, полученное из уравнения (III.11) в случае замены $X_W(\alpha)$ на $X_D(\alpha)/K(\alpha)$ согласно уравнению равновесия.

Из уравнения (III.11) получим

$$X'_D(\alpha)d\alpha = \frac{K(\alpha)X'_F(\alpha)d\alpha}{1 + e'\left[K(\alpha) - 1\right]} \qquad \text{(III.17)}$$

или

$$X'_D(\alpha) = \frac{K(\alpha)X'_F(\alpha)}{1 + e'\left[K(\alpha) - 1\right]}.$$

Проинтегрировав выражение (III.17) в пределах от $\alpha_{нк}$ до $\alpha_{кк}$, получим

$$\int_{\alpha_{нк}}^{\alpha_{кк}} \frac{K(\alpha)X'_F(\alpha)d\alpha}{1 + e'\left[K(\alpha) - 1\right]} = 1. \qquad \text{(III.18)}$$

Долю отгона e' сложной смеси находят методом последовательных приближений по уравнению (III.18).

При $e' = 0$ получим уравнение изотермы жидкой фазы для сложной смеси

$$\int_{\alpha_{нк}}^{\alpha_{кк}} K(\alpha)X'_F(\alpha)d\alpha = 1.$$

Из этого выражения методом последовательных приближений можно определить температуру начала кипения сложной смеси.

При расчете однократного испарения (конденсации) многокомпонентных и сложных смесей углеводородов в присутствии водяного пара используются приведенные выше уравнения при условии замены величины общего давления π на парциальное давление углеводородов $\pi - p_z$.

МНОГОКРАТНОЕ ИСПАРЕНИЕ И КОНДЕНСАЦИЯ

Процессы многократного испарения или конденсации состоят из повторяющихся в несколько ступеней процессов однократного испарения или конденсации с отводом паров и жидкости после каждой ступени (см. рис. III-1). При этом могут быть получены несколько продуктов, в различной степени обогащенных НКК.

Процесс многократного испарения (конденсации) бинарной смеси можно наглядно проанализировать при помощи графика изобарных температурных кривых и энтальпийной диаграммы.

Пусть многократному испарению (рис. III-4) подвергается жидкость с содержанием НКК x_F, находящаяся первоначально при температуре t_F (точка F).

Если первое ОИ произвести при температуре t_1, то будут получены составы жидкой и паровой фаз x_1 и y_1. При этом доля отгона на первой ступени составит

$$e_1 = \frac{x_F - x_1}{y_1 - x_1} = \frac{W_1 C_1}{W_1 D_1} = \frac{w_1 c_1}{w_1 d_1},$$

а относительное количество неиспарившейся жидкости

$$r_1 = 1 - e_1 = \frac{y_1 - x_F}{y_1 - x_1} = \frac{C_1 D_1}{W_1 D_1} = \frac{c_1 d_1}{w_1 d_1}.$$

Если масса исходной жидкости составляла F, то после первой ступени ОИ масса жидкого остатка будет равна

$$g_1 = Fr_1 = F\frac{y_1 - x_F}{y_1 - x_1} = F\frac{C_1 D_1}{W_1 D_1} = F\frac{c_1 d_1}{w_1 d_1}.$$

Жидкий остаток после первой ступени ОИ подвергают однократному испарению во второй ступени при температуре t_2. Образовавшаяся паровая и жидкая фазы будут иметь составы x_2 и y_2.

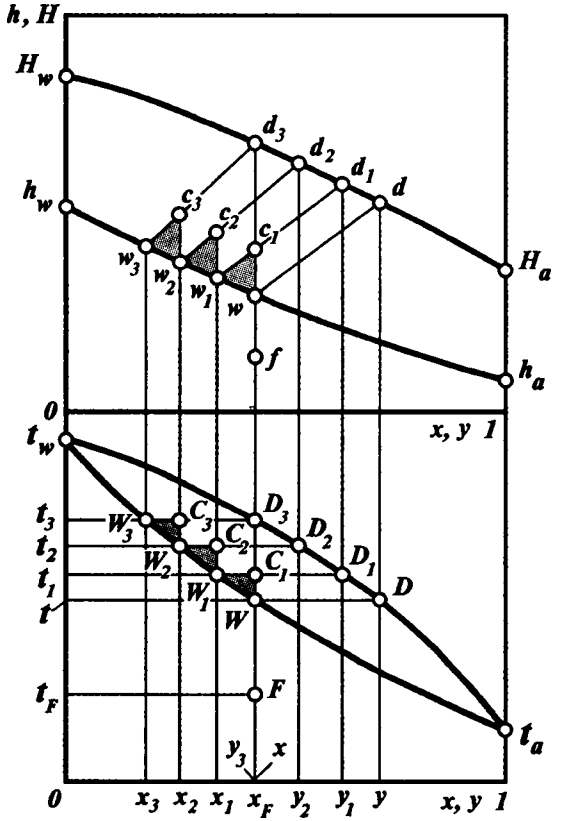


Рис. III-4. Графическое представление процесса многократного испарения бинарной смеси

Доля отгона на второй ступени ОИ будет равна

$$e_2 = \frac{x_1 - x_2}{y_2 - x_2} = \frac{W_2 C_2}{W_2 D_2} = \frac{w_2 c_2}{w_2 d_2},$$

а доля неиспарившейся жидкости

$$r_2 = 1 - e_2 = \frac{y_2 - x_1}{y_2 - x_2} = \frac{C_2 D_2}{W_2 D_2} = \frac{c_2 d_2}{w_2 d_2}.$$

Масса жидкого остатка, полученная на второй ступени ОИ равна

$$g_2 = g_1 r_2 = g_1 \frac{y_2 - x_1}{y_2 - x_2} = g_1 \frac{C_2 D_2}{W_2 D_2} = g_1 \frac{c_2 d_2}{w_2 d_2}$$

или

$$g_2 = g_1 r_2 = F r_1 r_2 = F(1 - e_1)(1 - e_2).$$

После третьей ступени испарения при температуре t_3 доля отгона равна

$$e_3 = \frac{x_2 - x_3}{y_3 - x_3} = \frac{W_3 C_3}{W_3 D_3} = \frac{w_3 c_3}{w_3 d_3},$$

доля неиспарившегося остатка

$$r_3 = 1 - e_3 \frac{y_3 - x_2}{y_3 - x_3} = \frac{C_3D_3}{W_3D_3} = \frac{c_3d_3}{w_3d_3},$$

а масса оставшейся жидкости

$$g_3 = g_2 r_3 = F r_1 r_2 r_3 = F(1 - e_1)(1 - e_2)(1 - e_3).$$

Продолжая аналогичные рассуждения, получим, что после проведения k ступеней однократного испарения масса жидкости составит

$$g_k = F\prod_{i=1}^{k} r_i = F\prod_{i=1}^{k}(1 - e_i).$$

Поскольку $r_i = (1 - e_i) < 1$, то увеличение числа ступеней ОИ приводит к уменьшению массы остатка в каждой последующей ступени.

В рассматриваемом примере температура третьей ступени испарения t_3 (рис. III-4) равна температуре полного однократного испарения жидкости с той же начальной концентрацией НКК, равной x_F. В условиях трехкратного испарения такая жидкость не переходит полностью в паровую фазу и вес оставшейся жидкости равен g_3. Следовательно, при нагреве до одной и той же температуры в условиях однократного испарения обеспечивается большая доля отгона, чем при многократном испарении.

Очевидно, что для достижения одинаковой доли отгона в условиях однократного испарения требуется более низкая температура, чем при многократном испарении; при этом остающаяся после однократного испарения жидкая фаза будет содержать больше НКК, чем жидкий остаток той же массы, полученный при многократном испарении. Таким образом, при многократном испарении обеспечивается лучшее разделение компонентов, чем при однократном испарении. Процесс многократного испарения может осуществляться при температурах выше температуры полного однократного испарения t_3 и продолжен вплоть до температуры кипения чистого ВКК, равной t_W. Однако выход достаточно чистого ВКК будет весьма мал.

Как видно из рис. III-4, течение процесса многократного испарения характеризуется линией $WC_1W_1C_2W_2C_3W_3$. Увеличение числа ступеней испарения графически характеризуется уменьшением площадок WC_1W_1, $W_1C_2W_2$, $W_2C_3W_3$.

При бесконечно большом числе ступеней испарения эти площадки превратятся в точки и течение процесса испарения изобразится перемещением из точки W в точку W_3 по кривой кипения. Такой процесс является процессом *постепенного испарения.*

На энтальпийной диаграмме (рис. III-4) процесс трехкратного испарения изобразится ступенчатой линией $wc_1w_1c_2w_2c_3w_3$.

Рассмотрим процесс многократной конденсации (рис. III-5). При охлаждении паров с начальной концентрацией НКК y_F от температуры t_F (точка F) до температуры t_1 произойдет их частичная конденсация. Масса парового остатка будет равна

$$G_1 = Fe_1 = F\frac{y_F - x_1}{y_1 - x_1} = F\frac{W_1C_1}{W_1D_1} = F\frac{w_1c_1}{w_1d_1}.$$

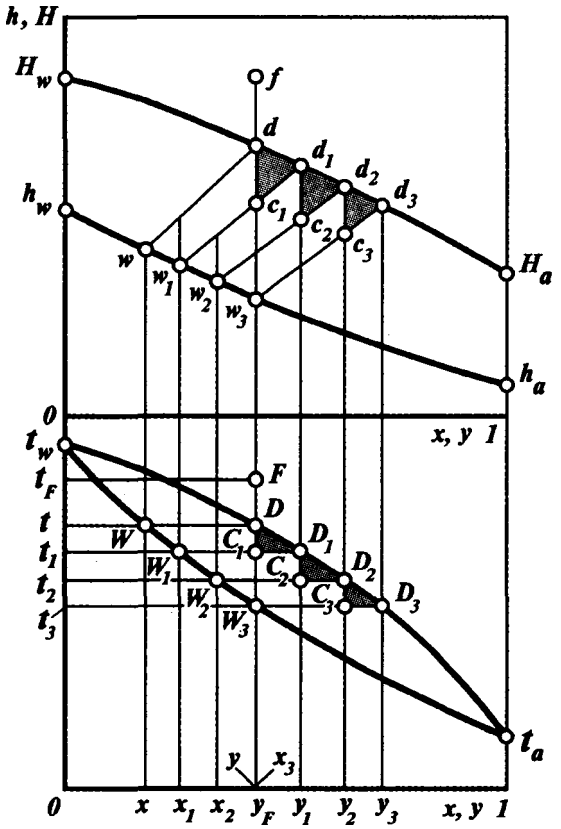


Рис. III-5. Графическое представление процесса многократной конденсации бинарной смеси

На второй ступени этот паровой остаток охлаждается от температуры t_1 до температуры t_2, в результате чего часть паров вновь сконденсируется. При этом остаток паров

$$G_2 = G_1 e_2 = G_1 \frac{y_1 - x_2}{y_2 - x_2} = G_1 \frac{W_2C_2}{W_2D_2} = F \frac{W_1C_1}{W_1D_1} \cdot \frac{W_2C_2}{W_2D_2} =$$

$$= F \frac{w_1c_1}{w_1d_1} \cdot \frac{w_2c_2}{w_2d_2} = Fe_1e_2 = F(1 - r_1)(1 - r_2).$$

Паровой остаток после k-й ступени однократной конденсации составит

$$G_k = F\prod_{i=1}^{k} e_i = F\prod_{i=1}^{k}\left(1 - r_i\right).$$

Поскольку $e_i = \left(1 - r_i\right) < 1$, то увеличение числа ступеней ОК приводит к уменьшению массы остатка в каждой последующей ступени.

Процесс многократной конденсации можно проводить вплоть до t_a — температуры кипения НКК, однако выход НКК высокой степени чистоты будет мал.

При сопоставлении однократной и многократной конденсации соображения, аналогичные предыдущим, позволяют сделать следующие выводы.

При одинаковой конечной температуре конденсации вес конденсата при однократном процессе больше, чем при многократной конденсации. При одинаковой степени конденсации конечная температура процесса в условиях однократной конденсации выше, чем при многократной конденсации, и потому концентрация НКК в остатке паров меньше.

Процесс конденсации в три ступени на графике изобарных температурных кривых характеризуется ступенчатой линией $DC_1D_1C_2D_2C_3D_3$. С увеличением числа ступеней конденсации площадки DC_1D_1, $D_1C_2D_2$ и $D_2C_3D_3$ уменьшаются и при бесконечном числе ступеней они превращаются в точки. Течение процесса в этом случае изобразится перемещением из точки D в точку D_3 по кривой конденсации. Такой процесс называется *постепенной конденсацией.*

Процесс трехкратной конденсации на энтальпийной диаграмме характеризуется ступенчатой линией $dc_1d_1c_2d_2c_3d_3$.

ПОСТЕПЕННОЕ ИСПАРЕНИЕ (КОНДЕНСАЦИЯ)

Бинарные смеси. Рассмотрим постепенное испарение бинарной системы. Пусть в какой-то произвольный момент времени масса загрузки в испарителе будет g, а концентрация НКК в ней x. При бесконечно малом изменении температуры часть жидкости dg испарится, а состав жидкой фазы изменится на величину dx и станет равным $x - dx$. При этом образуется паровая фаза состава y.

Уравнение материального баланса по НКК для такого элементарного процесса запишется следующим образом:

$$gx = ydg + \big(g - dg\big)\big(x - dx\big).$$

Отбросив бесконечно малые второго порядка, после преобразований получим

$$\frac{dg}{g} = \frac{dx}{y - x}.$$

Проинтегрировав это дифференциальное уравнение в пределах от начального состояния системы F и x_F до некоторого промежуточного состояния g и x, получим

$$\int_F^g \frac{dg}{g} = \int_{x_F}^{x} \frac{dx}{y - x} \quad \text{или} \quad \ln\frac{g}{F} = -\int_{x}^{x_F} \frac{dx}{y - x}. \tag{III.19}$$

Это уравнение носит название уравнения Рейлея.

Поскольку образующиеся в процессе постепенного испарения пары состава y находятся в равновесии с жидкостью состава x, то, заменив y в уравнении (III.19), согласно уравнению равновесия

$$y = \frac{\alpha x}{(\alpha - 1)x + 1}$$

и проинтегрировав, получим

$$\ln\frac{gx}{Fx_F} = \alpha\ln\frac{g(1-x)}{F(1-x_F)}. \qquad \text{(III.20)}$$

В таком виде уравнение Рейлея используется для определения средней величины коэффициента относительной летучести α по результатам постепенной перегонки.

Из материального баланса постепенной перегонки определяются средний состав отогнанного продукта (фракции)

$$y_i = \frac{g_i x_i - g_{i+1}x_{i+1}}{g_i - g_{i+1}} = \frac{g_i x_i - g_{i+1}x_{i+1}}{D_i}$$

и средний состав отгона

$$y_D = \frac{Fx_F - gx}{F - g} = \frac{Fx_F - gx}{D}.$$

Аналогичный анализ может быть проведен и для процесса постепенной конденсации.

Материальный баланс процесса для бесконечно малой массы сконденсированных паров запишется следующим образом:

$$Gy = xdG + (G - dG)(y + dy).$$

Отсюда получим следующее дифференциальное уравнение:

$$\frac{dG}{G} = \frac{dy}{y - x}.$$

Проинтегрировав это уравнение в пределах от F и y_F до G и y, получим

$$\int_F^G \frac{dG}{G} = \int_{y_F}^{y} \frac{dy}{y - x} \text{ или } (F > G;\ y_F < y) \quad \ln\frac{G}{F} = -\int_{y_F}^{y} \frac{dy}{y - x}.$$

Если принять во внимание состояние равновесия между паровым остатком состава y и конденсатом состава x, то после интегрирования получим

$$\ln\frac{G(1-y)}{F(1-y_F)} = \alpha\ln\frac{Gy}{Fy_F}.$$

Это уравнение также может быть использовано для определения средней величины коэффициента относительной летучести в интервале температур конденсации.

Средний состав образовавшегося конденсата (жидкой фракции) определяется из материального баланса процесса постепенной конденсации:

для жидкой фракции

$$x_{i+1} = \frac{G_i y_i - G_{i+1} y_{i+1}}{G_i - G_{i+1}};$$

для всего конденсата

$$x_W = \frac{F y_F - G y}{F - G} = \frac{F y_F - G y}{W}.$$

Из полученных уравнений определяются массы неиспарившейся жидкости g при постепенном испарении и несконденсировавшихся паров G при постепенной конденсации.

Многокомпонентные смеси. При постепенном испарении многокомпонентной смеси происходит постепенное изменение ее состава по мере увеличения температуры перегонки.

Обозначим число молей жидкости в произвольный момент времени через g', а то же для 1-го компонента — через g_i', тогда

$$g' = \sum_{i=1}^{n} g_i'.$$

При бесконечно малом изменении температуры жидкости образуется масса паров

$$dg' = \sum_{i=1}^{n} dg_i'$$

и соответствующие порции компонентов dg_i перейдут из жидкой в паровую фазу. Концентрации любого компонента будут равны:

в паровой фазе

$$y_i' = \frac{dg_i'}{\sum_{i=1}^{n} dg_i'} = \frac{dg_i'}{dg'};$$

в жидкой фазе

$$x_i' = \frac{g_i'}{\sum_{i=1}^{n} g_i'} = \frac{g_i'}{g'}.$$

При этом образовавшиеся пары будут находиться в равновесии с жидкостью, т.е.

$$y_i' = K_i x_i'.$$

Приняв во внимание вышеприведенные уравнения, получим

$$\frac{dg_i'}{dg'} = K_i \frac{g_i'}{g'}, \quad \frac{dg_i'}{g_i'} = K_i \frac{dg'}{g'}.$$

Проинтегрировав это дифференциальное уравнение в пределах от F_i' до g_i' и от F' до g', получим его решение в следующем виде (при постоянной величине K_i):

$$\ln\frac{g_i'}{F_i'} = K_i \ln\frac{g'}{F'}.$$

Аналогичное уравнение можно записать и для другого k-го компонента смеси

$$\ln\frac{g_k'}{F_k'} = K_k \ln\frac{g'}{F'}.$$

Приняв во внимание, что коэффициент относительной летучести i-го компонента по сравнению с k-м

$$\alpha_{i,k} = \frac{K_i}{K_k},$$

придем к следующему уравнению:

$$\ln\frac{g_i'}{F_i'} = \alpha_{i,k} \ln\frac{g_k'}{F_k'}. \qquad \text{(III.21)}$$

Если обозначить мольную долю отгона в дистиллят через

$$e' = 1 - \frac{g'}{F'},$$

то

$$g_i' = F'(1-e')x_i', \quad g' = F'(1-e'), \quad F_i' = F'x_{i,F},$$

и уравнение (III.21) можно представить в виде

$$\ln\frac{(1-e')x_i'}{x_{i,F}'} = \alpha_{i,k} \ln\frac{(1-e')x_k'}{x_{k,F}'}. \qquad \text{(III.22)}$$

Это же уравнение можно использовать для расчета постепенной конденсации, имея в виду, что при конденсации $1-e' = r'$ есть доля конденсации исходных паров, а начальный состав жидкости x_i' по любому компоненту определяется из условия равновесия с исходным паром $y_{i,F}'$.

Концентрации компонентов смеси x'_i должны удовлетворять уравнению изотермы жидкой фазы

$$\pi = \sum_{i=1}^{n} P_i x_i'.$$

Обычно предварительно задаются температурой конца процесса, определяющей величины P_i, затем по уравнению (III.22) определяют составы x_i' при заданных e' и x_k' и проверяют их на соответствие уравнению изотермы жидкой фазы.

Для бинарной смеси уравнение (III.22) приводится к виду

$$\ln\frac{(1-e')x'}{x_F'} = \alpha\ln\frac{(1-e')(1-x')}{1-x_F'},$$

т. е. к виду, аналогичному уравнению (III.20).

ГЛАВА IV РЕКТИФИКАЦИЯ

СУЩНОСТЬ ПРОЦЕССА РЕКТИФИКАЦИИ ДВУХКОМПОНЕНТНЫХ СМЕСЕЙ

Ректификацией называется диффузионный процесс разделения жидких смесей взаимно растворимых компонентов, различающихся по температурам кипения, который осуществляют путем противоточного, многократного контактирования неравновесных паровой и жидкой фаз.

При проведении процессов однократного испарения или однократной конденсации получают пар, более богатый НКК, чем в исходной системе, а жидкость, более богатую ВКК. Однако достаточно высокой степени разделения исходного сырья в однократных процессах достичь не удается.

При осуществлении многократного и постепенного испарения или конденсации может быть обеспечено получение паровой или жидкой фаз с любой заданной концентрацией компонентов. Однако выход паровой или жидкой фазы с такой концентрацией будет незначительным по сравнению с массой исходной смеси, т.е. проблема будет решена лишь качественно. Достаточно четкое разделение компонентов при этом обеспечиваться не будет, так как в ходе процесса получатся значительные количества паровой или жидкой фаз, составы которых существенно отличаются от требуемых.

Для получения продуктов с заданной концентрацией компонентов и высокими выходами используют процесс ректификации, который широко применяется в нефтегазопереработке, химической, нефтехимической, кислородной, пищевой и других отраслях промышленности.

Вступающие в контакт пары и жидкость при ректификации не находятся в равновесии, но в результате контакта фазы стремятся достичь его или приблизиться к этому состоянию. При этом происходит выравнивание температур и давлений в фазах и перераспределение компонентов между ними. Контакт пара и жидкости, при котором система достигает состояния равновесия, называется *идеальным* или *теоретическим*, а устройство, обеспечивающее такой контакт — *теоретической тарелкой* (см. гл. I).

Рассмотрим сущность процесса ректификации на примере разделения двухкомпонентной смеси при наличии теоретических тарелок (рис. IV-1).

На каждую, например, n-ю тарелку с вышележащей тарелки стекает жидкость в количестве g_{n+1} при температуре t_{n+1} и с нижерасположенной тарелки поднимаются пары в количестве G_{n-1} при температуре t_{n-1}. При

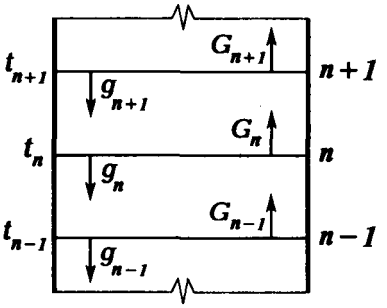


Рис. IV-1. Схема контактирования пара и жидкости на теоретической тарелке

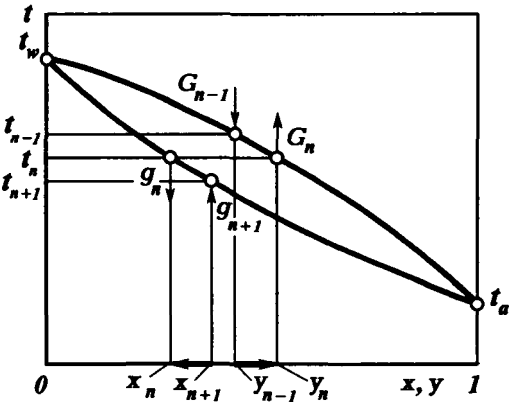


Рис. IV-2. Схема изменения состава пара и жидкости на теоретической тарелке

теоретическом контакте на n-й тарелке система достигает состояния равновесия, при этом пары G_n и жидкость g_n будут иметь одинаковую температуру t_n.

Для осуществления процесса ректификации температурный режим в колонне должен быть таким, чтобы температура убывала в направлении движения потока паров (возрастала в направлении движения потока жидкости), т.е.

$$t_{n-1} > t_n > t_{n+1}.$$

При контакте фаз в результате массообменных процессов температура паровой фазы снизится, часть паров конденсируется и концентрация НКК в них возрастет, а температура жидкой фазы увеличится, часть ее испарится и концентрация НКК в ней уменьшится. Изменение состава паров и жидкости удобно проследить по изобарным температурным кривым (рис. IV-2). На n-й теоретической тарелке в результате контакта концентрация НКК в паровой фазе увеличилась на величину $(y_n - y_{n-1})$, а в жидкой фазе уменьшилась на величину $(x_{n+1} - x_n)$, тем самым концентрация ВКК в жидкости увеличилась.

При ректификации массообмен протекает в обоих направлениях. Если теплота испарения и теплоемкости разделяемых компонентов различаются незначительно, то массы парового и жидкостного потоков по высоте аппарата изменяются мало.

Очевидно, при многократном повторении таких противоточных контактов на верху аппарата можно получить пары, обогащенные в любой степени низкокипящим компонентом ($y \to 1{,}0$), а снизу отбирать жидкость обогащенную высококипящим компонентом ($x \to 1{,}0$). Подобное контактирование осуществляется до тех пор, пока пар на верху колонны не приобретает заданного состава по НКК y_D, а жидкость внизу колонны не достигнет состава x_W.

Подобное контактирование фаз по схеме противотока в целом по аппарату осуществляется в *ректификационных колоннах*, заполненных различными контактными устройствами: тарелками, насадками и т.п.

ПРИНЦИПИАЛЬНОЕ УСТРОЙСТВО РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ

Схема ректификационной колонны приведена на рис. IV-3.

В среднюю часть колонны поступает подлежащее ректификации сырье, нагретое до температуры t_F. Сырье может подаваться в колонну в виде жидкости, паров или смеси паров и жидкости. При входе сырья в колонну происходит процесс однократного испарения, в результате которого образуются пары G_F состава y_F^* и жидкость g_F состава x_F^*, находящиеся в равновесии.

Для обеспечения ректификации необходимо в верхней части колонны навстречу парам организовать поток жидкости (флегмы, орошения). Для этого на верху колонны тем или иным способом отнимается тепло Q_d (тепло парциального конденсатора). За счет этого часть паров, поднимающихся с верхней тарелки, конденсируется, образуя необходимый нисходящий поток жидкости.

В нижней части колонны нужно обеспечить восходящий поток паров. Для этого в низ колонны тем или иным способом подводится тепло Q_B (тепло кипятильника). При этом часть жидкости, стекающей с нижней тарелки, испаряется, образуя поток паров.

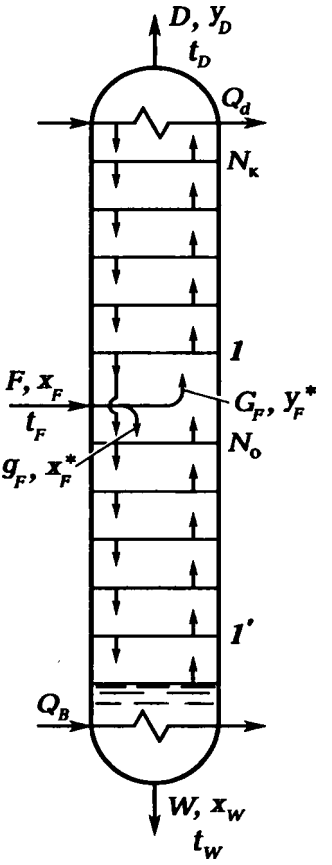


Рис. IV-3. Принципиальная схема ректификационной колонны

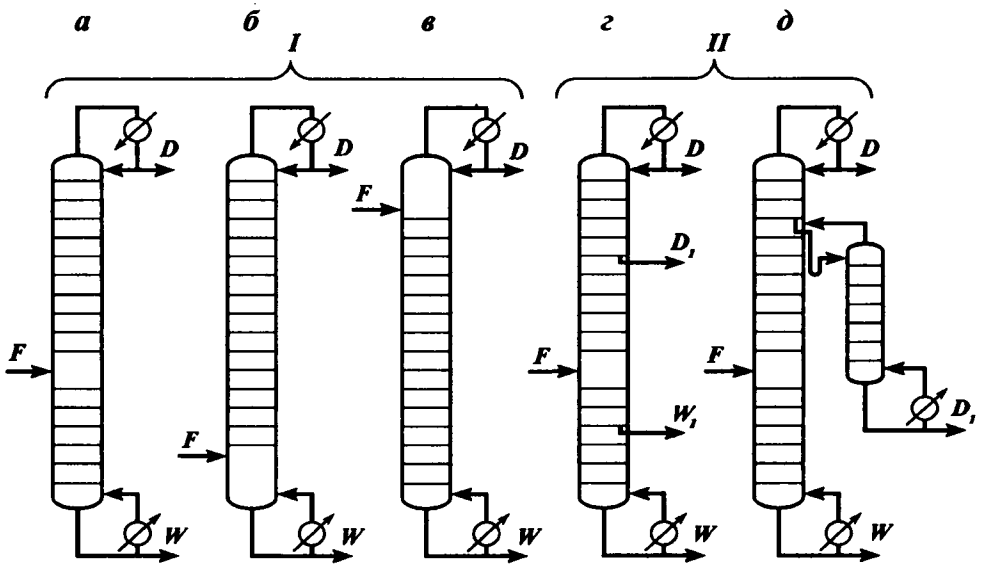


Рис. IV-4. Схемы простых (*I*) и сложных (*II*) колонн:
а — полная; *б* — укрепляющая; *в* — отгонная; *г* — с отбором дополнительных продуктов (D_1 и W_1) из основной колонны; *д* — с отбором дополнительного продукта D_1 из отпарной колонны

При таком режиме самая низкая температура t_D будет в верху колонны, а самая высокая t_W — в низу колонны.

Отбираемый с верху колонны продукт D, обогащенный НКК, называется *ректификатом* (или *дистиллятом*), — а с низу колонны W, обогащенный ВКК, — *остатком* (или *нижним продуктом*).

Та часть колонны, куда вводится сырье, называется *секцией питания*, или *эвапорационным пространством*, часть ректификационной колонны, находящаяся выше ввода сырья — *верхней*, *концентрационной* или *укрепляющей*, а ниже ввода сырья — *нижней*, *отгонной* или *исчерпывающей*. В обеих частях колонны протекает один и тот же процесс ректификации.

В зависимости от назначения колонны могут быть полными, т.е. иметь концентрационную и отгонную части, или неполными, имеющими одну из названных частей (рис. IV-4). Укрепляющая колонна имеет только верхнюю часть, и сырье подается в низ колонны (рис. IV-4, *б*). Отгонная колонна имеет только нижнюю часть, и сырье вводится на верхнюю тарелку (рис. IV-4, *в*).

Неполные колонны применяются в тех случаях, когда к чистоте нижнего продукта укрепляющей колонны или верхнего продукта отгонной колонны не предъявляются высокие требования. Наличие конденсатора и кипятильника в таких колоннах позволяет обеспечить необходимые жидкостные и паровые нагрузки.

Наряду с простыми колоннами, которые делят смесь на два продукта, различают также сложные колонны, в которых число отбираемых продуктов больше двух (рис. IV-4 *г*, *д*). Эти продукты могут выводиться из основной или из отпарных колонн в виде дополнительных боковых погонов.

МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ

Материальный баланс ректификационной колонны может быть составлен в массовых или мольных единицах, причем соответствующие балансовые уравнения имеют один и тот же вид. При установившемся режиме работы колонны массы всех потоков остаются неизменными (рис. IV-5). Ниже рассмотрен материальный баланс в массовых единицах.

Примем следующие обозначения:

F, x_F, e, t_F, Q_F — соответственно масса сырья, массовая концентрация НКК, доля отгона, температура и количество тепла при входе сырья в колонну;

G_F и g_F, y_F^* и x_F^* — соответственно масса паровой части сырья и неиспарившейся жидкости, концентрация в них НКК;

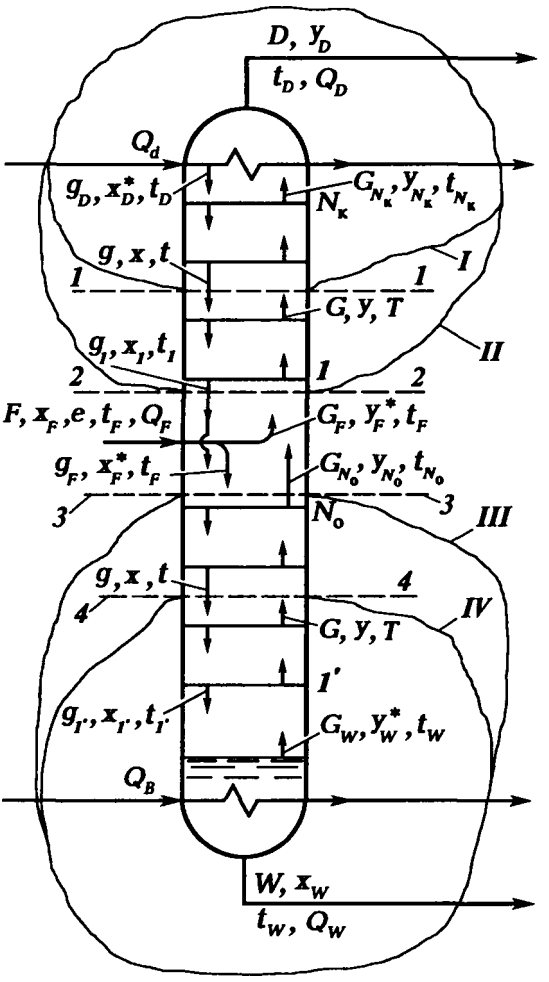


Рис. IV-5. Схема потоков ректификационной колонны, используемая для составления материальных и тепловых балансов:
I — IV — контуры для составления балансов; *1 — 4* — сечения

D, y_D, t_D, Q_D — соответственно масса, концентрация, температура и количество тепла паров ректификата, уходящего с верха колонны;

W, x_W, t_W, Q_W — соответственно масса, концентрация, температура и количество тепла, отходящего с низа колонны остатка;

g_D, x_D^*, t_D — соответственно масса, концентрация и температура жидкости (орошения, флегмы), стекающей из парциального конденсатора и находящейся в равновесии с парами D;

G_{N_P}, y_{N_P}, t_{N_P} — соответственно масса, концентрация и температура паров, поднимающихся с верхней тарелки концентрационной части колонны;

g, x, t — соответственно масса, концентрация и температура жидкости, поступающей в произвольное сечение *1—1* верхней или *3—3* нижней части колонны;

G, y, T — соответственно масса, концентрация и температура паров, поступающей в произвольное сечение *1—1* верхней или *4—4* нижней части колонны;

g_1, x_1, t_1 — соответственно масса, концентрация и температура жидкости, стекающей с нижней тарелки концентрационной части колонны;

G_{N_0}, y_{N_0}, t_{N_0} — соответственно масса, концентрация и температура паров, поднимающихся с верхней тарелки отгонной части колонны;

$g_{1'}$, $x_{1'}$, $t_{1'}$ — соответственно масса, концентрация и температура жидкости, стекающей с нижней тарелки отгонной части колонны;

G_W, y_W^*, t_W — соответственно масса, концентрация и температура паров, поступающих под нижнюю тарелку отгонной части колонны и находящихся в равновесии с остатком W;

Q_d — тепло, отнимаемое на верху колонны (тепло орошения);

Q_B — тепло, подводимое в низ колонны (тепло кипятильника).

Материальный баланс будет иметь вид:
для всей колонны

$$F = D + W,$$

для НКК

$$Fx_F = Dy_D + Wx_W.$$

Подставив в последнее уравнение вместо W величину $F - D$, получим

$$Fx_F = Dy_D + (F - D)x_W.$$

Тогда относительный отбор ректификата составит

$$\varepsilon = \frac{D}{F} = \frac{x_F - x_W}{y_D - x_W}. \qquad \text{(IV.1)}$$

Соответственно относительный отбор остатка составит

$$1-\varepsilon=\frac{W}{F}=1-\frac{D}{F}=\frac{y_D-x_F}{y_D-x_W}. \qquad \text{(IV.2)}$$

Из уравнений (IV.1) и (IV.2) следует, что внешние потоки колонны и концентрации в них компонентов — взаимосвязанные величины и не могут устанавливаться произвольно.

Приведенные уравнения позволяют определить массовые расходы ректификата D и остатка W при заданных производительности колонны F, составе сырья x_F и четкости ректификации: концентрациях y_D и x_W.

УРАВНЕНИЕ РАБОЧЕЙ ЛИНИИ

Для выявления связи между потоками в любом сечении ректификационной колонны (масса, тепло и концентрации) следует мысленно разрезать колонну в соответствующем сечении. Отделить одну часть колонны от другой. Заменить отделенную часть соответствующими потоками массы и тепла и затем составить материальные, а в случае необходимости и тепловые балансы для рассматриваемой части колонны. Проводя подобные расчеты для нескольких сечений колонны, можно проследить за изменением потоков массы и тепла по высоте аппарата.

Уравнение рабочей линии для верхней части колонны. Рассмотрим уравнения материальных балансов для части колонны, находящейся выше сечения *1—1* (см. рис. IV-5). Запишем материальные балансы:

общий

$$G=g+D \quad \text{или} \quad G-g=D \qquad \text{(IV.3)}$$

и для НКК

$$Gy=gx+Dy_D. \qquad \text{(IV.4)}$$

Из уравнения (IV.3) следует, что при стационарном режиме работы колонны (потоки массы не изменяются) разность потоков пара и жидкости в любом сечении верхней части колонны — величина постоянная, равная массе потока ректификата D, т.е. $G > g$. Следовательно, при увеличении или уменьшении одного из потоков (пара или жидкости) второй поток изменяется соответственным образом.

Уравнения (IV.3) и (IV.4) устанавливают зависимость между массами и составами паров и жидкости, проходящих через одно и то же сечение *1—1* колонны. Из этих уравнений следует, что масса потока паров G равна массе потоков ректификата D и флегмы g, а соответственно масса НКК в парах Gy равна массе НКК в ректификате Dy_D и флегме gx. Таким образом, пары, поднимающиеся с любой тарелки в верхней части колонны, можно рассматривать как состоящие из двух частей: паров верхнего целевого продукта (ректификата) и сопутствующих паров, масса и состав которых равны массе и составу встречной флегмы. Следует отметить, что в ряде случаев масса сопутствующего потока паров может значительно превышать массу потока ректификата.

Приняв во внимание уравнение (IV.3), можно также уравнение (IV.4) записать в следующем виде:

$$\frac{g}{D} = \frac{y_D - y}{y - x} \qquad \text{(IV.5)}$$

или

$$y = \frac{g}{g+D}x + \frac{D}{g+D}y_D. \qquad \text{(IV.6)}$$

Разделив числитель и знаменатель каждого слагаемого уравнения (IV.6) на D и обозначив *флегмовое число* через $R = g/D$, которое является важнейшим показателем процесса ректификации, получим

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{y_D}{R+1}. \qquad \text{(IV.7)}$$

Уравнения (IV.6) или (IV.7) называются *уравнением рабочей линии, уравнением концентраций, или уравнением оперативной линии.* Оно устанавливает связь между составами встречных потоков пара и жидкости в произвольном сечении колонны и является общим для любого сечения концентрационной части колонны. В частности, для сечения над верхней $N_к$-й тарелкой уравнение (IV.6) будет иметь вид:

$$y_{N_к} = \frac{g_D}{g_D + D}x_D^* + \frac{D}{g_D + D}y_D.$$

Для всей верхней части колонны выше сечения *2–2* (см. рис. IV-5) уравнение рабочей линии записывается следующим образом:

$$y_m = \frac{g_1}{g_1 + D}x_1 + \frac{D}{g_1 + D}y_D, \qquad \text{(IV.8)}$$

где y_m – средний состав пара, поступающего из секции питания в концентрационную часть колонны,

$$y_m = \frac{G_F y_F^* + G_{N_o} y_{N_o}}{G_F + G_{N_o}} = \frac{G_F y_F^* + G_{N_o} y_{N_o}}{G_m}. \qquad \text{(IV.9)}$$

Пары G_m с концентрацией НКК y_m, поступающие в концентрационную часть колонны, образуются при смешении потока паров G_F, полученного при ОИ сырья, и паров G_{N_o}, уходящих из отгонной секции колонны.

При смешении потоков паров с различной температурой в секции питания не происходит простого их суммирования, оно сопровождается небольшой частичной конденсацией. Поэтому допущение о том, что количество паров G_m равно суммарным количествам смешивающихся потоков G_F и G_{N_o}, не вполне точно. Однако с учетом того, что в небольших пределах по концентрациям кривые конденсации на изобарных кривых и энтальпийной диаграмме близки к прямолинейному очертанию, степенью конденсации при смешивании одноименных потоков в секции питания можно практически пренебречь.

В координатах x, y уравнения (IV.6) и (IV.7) представляют собой кривую линию, так как в общем случае поток флегмы g или флегмовое число R может изменяться по высоте верхней части колонны. Степень изменения массы жидкости и паров по высоте колонны зависит от тепловых характеристик компонентов (скрытая теплота конденсации, теплоемкость). Для систем, у которых тепловые константы близки между собой, масса жидкости и паров по высоте колонны не меняется или меняется незначительно.

Если принять поток флегмы по высоте колонны постоянным ($g_D = g = g_1 = \text{const}$), то рабочая линия будет прямой с тангенсом угла наклона

$$\frac{R}{R+1} = \text{const}.$$

На диаграмме $x - y$ (рис. IV-6) можно выявить характерные точки, через которые проходит рабочая линия. При $x = y_D$ получим, что $y = y_D$, т.е. рабочая линия проходит через точку D, находящуюся на диагонали диаграммы x—y. Положение точки D зависит только от состава ректификата и не зависит от величины потока флегмы. Поэтому через точку D рабочая линия проходит независимо от того, изменяется или не изменяется масса потока флегмы по высоте колонны.

Для определения координат второй точки рабочей линии примем, что $x = 0$. Тогда $y = y_D/(R + 1)$ (точка B, рис. IV-6). Положение точки B зависит не только от состава ректификата y_D, но и от величины флегмового числа $R = g/D$, т. е. от массы потока флегмы g. С увеличением флегмового числа точка B перемещается вниз, а рабочая линия приближается к диагонали OA. В пределе при $R \to \infty$ (или $g \to \infty$) рабочая линия сольется с диагональю диаграммы x—y, а точка B переместится в начало координат (режим полного орошения). Таким образом, диагональ графика является линией концентраций при бесконечно большом значении флегмового числа.

Следует заметить, что как рабочая линия BD, так и кривая равновесия фаз OEA, дают зависимость между содержанием НКК в жидкости и в парах. Однако между этими кривыми имеется существенное различие. Кривая равновесия фаз связывает концентрации равновесных жидкой и паровой фаз, покидающих данную контактную ступень (*теоретическую тарелку*). Поэтому каждая точка, лежащая на кривой равновесия фаз, характеризует жидкость x_n, стекающую с данной (n-й) тарелки, и равновесные пары y_n, покидающие ту же тарелку (точка E). Рабочая же линия связывает неравновесные жидкую и паровую фазы и каждая ее точка (например, E_1) характеризует жидкость x_{n+1}, стекающую на данную n-ю тарелку с вышележащей, и пары y_n, поднимающиеся с данной тарелки.

При изменении массы потока флегмы (паров) по высоте концент-

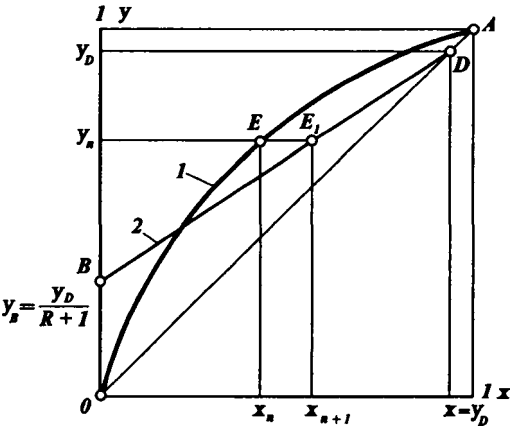


Рис. IV-6. Рабочая линия для верхней части колонны на диаграмме x—y:
1 — кривая равновесия фаз; *2* — рабочая линия

рационной части колонны уравнение рабочей линии может быть построено в координатах x, y с использованием свойств энтальпийной диаграммы.

Уравнение рабочей линии для нижней части колонны. Перейдем к анализу работы нижней части колонны. Для этого рассмотрим потоки для части колонны ниже сечения *4—4* (см. рис. IV-5). Материальный баланс для этой части колонны запишется следующим образом:

общий

$$g = G + W \quad \text{или} \quad g - G = W; \tag{IV.10}$$

и для НКК

$$gx = Gy + Wx_W. \tag{IV.11}$$

Из данных уравнений следует, что для любого сечения в нижней части колонны масса жидкости больше массы паров, т. е. $g > G$, и массы обоих потоков изменяются в одном направлении, одновременно возрастая или убывая.

Кроме того, масса флегмы g равна сумме масс остатка W и паров G, а масса НКК во флегме равна массе НКК в остатке Wx_W и в парах. Таким образом, жидкость, стекающую с любой тарелки нижней части колонны, можно рассматривать как состоящую из двух частей: нижнего целевого продукта (остатка W) и сопутствующей флегмы, масса и состав которой равны массе и составу встречного потока паров G.

Решив совместно уравнения (IV.10) и (IV.11), получим

$$\frac{G}{W} = \frac{x - x_W}{y - x} \tag{IV.12}$$

или

$$y = \frac{G+W}{G}x - \frac{Wx_W}{G}. \tag{IV.13}$$

Разделив числитель и знаменатель каждого слагаемого на W и обозначив *паровое число* через $\Pi = G/W$, получим

$$y = \frac{\Pi + 1}{\Pi}x - \frac{x_W}{\Pi}. \tag{IV.14}$$

Уравнения (IV.13) или (IV.14) называются *уравнением рабочей линии для нижней части колонны* и устанавливают зависимость между концентрациями встречных потоков пара и жидкости в произвольном сечении нижней части колонны. Оно является общим для любого сечения отгонной части колонны и, в частности, для сечения под нижней тарелкой уравнение (IV.13) будет иметь вид

$$y^*_W = \frac{G_W + W}{G_W}x_1 - \frac{Wx_W}{G_W}.$$

Для всей отгонной части колонны ниже сечения *3—3* (см. рис. IV-5) уравнение рабочей линии записывается следующим образом:

$$y_{N_o} = \frac{G_{N_o} + W}{G_{N_o}}x_m - \frac{Wx_W}{G_{N_o}}, \tag{IV.15}$$

где x_m — средний состав флегмы, поступающей из секции питания в нижнюю часть колонны:

$$x_m = \frac{g_F x_F^* + g_1 x_1}{g_F + g_1} = \frac{g_F x_F^* + g_1 x_1}{g_m}. \qquad \text{(IV.16)}$$

Поток жидкости g_m состава x_m образуется при смешении жидкого остатка, получающегося при ОИ сырья, и потока флегмы g_1, стекающей в секцию питания из концентрационной части колонны.

При смешении в секции питания потоков жидкости с различной температурой не происходит простого их суммирования, оно сопровождается небольшим частичным испарением. Поэтому допущение о том, что количество жидкости g_m равно суммарным количествам смешивающихся потоков g_F и g_1 не вполне точно. Однако с учетом того, что в небольших пределах по концентрациям кривые испарения на изобарных кривых и энтальпийной диаграмме близки к прямолинейному очертанию, можно практически пренебречь степенью испарения при смешивании одноименных потоков в секции питания.

В общем случае в координатах x, y уравнения (IV.13) и (IV.14) представляет собой кривую линию, так как масса паров G может изменяться по высоте нижней части колонны. Если масса паров в нижней части колонны не изменяется ($П$ = const или G = const), то уравнение рабочей линии является уравнением прямой.

На диаграмме x—y рабочая линия нижней части колонны проходит через следующие характерные точки (см. рис. IV-7). Одна из этих точек (W) находится на диагонали ($x = y = x_W$), и ее положение не зависит от потока паров и флегмы. Другая точка (C) определяется при $y = 1$, тогда

$$x_C = \frac{x_W + П}{1 + П}.$$

Положение точки C зависит от величины парового числа $П = G/W$. При увеличении $П$ точка C перемещается вправо, а рабочая линия приближается к диагонали. В пределе, т. е. при $П \to \infty$ (или $G \to \infty$), рабочая линия сольется с диагональю OA. Таким образом, диагональ графика является линией концентраций при бесконечно большом значении парового числа.

Для нижней части колонны, так же как и для верхней, любая точка E',

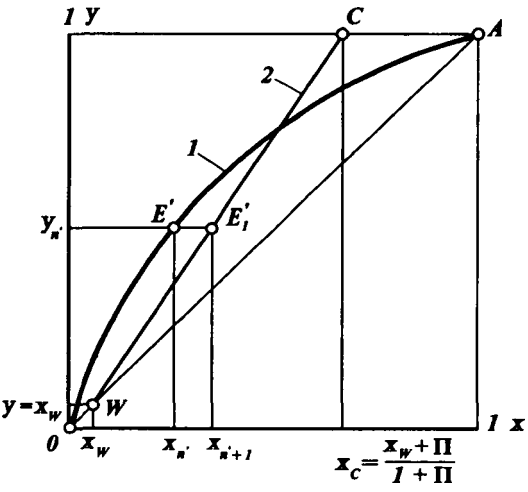


Рис. IV-7. Рабочая линия для нижней части колонны на диаграмме x—y:
1 — кривая равновесия фаз; *2* — рабочая линия

лежащая на кривой равновесия фаз, связывает составы жидкости $x_{n'}$, стекающей с данной (n'-й) тарелки, и равновесных паров $y_{n'}$, покидающих ту же тарелку. Рабочая же линия связывает неравновесные жидкую и паровую фазы, и каждая ее точка (например, E'_1) характеризует жидкость x_{n+1}, стекающую на данную n'-ю тарелку с вышележащей, и пары $y_{n'}$, поднимающиеся с данной тарелки.

При изменении массы паров (флегмы) по высоте нижней части колонны уравнение рабочей линии можно построить в координатах x, y, воспользовавшись свойствами энтальпийной диаграммы.

Общий вид уравнения рабочей линии для верхней и нижней частей колонны. Уравнения рабочих линий (IV.7) и (IV.14) соответственно для верхней и нижней частей колонны имеют разные формы записи. Однако их можно привести к одному виду, если ввести величину $\Phi = g/G$, т.е. отношение масс потоков флегмы и паров, *или внутреннее флегмовое число.* Очевидно, что для верхней части колонны $\Phi \le 1$, так как $G \ge g$, а для нижней $\Phi \le 1$, так как $G \le g$. Случай $\Phi = 1$ соответствует работе колонны с бесконечными флегмовым и паровым числами при выполнении равенства потоков жидкости и пара для любого сечения колонны $g = G$.

Приняв во внимание выражение (IV.3), уравнение (IV.6) можно записать в следующем виде:

$$y = \frac{g}{G}x + \frac{G-g}{G}y_D,$$

или, введя Ф, получим

$$y = \Phi x + (1-\Phi)y_D. \qquad \text{(IV.17)}$$

Аналогично уравнение (IV.13) рабочей линии нижней части колонны с учетом выражения (IV.10) можно записать так:

$$y = \frac{g}{G}x - \frac{g-G}{G}x_W,$$

или, введя Ф, получим

$$y = \Phi x + (1-\Phi)x_W. \qquad \text{(IV.18)}$$

Обозначив составы продуктовых потоков через x_p, можно записать: $x_p = y_D$ для верхней части колонны и $x_p = x_W$ для нижней; тогда уравнение рабочей линии в общем виде для обеих частей колонны будет выглядеть так:

$$y = \Phi x + (1-\Phi)x_p \ . \qquad \text{(IV.19)}$$

Для каждой части колонны внутреннее флегмовое число берется с учетом сделанного выше замечания.

Сопоставив между собой уравнения (IV.7) и (IV.17), а также уравнения (IV.14) и (IV.18), получим, что для верхней части колонны

$$\Phi = \frac{R}{R+1} \le 1,$$

а для нижней части колонны

$$\Phi = \frac{П + 1}{П} \geq 1.$$

Уравнение (IV.19) позволяет совершенно однотипно решать целый ряд задач для верхней и нижней частей колонны.

РАСЧЕТ СОСТАВОВ ПОТОКОВ В СЕКЦИИ ПИТАНИЯ

Схема потоков в питательной секции колонны представлена на рис. IV-8. В секции питания встречаются потоки сырья после процесса ОИ (g_F и G_F составов x_F^* и y_F^*), флегмы из концентрационной части колонны (g_1 состава x_1) и паров из отгонной части колонны (G_{N_o} состава y_{N_o}). При смешении потоков флегмы g_F и g_1 получается поток флегмы g_m состава x_m [см. уравнение (IV.16)], который стекает в отгонную часть колонны. При смешении потоков паров G_F и G_{N_o} образуется поток паров G_m состава y_m [см. уравнение (VI.9)], поступающий в концентрационную секцию колонны. Все эти потоки и составы взаимосвязаны.

Для нормального проведения процесса ректификации должны выполняться неравенства

$$x_1 > x_m > x_F^* \qquad (IV.20)$$

и

$$y_{N_o} < y_m < y_F^* . \qquad (IV.21)$$

Из материального баланса процесса ОИ сырья следует, что

$$x_F = (1 - e)x_F^* + ey_F^*$$

или

$$y_F^* = -\frac{1 - e}{e} x_F^* + \frac{x_F}{e} , \qquad (IV.22)$$

где $e = G_F/F$ — доля отгона при вводе сырья в колонну.

Уравнение (IV.22) называется линией сырья. Оно дает связь между составами жидкой x_F^* и паровой y_F^* частей сырьевого потока при входе в колонну и представляет прямую, проходящую через точки *G*, *H*, *F* и *E* (рис. IV-9), тангенс угла наклона которой равен $(1 - e)/e$.Точка *H* дает составы парового и жидкостного потоков сырья после ОИ. Чтобы установить взаимосвязь между потоками и их составами при прохождении зоны питания, рассмотрим материальный баланс для всей верхней части колонны (см. рис. IV-5, контур *II*). При этом составы паров y_{N_o} и жидкости x_1 будем рассматривать как переменные *y* и *x*. Тогда

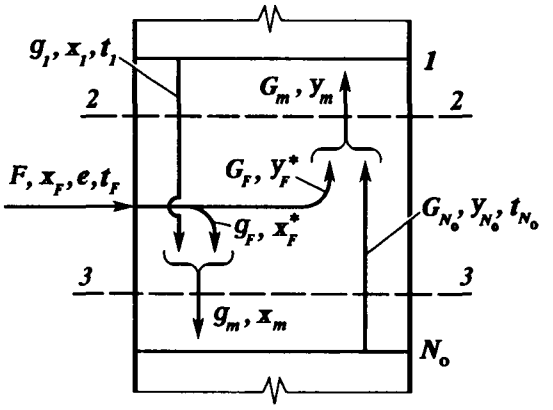
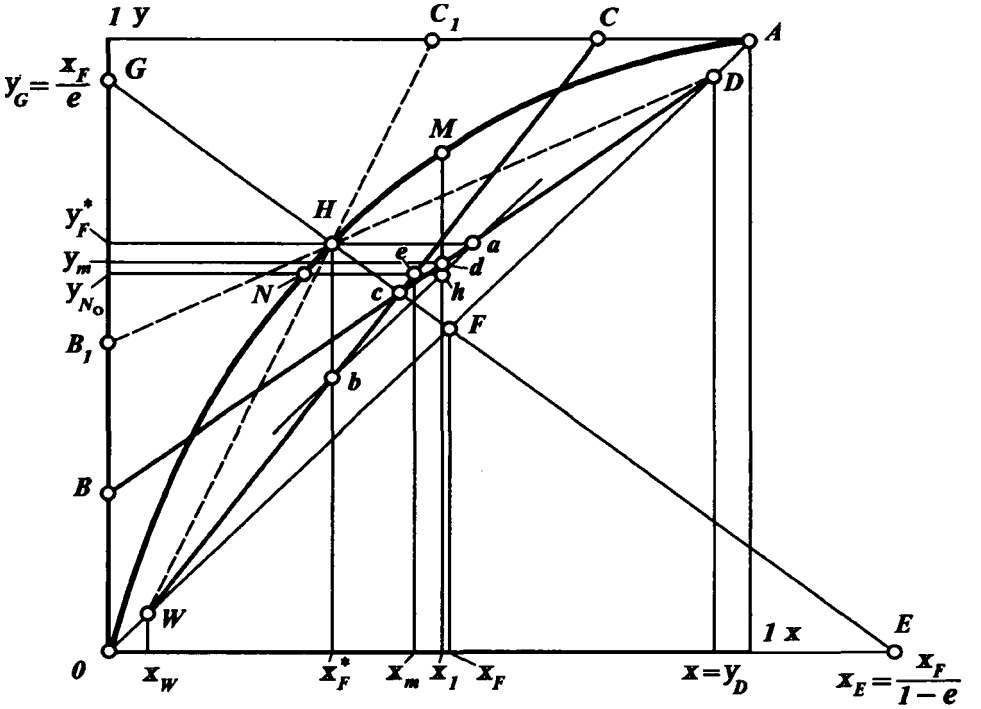


Рис. IV-8. Схема потоков в секции питания колонны при подаче сырья в парожидкостном состоянии

Рис. IV-9. Диаграмма $x-y$ при определении сопряженных составов в секции питания колонны



$$G_{N_o} y + G_F y_F^* = g_1 x + D y_D$$

или

$$y = \frac{g_1 x}{G_{N_o}} + \frac{D y_D - G_F y_F^*}{G_{N_o}}.$$

При неизменных потоках паров и жидкости в секции питания получим уравнение прямой. Если $y = y_F^*$, то

$$y_F^* = \frac{g_1 x}{G_{N_o} + G_F} + \frac{D y_D}{G_{N_o} + G_F}.$$

Это выражение определяет абсциссу точки *a* (см. рис. IV-9) на рабочей линии концентрационной части колонны.

Если $x = x_F^*$, то

$$y = \frac{g_1 x_F^*}{G_{N_0}} + \frac{Dy_D - G_F y_F^*}{G_{N_0}}.$$

Из общего материального баланса колонны по НКК

$$Dy_D = Fx_F - Wx_W,$$

а из материального баланса ОИ сырья

$$G_F y_F^* = Fx_F - g_F x_F^*.$$

Отсюда

$$Dy_D - G_F y_F^* = g_F x_F^* - Wx_W.$$

Используя последнее, получим для отгонной части колонны

$$y = \frac{g_1 + g_F}{G_{N_0}} x_F^* - \frac{Wx_W}{G_{N_0}}.$$

Это выражение определяет ординату точки *b* (см. рис. IV-9) на рабочей линии нижней части колонны.

Таким образом, положение прямой *ab*, определяющей составы паров y_{N_0} и жидкости x_1, фиксируется точками пересечения рабочей линии соответствующей части колонны с составами паров y_F^* и жидкости x_F^*, полученных при ОИ сырья. Точка *c* пересечения рабочих линий находится на линии сырья.

Приведенное на рис. IV-9 построение соответствующих линий и точек, определяющих составы потоков в секции питания, обеспечивает сопряжение концентрационной и отгонной частей колонны при расчете числа теоретических тарелок, необходимых для получения заданных составов продуктов y_D и x_W.

Прямая *GHFE* отвечает уравнению (IV.22) линии сырья при данной степени отгона *e*. Пересечение линий равновесия и сырья в точке *H* дает составы y_F^* и x_F^*, полученные при вводе сырья в колонну в процессе ОИ. Эти составы определяют положение прямой *ab*, отвечающей уравнениям (IV.8) и (IV.15). Пересечение линии сырья с диагональю в точке *F* определяет исходную сырьевую точку.

Координаты точки *d*, находящейся на рабочей линии верхней части колонны, определяют составы потоков флегмы x_1 и паров y_m.

Точка *h*, находящаяся на пересечении абсциссы x_1 с прямой *ab*, определяет состав паров y_{N_0}. При этом выполняется условие (IV.21).

Состав жидкости x_m определится как абсцисса точки *e*, находящейся на пересечении рабочей линии нижней части колонны и ординаты y_{N_0}.

Таким образом, переход от концентрационной части колонны к отгонной осуществляется через точку *h*, находящуюся на линии *ab*.

МИНИМАЛЬНЫЕ ПОТОКИ ОРОШЕНИЯ И ПАРОВ

В колонне заданный состав ректификата y_D может быть получен при изменении потока флегмы от некоторой минимальной величины g_{min} до бесконечно большой.

Как было показано ранее, максимальный поток флегмы отвечает условию $g = G$ (режим полного орошения).

С другой стороны, для протекания процесса ректификации необходимо, чтобы состав паров y_m, поступающих в концентрационную часть колонны, удовлетворял условию (IV.21). При уменьшении потока флегмы рабочая линия DB верхней части колонны будет перемещаться вверх, поворачиваясь вокруг точки D (см. рис. IV-9). При этом составы паров y_{N_0}, y_m и y_F^* будут выравниваться и в пределе, не нарушая условия (IV.21), станут равными y_F^*. Рабочая линия займет предельное положение DHB_1, определяемое точкой $H(x_F^*, y_F^*)$, находящейся на линии равновесия. Это положение рабочей линии будет отвечать режиму работы колонны с минимальным потоком флегмы, при котором еще обеспечивается получение ректификата заданного состава y_D.

Если рабочая линия окажется расположенной выше рабочей линии DHB_1, то условие (IV.21) будет нарушено и получение состава ректификата y_D из сырья состава x_F станет невозможным.

Таким образом, минимальный поток орошения (флегмы) может быть определен из уравнения (IV.5) при $x = x_F^*$ и $y = y_F^*$, т.е.

$$R_{min} = \left(\frac{g}{D}\right)_{min} = \frac{y_D - x_F^*}{y_F^* - x_F^*}. \qquad \text{(IV.23)}$$

С увеличением потока флегмы точка B рабочей линии будет перемещаться вниз и при $g \to \infty$ займет положение диагонали OA.

При любом потоке флегмы от $(g/D)_{min}$ до $(g/D) \to \infty$ концентрация x_1 будет больше, чем x_F^* [см. уравнение (IV.20)] и процесс ректификации будет обеспечен с заданной четкостью y_D.

Для нижней части колонны заданный состав остатка x_W может быть получен при изменении потока паров, поднимающихся из отгонной части колонны, от некоторого минимального значения Π_{min} до бесконечно большой величины.

Для протекания процесса ректификации в нижней части колонны необходимо, чтобы составы жидкостных потоков удовлетворяли условию (IV.20). Соответствующие характерные точки приведены на рис. IV-9.

При уменьшении в отгонной части колонны потока паров рабочая линия WC будет перемещаться влево, поворачиваясь вокруг точки W. При этом x_m – концентрация НКК в жидкости, стекающей в отгонную секцию, будет уменьшаться и приближаться к своему предельному значению x_F^*.

Масса потока паров (G/W) будет стремиться к своему предельному минимальному значению $(G/W)_{min}$. При этом рабочая линия займет свое предельное положение WHC_1, при котором еще возможно получить остаток заданного состава x_W. Если масса паров станет меньше минимальной,

то рабочая линия пройдет левее точки H и процесс ректификации с заданной степенью четкости станет невозможен.

Таким образом, минимальный поток паров определяется из уравнения (IV.12) рабочей линии нижней части колонны при $x_1 = x_m = x_F^*$ и $y_{N_0} = y_m = y_F^*$:

$$\Pi_{\min} = \left(\frac{G}{W}\right)_{\min} = \frac{x_F^* - x_W}{y_F^* - x_F^*}. \qquad \text{(IV.24)}$$

При увеличении парового потока точка C рабочей линии будет перемещаться вправо и при $(G/W) \to \infty$ рабочая линия нижней части колонны сольется с диагональю OA диаграммы $x - y$.

ТЕПЛОВОЙ БАЛАНС КОЛОННЫ

При проведении процесса ректификации происходит обмен тепловой энергией между контактирующими паровой и жидкой фазами. Приходными статьями теплового баланса колонны являются тепло, вносимое сырьем Q_F, и тепло, подводимое в низ колонны через кипятильник Q_B. Расходными статьями является тепло, отводимое из колонны парами ректификата Q_D, жидким остатком Q_W, и тепло, отнимаемое потоком хладагента на верху колонны Q_d для образования флегмы (см. рис. IV-5).

Тепловой баланс колонны без учета теплопотерь в окружающую среду запишется в виде

$$Q_F + Q_B = Q_D + Q_W + Q_d. \qquad \text{(IV.25)}$$

Отдельные составляющие теплового баланса определяются выражениями

$$Q_F = F(1 - e)h_{t_F} + FeH_{t_F} = Fh_F;$$

$$Q_B = G_W(H_{t_W} - h_{t_W}) = G_W q_{\text{исп}};$$

$$Q_D = DH_{t_D};$$

$$Q_W = Wh_{t_W};$$

$$Q_d \approx g_D(H_{t_D} - h_{t_D}) = g_D q_{\text{конд}}.$$

При заданных составах и отборах ректификата и остатка потоки тепла Q_D и Q_W являются постоянными, поэтому можем переписать уравнение (IV.25) в следующем виде:

$$Q_F + Q_B - Q_d = Q_D + Q_W = \text{const}. \qquad \text{(IV.26)}$$

При неизменных температуре и составе сырья (Q_F = const) из уравнения (IV.26) получаем, что $Q_B - Q_d$ = const. Отсюда следует, что изменения величин Q_B и Q_d могут происходить только в общем направлении, т.е. обе или увеличиваются или уменьшаются. При этом их разность остается величиной постоянной.

Аналогичная зависимость наблюдается при постоянном подводе тепла

в низ колонны (Q_B = const), когда изменения величин Q_F и Q_d могут происходить только на одну и ту же величину $Q_F - Q_d$ = const и в одинаковом направлении.

Из уравнения (IV.26) также следует, что с повышением температуры исходного сырья при постоянной величине отвода тепла на верху колонны Q_d количество тепла, подводимого в низ колонны Q_B, должно на столько же уменьшиться, и наоборот.

Графическую оценку отмеченной закономерности выполним с использованием энтальпийной диаграммы. Для этого в уравнение (IV.25) подставим выражения для Q_D и Q_W и объединим члены уравнений, относящиеся к потокам тепла в верхней и нижней частях колонны. Получим

$$Q_F = (DH_{t_D} + Q_d) + (Wh_{t_W} - Q_B)$$

или

$$Q_F = D\left(H_{t_D} + \frac{Q_d}{D}\right) + W\left(h_{t_W} - \frac{Q_B}{W}\right).$$

Введем понятия о приведенных энтальпиях ректификата H_D^* и остатка h_W^*:

$$H_D^* = H_{t_D} + \frac{Q_d}{D} \qquad \text{(IV.27)}$$

и

$$h_W^* = h_{t_W} - \frac{Q_B}{W}. \qquad \text{(IV.28)}$$

С учетом введенных обозначений уравнение теплового баланса запишется в виде

$$Q_F = DH_D^* + Wh_W^*.$$

Подставив в это уравнение $W = F - D$ и $Q_F = Fh_F$, получим

$$\varepsilon = \frac{D}{F} = \frac{h_F - h_W^*}{H_D^* - h_W^*} \qquad \text{(IV.29)}$$

и

$$1 - \varepsilon = \frac{W}{F} = 1 - \frac{D}{F} = \frac{H_D^* - h_F}{H_D^* - h_W^*}. \qquad \text{(IV.30)}$$

Уравнения (IV.29) и (IV.30) аналогичны по структуре приведенным ранее уравнениям (IV.1) и (IV.2) материального баланса.

Из сопоставления уравнений (IV.1) и (IV.29), а также уравнений (IV.2) и (IV.30) получим следующие уравнения материально-теплового баланса колонны:

$$\varepsilon = \frac{D}{F} = \frac{x_F - x_W}{y_D - x_W} = \frac{h_F - h_W^*}{H_D^* - h_W^*}$$

и

$$1-\varepsilon=\frac{W}{F}=\frac{y_D-x_F}{y_D-x_W}=\frac{H_D^*-h_F}{H_D^*-h_W^*}.$$

На энтальпийной диаграмме эти уравнения соответствуют прямой, проходящей через следующие три точки:

$P'(x_W,\ h_W^*);\ F(x_F,\ h_F);\ P(y_D,\ H_D^*)$.

На рис. IV-10 дано построение указанных характерных точек на энтальпийной диаграмме.

При заданном составе ректификата y_D ордината точки P зависит от относительного количества тепла Q_d/D, отводимого на верху колонны. При увеличении Q_d/D точка P перемещается вверх (точка P_1), а при уменьшении — вниз (точка P_2).

Соответственно при заданном составе остатка x_W ордината точки P' зависит от относительного количества тепла Q_B/W, подводимого в низ колонны. С увеличением Q_B/W точка P' переместится вниз (точка P_1'), а при уменьшении — вверх (точка P_2'). При большой величине Q_B/W ордината точки P' становится отрицательной ($h_W^* < 0$), тогда как ордината точки P всегда положительна ($H_D^* > 0$).

Точка F, определяемая составом сырья x_F и его энтальпией h_F, лежит всегда на прямой $P'P$. При изменении энтальпии сырья точка F перемещается по вертикали.

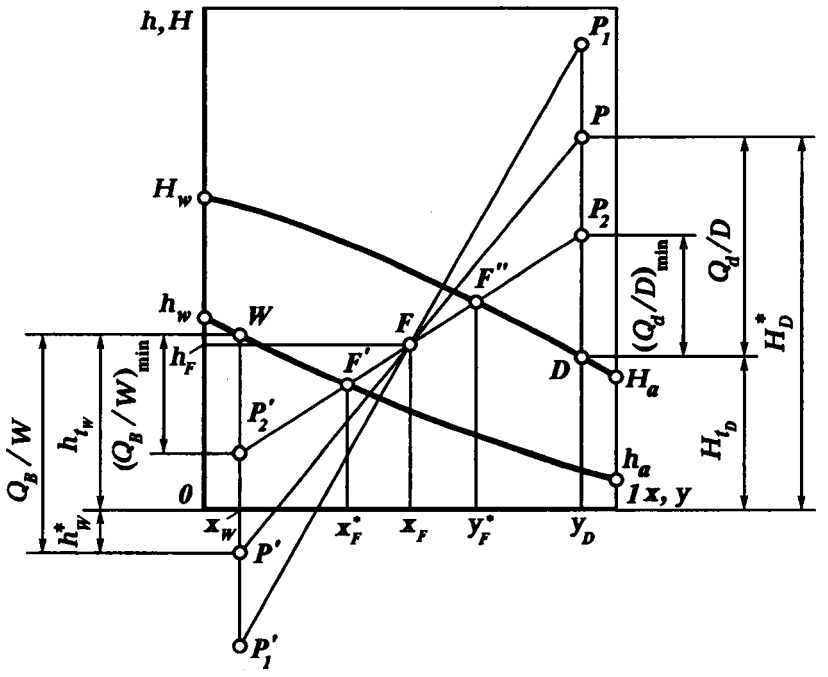


Рис. IV-10. Представление материально-теплового баланса колонны на энтальпийной диаграмме

Из графика, приведенного на рис. IV-10, можно сделать те же выводы, которые ранее были сделаны из анализа уравнения теплового баланса колонны.

При постоянном положении точки F (значение температуры поступающего сырья неизменно) с увеличением Q_d полюс P переместится вверх, а полюс P' — вниз, т.е. при этом должно увеличиваться и количество тепла, подводимого в низ колонны, и наоборот.

Аналогичная зависимость наблюдается при постоянном положении полюса P', т.е. если, например, уменьшается Q_F (точка F переместится вниз), то должно уменьшиться также и Q_d, а значит, точка P переместится вниз.

При постоянном положении полюса P перемещение точки F, например, вверх (более высокая температура исходного сырья) приводит к перемещению вверх и полюса P', т.е. при этом уменьшается подвод тепла в низ колонны Q_B.

Рассмотрим также то, как при помощи энтальпийной диаграммы можно определить минимальные потоки флегмы и паров и соответственно минимальное количество тепла Q_d, отнимаемое в верху колонны, и минимальное количество тепла Q_B, подводимое в низ колонны.

При минимальном потоке флегмы $(g/D)_{\min}$ и соответственно паров $(G/W)_{\min}$ все жидкие и паровые потоки в пределах эвапорационного пространства (секции питания) будут находиться во взаимном равновесии, т.е. $x_1 = x_m = x_F^*$ и $y_{N_0} = y_m = y_F^*$. В этом случае прямая $P'FP$ займет положение $P_2'F'FF''P_2$.

Положение коноды $F'FF''$ может быть найдено по изобарным температурным кривым или в результате расчета процесса ОИ сырья. Определив положение коноды $F'FF''$, находим полюсы P_2 и P_2', определяющие минимальный теплоотвод на верху колонны $(Q_d/D)_{\min}$, и минимальный подвод тепла в низу колонны $(Q_B/W)_{\min}$.

В реальных условиях работы колонны потоки флегмы и паров должны превышать их минимальные значения, следовательно, Q_d/D должно быть больше $(Q_d/D)_{\min}$, а Q_B/W — больше $(Q_B/W)_{\min}$. Соответственно полюс P должен быть расположен выше полюса P_2, а полюс P' — ниже полюса P_2'.

Изменение доли отгона e сырья приводит к перемещению точки F по вертикали, что приводит к соответствующему перераспределению потоков тепла $(Q_d/D)_{\min}$ и $(Q_B/W)_{\min}$. Возрастание доли отгона e приводит к увеличению величины $(Q_d/D)_{\min}$ и уменьшению величины $(Q_B/W)_{\min}$; снижение доли отгона e приводит к обратным последствиям.

ПОСТРОЕНИЕ РАБОЧИХ ЛИНИЙ НА ЭНТАЛЬПИЙНОЙ ДИАГРАММЕ

Чтобы использовать энтальпийную диаграмму для построения рабочих линий, необходимо рассмотреть тепловые балансы для произвольных сечений верхней и нижней частей колонны.

Рассмотрим тепловой баланс для верхней части в произвольном сечении I—I (см. рис. IV-5, контур I):

$$GH_T = DH_{t_D} + gh_t + Q_d.$$

Подставив $G = g + D$, получим

$$(g + D)H_T = DH_{t_D} + gh_t + Q_d$$

или

$$(g + D)H_T = D\left(H_{t_D} + \frac{Q_d}{D}\right) + gh_t.$$

С учетом (IV.27) получим

$$(g + D)H_T = DH_D^* + gh_t + Q_d$$

или

$$\frac{g}{D} = \frac{H_D^* - H_T}{H_T - h_t}.$$

Приняв во внимание уравнение (IV.5) материального баланса для той же части колонны, получим

$$\frac{g}{D} = \frac{H_D^* - H_T}{H_T - h_t} = \frac{y_D - y}{y - x}. \qquad \text{(IV.31)}$$

На энтальпийной диаграмме уравнение (IV.31) представляет собой прямую линию, проходящую через три точки: ранее известный полюс $P(y_D, H_D^*)$ (см. также рис. IV-10), $G(y, H_T)$ и $g(x, h_t)$ (рис. IV-11). Точки G и g характеризуют составы и энтальпии встречных неравновесных потоков, относящихся к одному произвольно выбранному поперечному сечению колонны. Положение точки P при заданном составе ректификата y_D и выбранном количестве флегмы в верху колонны (заданном Q_d/D) остается неизменным для любого сечения колонны, тогда как положение точек G и g зависит от рассматриваемого сечения.

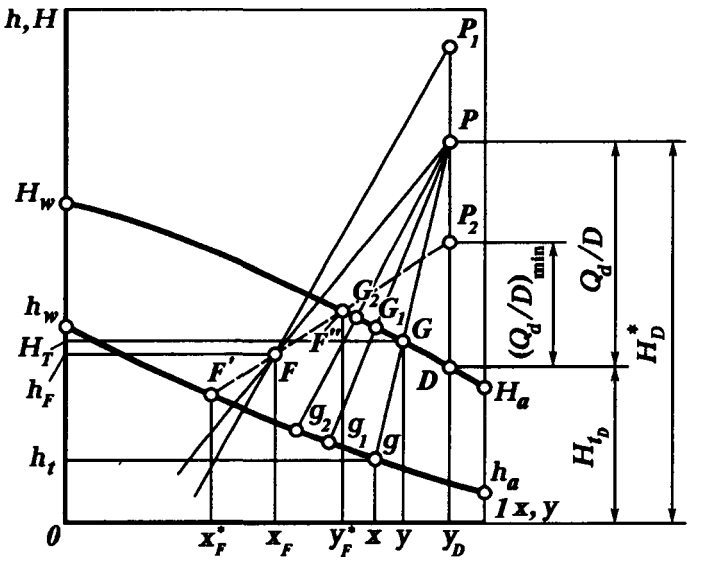


Рис. IV-11. Рабочие линии верхней части колонны на энтальпийной диаграмме

Таким образом, на энтальпийной диаграмме каждому сечению колонны между двумя смежными тарелками соответствует своя рабочая линия, проходящая через полюс P, а n тарелкам, расположенным в концентрационной части колонны, будет соответствовать пучок из n прямых, проходящих через полюс P. При наличии энтальпийной диаграммы это обстоятельство позволяет легко найти сопряженные составы потоков флегмы x и паров y, отвечающие уравнению рабочей линии. Набор таких пар составов дает возможность построить рабочую линию на диаграмме x—y с учетом изменения потока флегмы по высоте концентрационной части колонны (см. далее).

При выбранном составе ректификата y_D положение полюса P зависит от потока флегмы g/D или, что то же самое, от величины теплоотвода в верху колонны Q_d/D. С увеличением потока g/D полюс P будет перемещаться вверх и при $(g/D) \to \infty$ уйдет в бесконечность, а рабочие линии станут параллельными вертикальными прямыми, т.е. $x = y$.

Наиболее низкое положение полюса P_2 соответствует режиму с минимальным флегмовым числом $(Q_d/D)_{min}$, при котором, как мы увидим далее, число теоретических тарелок в колонне бесконечно велико, а пары, поступающие в концентрационную часть колонны, находятся в равновесии с жидкостью, стекающей из концентрационной части в секцию питания.

Уравнение (IV.31) позволяет определить поток орошения в любом сечении верхней части колонны и тем самым оценить степень изменения массы потока флегмы по высоте колонны. Это изменение массы потока флегмы может быть учтено при построении рабочей линии верхней части колонны на диаграмме x—y.

Для нижней части колонны могут быть проведены аналогичные преобразования. Составим тепловой баланс для части колонны, расположенной ниже произвольного сечения *4—4* (см. рис. IV—5, контур IV):

$$gh_t + Q_B = GH_T + Wh_{t_W}.$$

Поскольку $g = G + W$, можем записать:

$$(G + W)h_t = GH_T + W\left(h_{t_W} - \frac{Q_B}{W}\right).$$

С учетом выражения (IV.28) получим

$$(G + W)h_t = GH_T + Wh_W^*.$$

Последнее уравнение приведем к виду:

$$\frac{G}{W} = \frac{h_t - h_W^*}{H_T - h_t}.$$

Сопоставив последнее уравнение с уравнением (IV.12) материального баланса, полученного для того же контура, придем к следующему уравнению материально-теплового баланса:

$$\frac{G}{W} = \frac{h_t - h_W^*}{H_T - h_t} = \frac{x - x_W}{y - x}. \qquad \text{(IV.32)}$$

На энтальпийной диаграмме (рис. IV-12) это уравнение представлено

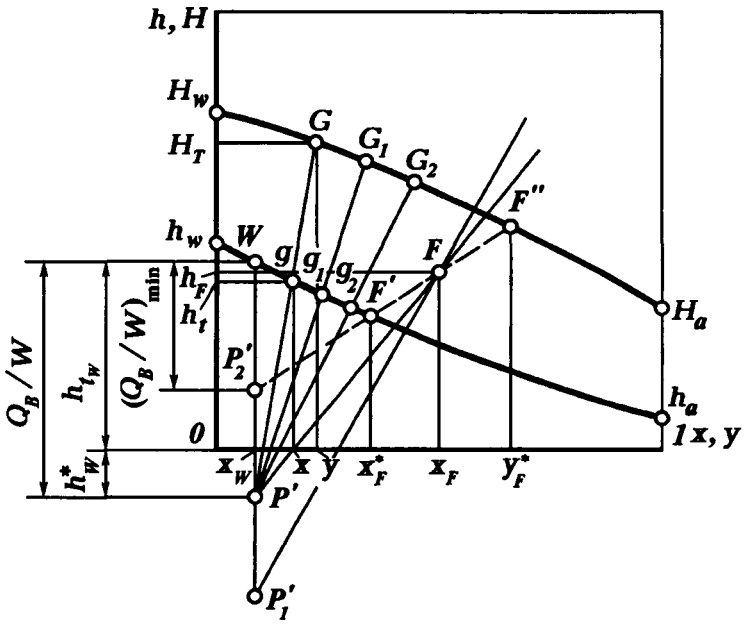


Рис. IV-12. Рабочие линии нижней части колонны на энтальпийной диаграмме

прямой, проходящей через три точки: ранее известный полюс P' (x_W, h_W^*) (см. также рис. IV-10), $G(y, H_T)$ и $g(x, h_t)$ (см. рис. IV-12).

Уравнение (IV.32) связывает составы и энтальпии встречных потоков флегмы и паров, являющихся встречными на одном уровне; это уравнение рабочей линии нижней части колонны.

Каждому сечению нижней части колонны соответствует своя рабочая линия, проходящая через полюс P'. Таким образом, все рабочие линии нижней части колонны образуют пучок прямых, проходящих через полюс P'. Это обстоятельство позволяет получить на энтальпийной диаграмме совокупность точек $\{x, y\}$, координаты которых отвечают уравнению рабочей линии нижней части колонны. Перенеся эти точки на диаграмму x—y, можно построить рабочую линию для случая изменения потоков паров и флегмы по высоте нижней части колонны (см. далее).

Уравнение (IV.32) применимо для любого сечения нижней части колонны и дает возможность проанализировать степень изменения потоков паров и флегмы по высоте аппарата.

При заданном составе остатка x_W положение полюса P' зависит от относительной массы паров G/W или, что то же самое, от величины Q_B/W. С увеличением потока паров полюс P' будет перемещаться вниз и при $(Q_C/W) \to \infty$ уйдет в бесконечность. В этом случае рабочие линии образуют систему вертикальных параллельных прямых. Наиболее высокое положение полюса P_2' соответствует режиму с минимальным потоком паров $(Q_B/W)_{min}$, когда число тарелок в колонне бесконечно велико, а пары, поднимающиеся из нижней части колонны, находятся в равновесии с жидкостью, стекающей в нижнюю часть колонны.

ВЛИЯНИЕ ИЗМЕНЕНИЯ ПОТОКОВ ПАРОВ И ФЛЕГМЫ ПО ВЫСОТЕ КОЛОННЫ НА РАБОЧУЮ ЛИНИЮ

Из анализа обобщенной записи уравнений рабочих линий с учетом тепловых потоков [см. уравнения (IV.31) и (IV.32)] вытекает, что вследствие возможного изменения энтальпий встречных потоков паров и флегмы зависимость между составами этих потоков (уравнение рабочей линии) может быть нелинейной. Поскольку тангенс угла наклона рабочей линии равен:

для концентрационной части колонны $\Phi = \frac{R}{R+1}$;

для отгонной части колонны $\Phi = \frac{П+1}{П}$,

то при изменении потоков по высоте аппарата Ф будет величиной переменной, зависящей от характера этого изменения.

Степень изменения массы потоков, а также характер изменения (уменьшение или увеличение по высоте колонны в соответствующем направлении) зависят от отношения потоков g и G, их составов и энтальпий, определяемых величинами теплоемкостей и скрытыми теплотами испарения (конденсации) компонентов, участвующих в процессе.

В ректификационной колонне осуществляется контактирование паров и жидкости. В результате такого контакта в произвольном сечении колонны пары охлаждаются и частично конденсируются, а выделяющееся при этом тепло затрачивается на нагрев и частичное испарение жидкости.

Очевидно, что масса жидкости, поступающей на данную тарелку и уходящей с этой же тарелки, не изменяется, если в результате происшедшего контакта паров и жидкости масса сконденсированных паров будет равна массе испарившейся жидкости. Если в результате такого контакта масса сконденсировавшихся паров будет больше массы испарившейся жидкости, то масса стекающей с данной тарелки флегмы будет больше массы флегмы, поступившей на данную тарелку. В этом случае поток флегмы будет увеличиваться по направлению снизу вверх. Соответственно будет изменяться и поток паров в концентрационной части колонны.

В результате этих процессов рабочая линия концентрационной части колонны приобретает соответствующую кривизну (рис. IV-13).

Как видно из рис. IV-13, для кривой *1*, соответствующей нарастанию потока флегмы (паров) снизу вверх, имеем максимальную движущую силу процесса, тогда как для кривой *3*, отвечающей случаю возрастания потока флегмы (паров) сверху вниз, имеем минимальную движущую силу процесса. В этом смысле форма рабочей линии *1* является предпочтительной.

Для нижней (отгонной) части колонны уравнение (IV.32) рабочей линии, записанное с учетом потоков массы и тепла, определяет конфигурацию рабочей линии на диаграмме x—y (см. рис. IV-13). Как и в верхней части колонны, соотношение потоков паров, сконденсированных в результате контактирования с флегмой, и испарившейся при этом флегмы определяет степень кривизны и ее знак. Если масса потока паров (кривая *4*) возрастает снизу вверх, то рабочая линия обращена выпуклостью вверх. Если же масса паров увеличивается сверху вниз (кривая *6*), то рабочая линия обра-

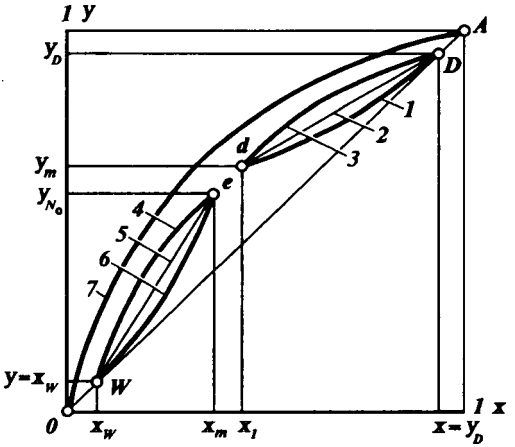


Рис. IV-13. Изменение конфигурации рабочей линии на диаграмме *xPy* при переменном потоке флегмы (паров) по высоте колонны:
Поток флегмы в концентрационной части: *1* — увеличивается снизу вверх; *2* — постоянен; *3* — уменьшается снизу вверх; поток паров в отгонной части; *4* — увеличивается снизу вверх; *5* — постоянен; *6* — уменьшается снизу вверх; *7* — кривая равновесия фаз

щена выпуклостью к оси абсцисс. С точки зрения величины движущей силы процесса этот вариант является более благоприятным.

Таким образом, при ректификации бинарных смесей в случае увеличения потоков флегмы и паров к продуктовым концам колонны удается реализовать большую движущую силу процесса массопередачи по сравнению со случаем постоянного потока флегмы (паров).

При работе реальной ректификационной колонны возможны различные сочетания рассмотренных выше случаев изменения кривизны рабочих линий в обеих частях колонны.

ПОСТРОЕНИЕ РАБОЧЕЙ ЛИНИИ НА ДИАГРАММЕ *X–Y* ПРИ ПОМОЩИ ЭНТАЛЬПИЙНОЙ ДИАГРАММЫ

Энтальпийные диаграммы позволяют производить все необходимые расчеты ректификации бинарных систем, однако для определения положения конод на энтальпийной диаграмме требуется привлекать графики изобарных температурных кривых. Это существенно усложняет графические построения с использованием энтальпийных диаграмм.

Изменение потоков по высоте колонны можно выявить, как это было показано ранее, с использованием уравнений (IV.31) и (IV.32) рабочих линий. Однако для этого необходимо знать распределение температур по высоте аппарата, что зачастую требует достаточно громоздких расчетов.

В случае изменяющихся потоков флегмы и паров построение рабочих линий на диаграмме *x*—*y* для обеих частей колонны достаточно просто осуществляется при помощи энтальпийной диаграммы. Схема такого построения приведена на рис. IV-14.

В соответствии с общим свойством энтальпийной диаграммы все рабочие линии являются на ней прямыми, которые для концентрационной части колонны проходят через полюс $P(y_D, H_D^*)$, а для нижней части колонны — через полюс $P'(x_W, h_W^*)$. Точки пересечения этих прямых с кривыми энтальпий жидкой и паровой фаз определяют соответствующие кон-

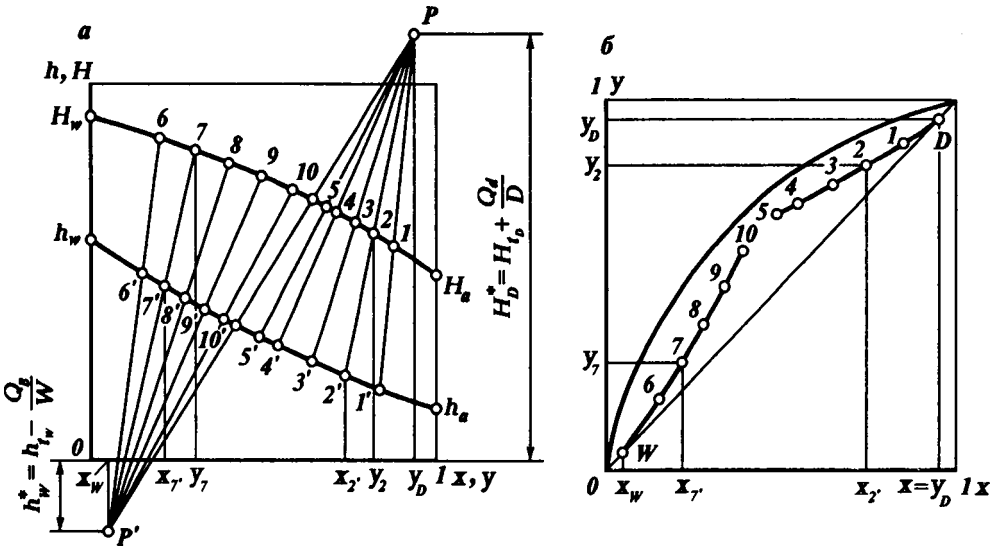


Рис. IV-14. Построение рабочих линий при помощи энтальпийной диаграммы:
а — энтальпийная диаграмма; *б* — диаграмма *x*—*y*

центрации НКК в жидкости *x* и паре *y*, принадлежащие рабочей линии в координатах *x*, *y*.

Нанеся положение полюсов *P* и *P'* на энтальпийную диаграмму, проводим из этих полюсов ряд лучей *P* — *1*—*1'*, *P* — *2*—*2'*,... и *P'* — *6'*—*6*, *P'* — *7'*—*7*,... На энтальпийной диаграмме абсциссы точек *1*, *2*, *3*,..., *10* характеризуют составы паров *y*, точки *1'*, *2'*, *3'*,..., *10'* — жидкости *x* для потоков паров и флегмы, являющихся встречными на одном уровне, т.е. сопряженными точками рабочей линии в координатах *x*, *y*.

Перенеся точки с координатами (x_1, y_1), (x_2, y_2) и т.д. на диаграмму *x*—*y*, получим точки *1*, *2* и т.д., через которые можно провести плавную рабочую линию концентрационной части колонны. Число точек может быть взято достаточно большим, чтобы получить плавную кривую рабочей линии.

Рабочая линия нижней части колонны строится аналогичным образом, с использованием полюса *P'*. В этом случае получаем сопряженные пары концентраций (x_6, y_6), (x_7, y_7) и т.д., являющиеся точками рабочей линии нижней части колонны. В результате получаем совокупность точек *6*, *7* и т.д., соединив которые плавной кривой, получим кривую рабочей линии для нижней части колонны.

Построив указанным способом рабочие линии для обеих частей колонны при изменяющихся потоках флегмы и паров, можно теперь определить массы этих потоков для любого сечения колонны, взяв соответствующие концентрации с кривых рабочих линий и использовав соответствующие выражения:

уравнение (IV.5)

$$\frac{g}{D} = \frac{y_D - y}{y - x};$$

уравнение (IV.12)

$$\frac{G}{W} = \frac{x - x_W}{y - x}.$$

Индексы номеров тарелок у обозначений потоков здесь опущены, так как они относятся к произвольному сечению.

При расчетах ректификационных колонн обычно определяют потоки для четырех сечений колонны:

верх и низ секции питания — потоки $G_m = G_{N_o} + G_F$ и g_1; G_{N_o}, а также $g_m = g_1 + g_F$ (см. рис. IV-8);

верх колонны под парциальным конденсатором или под верхней тарелкой концентрационной части колонны при других способах создания орошения;

низ колонны под нижней тарелкой отгонной части.

В специальных случаях (наличие циркуляционного орошения, вывод боковых погонов и др.) необходимо также определить потоки в соответствующих дополнительных сечениях.

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ЧИСЛА ТЕОРЕТИЧЕСКИХ ТАРЕЛОК ГРАФИЧЕСКИМ МЕТОДОМ НА ДИАГРАММЕ *X–Y*

Одной из основных целей расчета ректификационной колонны является определение числа тарелок, необходимых для разделения данной смеси на ректификат состава y_D и остаток состава x_W, при принятых величинах флегмового и парового чисел и известной кривой равновесия фаз.

Рассмотрим графическое определение числа теоретических тарелок для верхней части колонны. Пусть требуется получить ректификат состава y_D. Рабочая линия верхней части колонны *BD* (рис. IV-15) проходит через точку *D* с координатами $x = y = y_D$.

Пары ректификата состава y_D получены после прохождения через

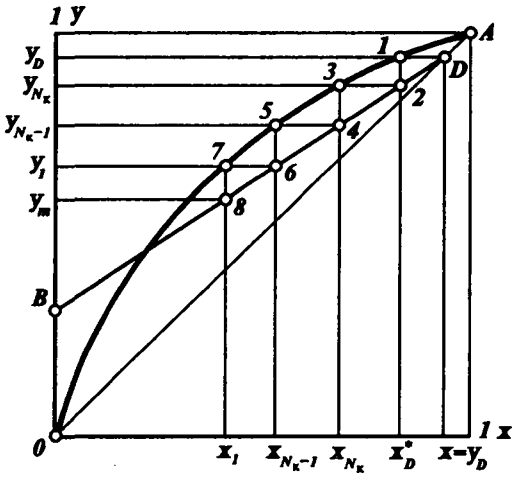


Рис. IV-15. Графическое определение числа теоретических тарелок для верхней части колонны на диаграмме *x–y*

парциальный конденсатор потока паров $G_{N_к}$, уходящих с верхней тарелки колонны и имеющих состав $y_{N_к}$ (см. также рис. IV-5). В парциальном конденсаторе, который принимается эквивалентным одной теоретической тарелке, часть этих паров конденсируется и образует поток флегмы $g_D = g_{N_к+1}$ состава x_D^*. Состав флегмы x_D^* будет находиться в равновесии с парами ректификата состава y_D и может быть определен при пересечении ординаты y_D с кривой равновесия (точка *1*). Очевидно, что абсцисса точки *1* равна x_D^*. Поток жидкости g_D состава x_D^* поступает на верхнюю тарелку (ее номер $N_к$) колонны, а навстречу этому потоку жидкости с верхней тарелки поднимается поток паров $G_{N_к}$ состава $y_{N_к}$. Эти встречные потоки отвечают уравнению рабочей линии, и поэтому состав паров $y_{N_к}$ может быть найден при пересечении абсциссы x_D^* с рабочей линией в точке *2*, ордината которой и будет равна $y_{N_к}$.

С верхней тарелки стекает поток флегмы состава $x_{N_к}$, который получен при взаимодействии жидкости состава x_D^*, стекающей из парциального конденсатора, и потока паров состава $y_{N_к-1}$, поднимающегося с нижележащей тарелки. Составы $x_{N_к}$ и $y_{N_к}$ потоков, покидающих верхнюю тарелку колонны, находятся в равновесии и на диаграмме *x*—*y*, отвечают точке *3*, абсцисса которой и дает значение $x_{N_к}$.

Между тарелками $N_к$ и $N_к - 1$ жидкость состава $x_{N_к}$ встречается с парами состава $y_{N_к-1}$; эти составы будут относиться к рабочей линии, ордината точки *4* которой равна $y_{N_к-1}$.

Продолжая аналогичные рассуждения, получим составы паров, поднимающихся с любой тарелки колонны, и соответствующие им составы флегмы, которые определяются при построении ступенчатой ломаной линии между кривой равновесия фаз и рабочей линией *D*—*1*—*2*—*3*—,...,—*7*—*8*. Построение завершается, когда состав жидкости x_1, стекающей с нижней тарелки концентрационной части колонны, и состав паров y_m, поступающих из секции питания, будут отвечать требуемым значениям. Составы этих потоков, являющихся встречными на одном уровне, определяются уравнением рабочей линии (точка *8*).

Очевидно, что число ступеней между равновесной и рабочими линиями и дает число теоретических тарелок, необходимых для изменения состава пара от y_m на входе в верхнюю часть колонны до y_D состава ректификата. В данном примере число теоретических тарелок равно 4.

Заметим, что в данном примере ступень изменения концентрации *D* — *1*—*2* связана с наличием *парциального конденсатора,* принятого за одну теоретическую тарелку. В случае других способов отвода тепла в верху колонны (см. далее) эта ступень отвечает верхней тарелке колонны.

При графическом построении числа теоретических тарелок может оказаться, что при принятом флегмовом числе полученное число теоретических тарелок в интервале изменения концентраций пара от y_m до y_D окажется не целым, т.е. при целом числе тарелок состав y_m (или y_D) будет получен либо с избытком, либо с недостатком. Чтобы получить целое чис-

ло теоретических тарелок можно было бы несколько изменить поток орошения, однако эта процедура связана с методом последовательных приближений, и ею практически не пользуются. Обычно или принимают ближайшее большее целое число теоретических тарелок, обеспечивая некоторый запас качества получаемого ректификата, или производят линейную интерполяцию доли теоретической тарелки пропорционально изменению составов паров или жидкости на этом участке колонны. В этом случае число теоретических тарелок будет дробным.

Из проведенного графического построения числа теоретических тарелок видно, что оно зависит от положения рабочей линии, т.е. от величины флегмового числа $R = g/D$. При увеличении флегмового числа рабочая линия приближается к диагонали диаграммы x—y, поворачиваясь вокруг точки D. Это приводит к уменьшению числа теоретических тарелок. При уменьшении флегмового числа рабочая линия приближается к кривой равновесия фаз, а необходимое число тарелок увеличивается.

Минимальному числу теоретических тарелок в верхней части колонны отвечает случай работы колонны с бесконечно большим флегмовым числом $R = g/D \to \infty$ (или $\Phi = 1$). При этом рабочая линия сольется с диагональю OA. Ломаную линию, определяющую число теоретических тарелок, в этом случае строят между кривой равновесия фаз и диагональю OA диаграммы x—y.

При уменьшении флегмового числа число теоретических тарелок будет увеличиваться и станет равным бесконечно большой величине при минимальном флегмовом числе $R = (g/D)_{\min}$.

Построение числа тарелок в концентрационной части колонны можно вести также начиная от состава паров y_m, поступающих из эвапорационного пространства в верхнюю часть колонны. В этом случае построение заканчивается в точке D, отвечающей заданному составу ректификата y_D.

Число теоретических тарелок в отгонной части колонны определяется с помощью аналогичных построений (рис. IV-16). Рабочая линия WC определяется положением точки W, имеющей координаты $x = y = x_W$, и величиной парового числа $\Pi = G/W$.

При подводе тепла в количестве Q_B в низ колонны образуется восходящий поток паров G_W состава y_W, который будет находиться в равновесии

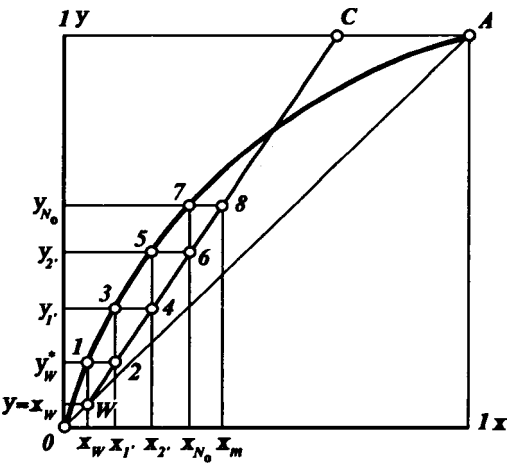


Рис. IV-16. Графическое определение числа теоретических тарелок для нижней части колонны на диаграмме x—y

с жидким остатком состава x_W. Поэтому указанные составы будут определяться координатами точки *1*, находящейся на кривой равновесия фаз. Ордината точки *1* определяет состав паров y_W^*.

Под нижней тарелкой пары состава y_W^* встречаются с потоком жидкости g_1 состава x_1, следовательно, эти составы определяются уравнением рабочей линии, абсцисса точки *2* которой дает состав флегмы x_1. Пары состава y_1 и флегма состава x_1 покидают нижнюю тарелку колонны и поэтому находятся в равновесии. Состав паров y_1 определяется ординатой точки *3* на кривой равновесия фаз.

Составы жидкости x_2, стекающей с вышележащей тарелки, и встречных паров y_1 отвечают уравнению рабочей линии, абсцисса точки *4* которой дает состав x_2.

Продолжив аналогичные построения, получим ступенчатую линию *W—1—2—,..., —7—8*, расположенную между кривой равновесия фаз и рабочей линией. Координаты точки *8* на рабочей линии определяют составы паров y_{N_0}, поднимающихся с верхней тарелки отгонной части колонны, и жидкости x_m, стекающей из эвапорационного пространства в нижнюю часть колонны.

Число построенных ступеней между рабочей и равновесной линиями соответствует числу теоретических тарелок, необходимых для изменения концентрации жидкости от x_W — состава остатка до x_m — состава жидкости, поступающей на верхнюю тарелку нижней части колонны. В данном примере число теоретических тарелок равно 4.

Отметим, что ступень изменения концентраций *W—1—2* соответствует подводу тепла к жидкости, стекающей с нижней тарелки колонны, т.е. относится к специальному устройству, служащему для этой цели — *кипятильнику*.

Как и в верхней части колонны, число теоретических тарелок в отгонной части может быть как целым, так и дробным.

Проведенное построение числа теоретических тарелок показывает, что этот параметр зависит от парового числа $П = G/W$ в нижней части колонны, т.е. от положения рабочей линии. При увеличении парового числа рабочая линия перемещается ближе к диагонали диаграммы *x—y*, поворачиваясь вокруг точки *W*. В этом случае число тарелок уменьшается. Минимальное число теоретических тарелок в нижней части колонны будет получено при $П = G/W \to \infty$ или $Ф = 1$, когда рабочая линия сольется с диагональю. Построение числа тарелок для этого случая выполняют между равновесной кривой и диагональю в интервале изменения концентраций флегмы от x_W до x_m.

При уменьшении парового числа рабочая линия приближается к кривой равновесия фаз, а необходимое число теоретических тарелок увеличивается, достигая бесконечно большой величины при минимальном паровом числе $П = (G/W)_{min}$.

Графическое построение числа теоретических тарелок можно выполнять также начиная от точки, соответствующей составам жидкости x_m и паров y_{N_0}. При этом построение ступенчатой линии закончится в точке *W*, соответствующей составу жидкого остатка x_W.

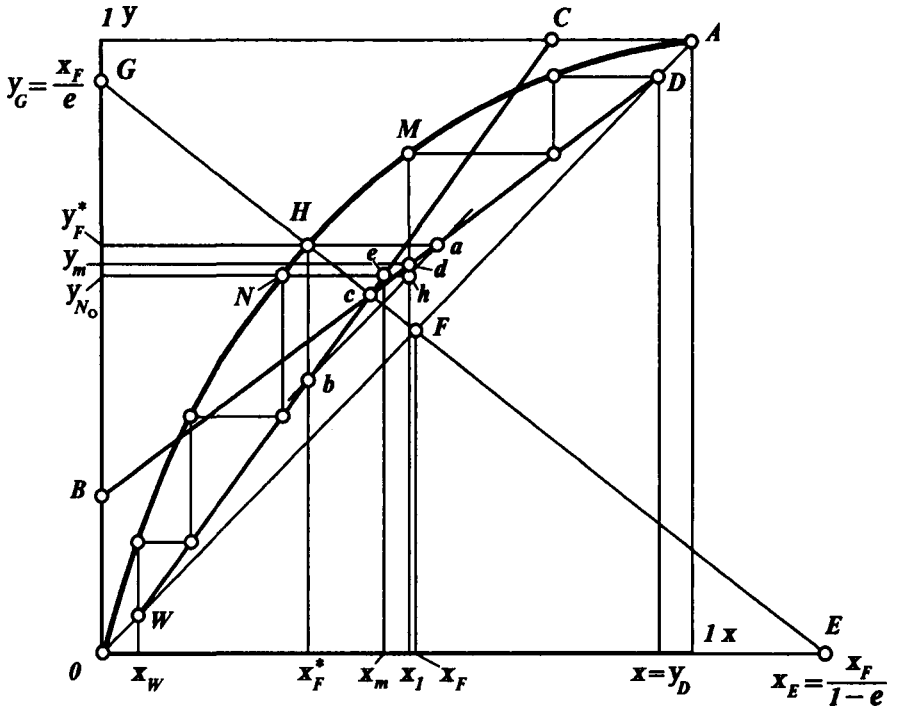


Рис. IV-17. Графическое определение числа теоретических тарелок для полной колонны на диаграмме $x-y$

В результате проведенных графических построений видно, что по высоте колонны концентрации паров и жидкости изменяются неравномерно, что определяется формой кривой равновесия фаз и расположением рабочих линий.

Выше были рассмотрены графические построения числа теоретических тарелок для верхней и нижней частей колонны в отдельности, что соответствует расчету неполных колонн. В полной колонне, как было показано ранее (см. рис. IV-9), составы потоков обеих секций взаимно сопрягаются при прохождении через эвапорационное пространство, что характеризуется соответствующими графическими построениями, определяющими составы паров y_m, y_{N_o} и жидкости x_1, x_m.

Пример построения числа теоретических тарелок для полной колонны при доле отгона сырья e приведен на рис. IV-17.

Составы паров и жидкости в эвапорационном пространстве определяют место ввода сырья заданного состава x_F в колонну и, следовательно, распределение тарелок между отгонной и концентрационной частями колонны (N_o и $N_к$). В приведенном на рис. IV-17 примере $N_o = 3$ и $N_к = 2$.

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ЧИСЛА ТЕОРЕТИЧЕСКИХ ТАРЕЛОК МЕТОДОМ "ОТ ТАРЕЛКИ К ТАРЕЛКЕ"

Число тарелок в колонне можно определить также так называемым методом "от тарелки к тарелке", который заключается в совместном использовании уравнений равновесия, материального и теплового балансов последовательно для всех тарелок колонны.

Поскольку состав ректификата y_D задан, расчет концентрационной части колонны удобно вести сверху вниз (см. рис. IV-5).

Из материального и теплового балансов колонны определяют отбор ректификата D по заданному составу продуктов y_D и x_W, а также количество тепла Q_d, отнимаемого в парциальном конденсаторе, и массу потока флегмы g_D, стекающей из парциального конденсатора на верхнюю концентрационную тарелку. Состав потока флегмы g_D определяют по уравнению равновесия фаз:

$$x_D^* = \frac{y_D}{\alpha - (\alpha - 1)y_D}.$$

Коэффициент относительной летучести α определяется при t_D — температуре начала конденсации паров ректификата, которая при y_D, близком к единице, примерно равна t_a — температуре кипения чистого НКК.

По уравнению рабочей линии определяется состав паров $y_{N_к}$, поступающих с верхней тарелки в парциальный конденсатор:

$$y_{N_к} = \frac{g_D / D}{(g_D / D) + 1} x_D^* + \frac{y_D}{(g_D / D) + 1}.$$

По изобарным температурным кривым для найденного состава паров $y_{N_к}$ находим их температуру, по которой уточняем коэффициент относительной летучести α. Затем по уравнению равновесия вычисляем состав жидкости $x_{N_к}$, равновесной с этими парами:

$$y_{N_к} = \frac{y_{N_к}}{\alpha - (\alpha - 1)y_{N_к}}.$$

Далее по уравнению рабочей линии вычисляем состав паров $y_{N_к - 1}$, поднимающихся с нижележащей тарелки:

$$y_{N_к - 1} = \frac{g_D / D}{(g_D / D) + 1} x_{N_к} + \frac{y_D}{(g_D / D) + 1},$$

а по уравнению изотермы паровой фазы определяем температуру этих паров.

Ранее было принято, что для потока флегмы, стекающего с верхней тарелки, $g_{N_к} = g_D$. Поскольку температуры над и под верхней тарелкой различаются, это приводит к изменению энтальпий потоков. Поток флегмы $g_{N_к}$ можно определить из уравнения теплового баланса для контура под верхней тарелкой концентрационной части колонны:

$$\frac{g_{N_к}}{D} = \frac{H_D^* - H_{t_{N_к-1}}}{H_{t_{N_к-1}} - h_{t_{N_к}}}.$$

В этом уравнении все величины, кроме $g_{N_к}$, известны. Соответственно новому значению массы флегмы определяем новый состав паров $y_{N_к-1}$ и их температуру. Это уточненное значение температуры сравнивается с ранее найденным, а в случае их существенного расхождения вновь производится пересчет.

Таким образом, попеременно используя уравнения равновесия, материального и теплового балансов, т.е. двигаясь от тарелки к тарелке, определяем составы потоков по высоте колонны. Очевидно, такие вычисления необходимо производить до тех пор, пока не будет достигнут состав паров y_m, поступающих на нижнюю тарелку концентрационной части колонны.

Если принять допущение о постоянстве потока флегмы по высоте аппарата, то отпадает необходимость использовать уравнение теплового баланса.

В ряде случаев может также быть принято допущение о постоянстве коэффициента относительной летучести в пределах каждой части колонны и его равенстве своему среднему значению [уравнение (II.27)].

Путем аналогичных расчетов можно определить число теоретических тарелок в нижней части колонны. Рассмотрим расчет, начиная с верхней тарелки отгонной части колонны (см. рис. IV-5).

После выполнения расчета верхней части колонны известны масса g_1 и состав x_1 флегмы, стекающей с нижней тарелки концентрационной части колонны. Кроме того, известны масса жидкой части сырья g_F и ее состав x_F^*. На основании этих данных по уравнению материального баланса определяется масса паров G_{N_o}, поднимающихся с верхней тарелки отгонной части колонны и состав жидкости x_m, поступающей на эту же тарелку:

$$G_{N_o} = g_1 + g_F - W;$$

$$x_m = \frac{g_1 x_1 + g_F x_F^*}{g_1 + g_F}.$$

Располагая этими данными, можно вычислить состав паров y_{N_o} по уравнению рабочей линии нижней части колонны:

$$y_{N_o} = \frac{G_{N_o}/W + 1}{G_{N_o}/W} x_m - \frac{x_W}{G_{N_o}/W}.$$

По изобарным температурным кривым определяем температуру этих паров. При найденной температуре вычисляем коэффициент относительной летучести, а затем по уравнению равновесия фаз — состав жидкости, стекающей с верхней тарелки отгонной части колонны

$$x_{N_o} = \frac{y_{N_o}}{\alpha - (\alpha - 1)y_{N_o}}.$$

Затем по уравнению рабочей линии определяем состав паров, поднимающихся с нижележащей тарелки:

$$y_{N_o-1} = \frac{G_{N_o}/W+1}{G_{N_o}/W} x_{N_o} - \frac{x_W}{G_{N_o}/W}.$$

Проводя расчеты последовательно от тарелки к тарелке, определяем составы паров и жидкости на каждой тарелке отгонной части колонны. Эти расчеты проводят до тех пор, пока состав жидкости в низу колонны не достигнет заданного состава остатка x_W.

При более точных расчетах, учитывающих изменение массы флегмы и паров по высоте отгонной части колонны, необходимо использовать уравнение теплового баланса для всей отгонной части колонны, расположенной ниже расчетного сечения. Это дает возможность более точно определить массу паров в данном сечении. Так, для сечения под верхней отгонной тарелкой уравнение теплового баланса имеет вид

$$\frac{G_{N_o-1}}{W} = \frac{h_{t_{N_o}} - h_W^*}{H_{t_{N_o}-1} - h_{t_{N_o}}}.$$

Из этого уравнения определяют величину потока паров G_{N_o-1}, а затем по уравнению рабочей линии — более точно состав паров y_{N_o-1}, а по изобарным температурным кривым — температуру этих паров. Все указанные величины определяются после соответствующих многократных пересчетов.

ГРАФИЧЕСКОЕ ОПРЕДЕЛЕНИЕ ЧИСЛА ТЕОРЕТИЧЕСКИХ ТАРЕЛОК НА ЭНТАЛЬПИЙНОЙ ДИАГРАММЕ

Число теоретических тарелок в ректификационной колонне может быть определено графически при помощи энтальпийной диаграммы. При этом учитываются тепловые свойства участвующих в ректификации компонентов и, следовательно, изменения масс флегмы и паров по высоте ректификационной колонны.

Поскольку при расчете по энтальпийной диаграмме надо знать положение соответствующих конод, определяющих равновесные концентрации флегмы и паров, то для фиксации их положения используют совместно энтальпийную диаграмму и изобарные температурные кривые (рис. IV-18).

Исходя из выбранного режима процесса ректификации, наносим на энтальпийную диаграмму полюсы P и P'. Построение числа теоретических тарелок в концентрационной части колонны проведем начиная с точки P.

Абсцисса y_D определяет положение точки *1* на энтальпийной диаграмме (отвечает энтальпии паров ректификата H_{t_D}) и точки *2* на кривой конденсации (определяет температуру паров ректификата t_D). Концентрация жидкости x_D^*, стекающей из парциального конденсатора и находящейся в равновесии с парами ректификата, определится абсциссой точки *3*, находящейся на пересечении ординаты t_D с кривой испарения. Линия *2—3* отвечает коноде при температуре t_D. Точке *3* на энтальпийной диаграмме соот-

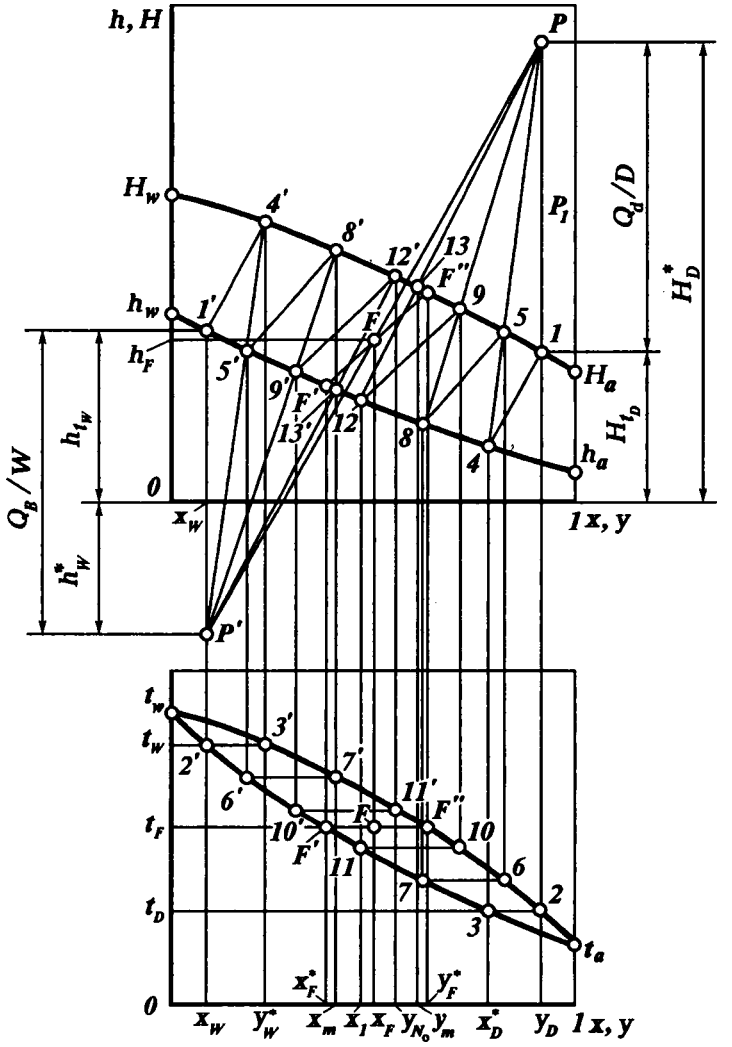


Рис. IV-18. Графическое определение числа теоретических тарелок по энтальпийной диаграмме

ветствует точка *4*, определяющая коноду *1—4*. Соединив точку *4* с полюсом *P*, получим рабочую линию, определяющую составы потоков пара и жидкости над верхней тарелкой.

Пересечение рабочей линии *P—4* с кривой энтальпий паров в точке *5* определяет состав паров $y_{N_к}$, поднимающихся с верхней тарелки концентрационной части колонны. Точке *5* на кривой конденсации соответствует точка *6*, ордината которой определяет температуру этих паров. Конода *6—7* дает точку *7*, абсцисса которой определяет состав жидкости, стекающей с верхней тарелки. Состав этой жидкости, перенесенный на энтальпийную диаграмму в точку *8*, дает положение коноды *5—8* и рабочую линию *P—8*.

Пересечение этой рабочей линии в точке *9* с кривой энтальпий паров определяет состав паров $y_{N_к-1}$ под верхней тарелкой.

Продолжив соответствующие построения, получим наконец состав паров y_m, поступающих на нижнюю тарелку концентрационной части колонны (абсцисса точки *13*), и состав жидкости x_1, стекающей в секцию питания колонны (абсцисса точки *12*). Число конод, полученных при таком построении, и определяет число теоретических тарелок; в данном случае оно равно *3*. Конода *2—3* (или *1—4*) отвечает идеальному контакту, обеспечиваемому работой парциального конденсатора.

Определение числа теоретических тарелок в нижней части колонны можно начать с точки *P'*. Абсцисса этой точки дает точку *1'* на линии энтальпий жидкости и точку *2'*, соответствующую температуре остатка, отбираемого из низа колонны.

Проведя коноду $2' - 3'$, получим точку *3'* на кривой конденсации, которая определяет положение коноды $1' - 4'$ на энтальпийной диаграмме. Абсцисса точки *3'* (или *4'*) определяет состав паров y^*_W, покидающих кипятильник и находящихся в равновесии с остатком состава x_W.

Проведя через точку *4'* и полюс *P'* рабочую линию, получим точку *5'* пересечения рабочей линии с кривой энтальпий жидкости. Абсцисса точки *5'* определяет состав жидкости $x_{1'}$, стекающей с нижней тарелки отгонной части колонны. На кривой конденсации для абсциссы $x_{1'}$ получим точку *6'*, ордината которой определяет положение коноды $6' - 7'$ на изобарных температурных кривых. Абсцисса точки *7'*, находящейся на кривой конденсации, дает состав паров $y_{1'}$, уходящих с нижней тарелки отгонной части колонны. Абсцисса точки *7'* определяет точку *8'* на энтальпийной диаграмме, которая отвечает коноде $5' - 8'$. Проведя рабочую линию $P' - 8'$ до пересечения с кривой энтальпий жидкой фазы, получим точку *9'*, абсцисса которой дает состав жидкости $x_{2'}$, стекающей со второй, считая снизу, тарелки отгонной части колонны.

Подобное построение продолжается до тех пор, пока не будет достигнут требуемый состав жидкости x_m и состав пара y_{N_0} над верхней тарелкой нижней части колонны. В данном примере это точки соответственно *9'* и *8'*.

Число построенных конод определяет число теоретических тарелок в нижней части колонны (в данном случае оно равно 2). Конода $2' - 3'$ (или $1' - 4'$) характеризует работу кипятильника.

Из приведенного графического построения числа тарелок по энтальпийной диаграмме следует, что при перемещении вверх полюса *P* (Q_d/D увеличивается, флегмовое число *R* также увеличивается) число теоретических тарелок в концентрационной части колонны уменьшается. При перемещении полюса *P* вниз необходимое число тарелок увеличивается.

Перемещение полюса *P* вниз свидетельствует об увеличении количества тепла Q_B/W, подводимого в кипятильник, а следовательно, и потока паров. Это приводит к уменьшению числа теоретических тарелок. Перемещение полюса *P'* вверх связано с уменьшением количества подводимого в кипятильник тепла и уменьшением потока паров орошения. При этом число теоретических тарелок в нижней части колонны увеличивается.

АНАЛИТИЧЕСКИЕ МЕТОДЫ РАСЧЕТА ЧИСЛА ТЕОРЕТИЧЕСКИХ ТАРЕЛОК

В случае, когда допущения о постоянстве флегмового числа и относительной летучести компонентов достаточно оправданы, расчеты могут быть проведены с помощью аналитических методов, позволяющих получить конечный результат с любой заданной степенью точности.

Аналитические методы могут быть применены и при изменении флегмового числа и относительной летучести компонентов по высоте колонны. Однако в этом случае колонну следует разбить на отдельные участки, в пределах каждого из которых может быть принято допущение о постоянстве указанных величин.

При бесконечном флегмовом и паровом числах рабочие линии обеих частей колонны сливаются с диагональю диаграммы x—y. В этом случае, как следует из уравнения рабочей линии, составы потоков паров и жидкости, являющиеся встречными на одном уровне, будут равны для любого сечения колонны:

$$x_{n+1} = y_n, \qquad \text{(IV.33)}$$

а число тарелок будет минимальным и равным $N_{\min}$.

Такой режим работы колонны можно представить двояко:

1) колонна работает с отбором ректификата D, остатка W и с подачей сырья $F = D + W$ при потоках флегмы g и паров G, стремящихся к бесконечности (режим *бесконечной флегмы*);

2) колонна работает без отбора продуктов: $D = 0$, $W = 0$ и $F = D + W = 0$, но с заданными подводом тепла Q_B в кипятильнике и с отводом тепла Q_d в конденсаторе, т.е. в этом случае встречные потоки пара и жидкости равны и определяются теплоподводом в кипятильник (режим *с полным возвратом флегмы*, или режим *полного орошения*).

В первом случае колонна должна иметь бесконечно большое поперечное сечение, во втором поперечное сечение аппарата определяется потоками паров и флегмы. С точки зрения определения числа теоретических тарелок $N_{\min}$ оба случая равноценны.

Рассмотрим изменение составов потоков пара и жидкости по тарелкам колонны, работающей в режиме с бесконечным флегмовым числом (рис. IV-19).

Пар состава y_W^*, уходящий из кипятильника, находится в равновесии с жидким остатком состава x_W, т.е. они связаны между собой уравнением равновесия:

$$\frac{y_W^*}{1-y_W^*} = \alpha \frac{x_W}{1-x_W}.$$

Для любых двух смежных тарелок справедливо уравнение (IV.33), и поэтому можно записать выражение

$$\frac{y_n}{1-y_n} = \frac{x_{n+1}}{1-x_{n+1}} = \alpha \frac{x_n}{1-x_n}. \qquad \text{(IV.34)}$$

При расчете концентраций уравнение (IV.34) обеспечивает переход от n-й к $(n + 1)$-й тарелке.

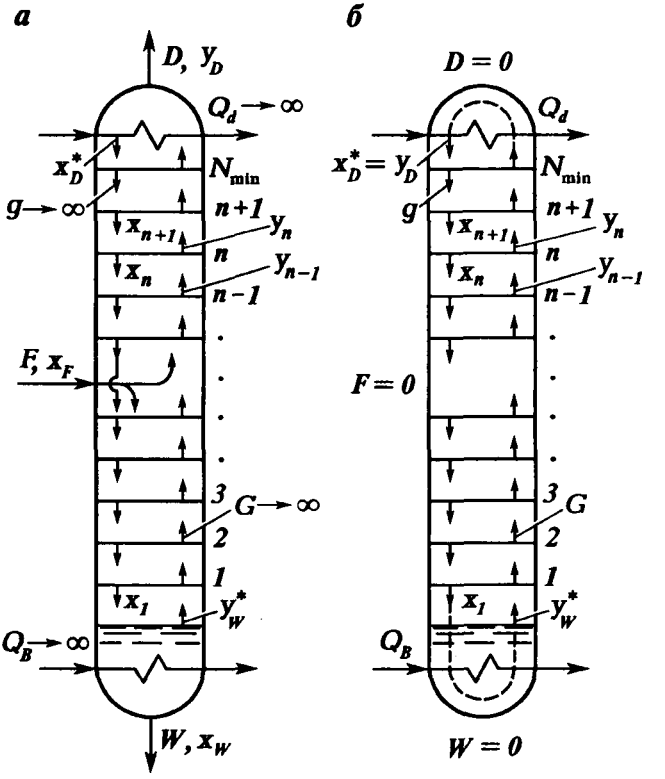


Рис. IV-19. Схема работы колонны с бесконечным флегмовым (паровым) числом:
а — режим бесконечной флегмы; *б* — режим полного возврата флегмы

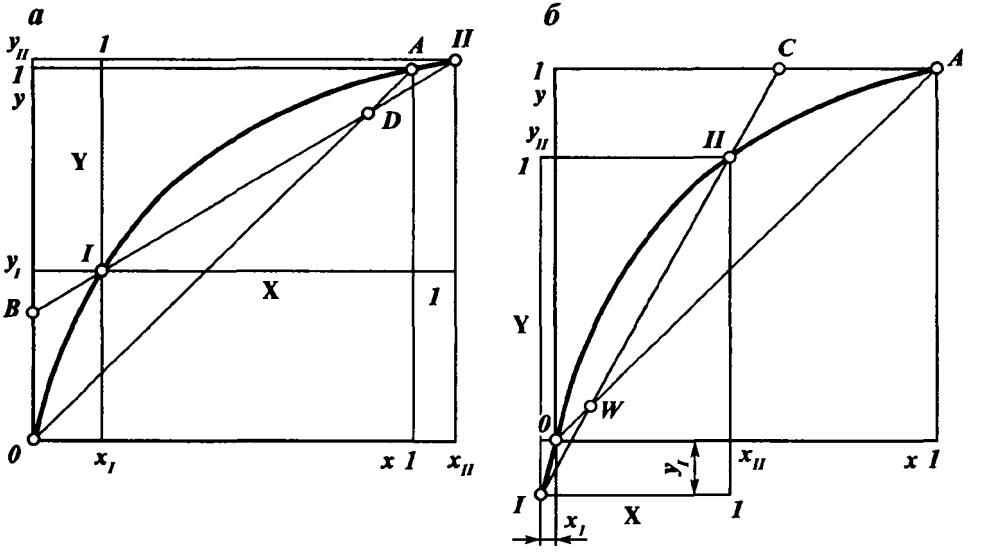


Рис. IV-20. Преобразование системы координат x—y для расчета числа теоретических тарелок при рабочем флегмовом (паровом) числе:
а — для концентрационной части; *б* — для отгонной части

Если n давать последовательные целые значения от 0 (кипятильник) до n, то получим уравнение

$$\frac{x_{n+1}}{1-x_{n+1}} = \alpha^{n+1}\frac{x_W}{1-x_W}, \qquad \text{(IV.35)}$$

которое позволяет определить состав жидкости x_{n+1}, стекающей с $(n + 1)$-й тарелки, или соответственно состав пара y_n. Для всей колонны, исключая парциальный конденсатор, $n = N_{\min}$ и уравнение (IV.35) запишется в виде

$$\frac{y_D}{1-y_D} = \alpha^{N_{\min}+1}\frac{x_W}{1-x_W}. \qquad \text{(IV.36)}$$

Это выражение известно в литературе как уравнение Фенске. Из уравнения (IV.36) можно получить выражение для расчета $N_{\min}$:

$$N_{\min} = \frac{\lg\dfrac{y_D}{1-y_D}\dfrac{1-x_W}{x_W}}{\lg\alpha} - 1. \qquad \text{(IV.37)}$$

Единица, вычитаемая в правой части уравнения (IV.37), отвечает работе кипятильника.

При наличии парциального конденсатора в уравнении (IV.35) для всей колонны $n = N_{\min} + 1$. Однако этот случай реализуется только при бесконечном потоке флегмы и потому представляет лишь теоретический интерес.

Практически режим работы колонны с полным возвратом флегмы используется при выводе колонны на режим, а также в процессе эксплуатации установки (избежание останова колонны при неполадках в работе других колонн).

Уравнение Фенске позволяет определить $N_{\min}$ или концентрацию одного из продуктов при заданных $N_{\min}$ и составе другого продукта, не прибегая к графическим построениям, а уравнение (IV.35) дает представление о распределении НКК по высоте аппарата.

При рабочих флегмовом и паровом числах расчет числа теоретических тарелок можно свести к случаю работы колонны с бесконечным флегмовым (паровым) числом, если проделать дополнительные преобразования уравнений равновесия и рабочей линии, а также диаграммы x–y (рис. IV-20).

В соответствии с уравнением (IV.19) уравнение рабочей линии запишем в виде

$$y_n = \Phi x_{n+1} + (1 - \Phi)x_p. \qquad \text{(IV.38)}$$

Выполним линейное преобразование координат путем замены старых координат x, y новыми X, Y в соответствии с уравнениями

$$X = \frac{x - x_I}{x_{II} - x_I};\quad Y = \frac{y - y_I}{y_{II} - y_I},$$

где x_I, y_I, x_{II}, y_{II} — координаты точек пересечения кривой равновесия и рабочей линии для части колонны (см. рис. IV-20).

Для концентрационной части колонны x_I, y_I, x_{II}, y_{II} — положительные числа, при этом x_{II} и y_{II} больше единицы. Для отгонной части колонны x_I и y_I — отрицательные числа, а x_{II} и $_{II}$ — положительные числа, меньшие единицы. Преобразование координат эквивалентно переносу начала координат из точки 0 в точку *1*. Очевидно, что $0 \le X, Y \le 1$.

Координаты точек пересечения равновесной и рабочей линии *I* и *II* определяются при совместном решении уравнений:

равновесия

$$y = \frac{\alpha x}{(\alpha - 1)x + 1}$$

и рабочей линии

$$y = \Phi x + (1 - \Phi)x_p.$$

Приравняв левые и правые части обоих уравнений, после преобразований получим следующее квадратное уравнение:

$$(\alpha - 1)\Phi x^2 + [\Phi - \alpha + (\alpha - 1)(1 - \Phi)x_p]x + (1 - \Phi)x_p = 0,$$

решение которого имеет вид

$$x_{I,II} = \frac{-[\Phi - \alpha + (\alpha - 1)(1 - \Phi)x_p]}{2(\alpha - 1)\Phi} \pm \frac{\sqrt{[\Phi - \alpha + (\alpha - 1)(1 - \Phi)x_p]^2 - 4(\alpha - 1)(1 - \Phi)\Phi x_p}}{2(\alpha - 1)\Phi}.$$

Ординаты y_I и y_{II} и точек *I* и *II* получим, подставив x_I и x_{II} в уравнение равновесия или рабочей линии.

При $\Phi < 1$ и $x_p = y_D$ получаем решение для концентрационной части колонны, а при $\Phi > 1$ и $x_p = x_W$ — для отгонной части. Из рис. IV-20 видно, что внутреннее флегмовое число

$$\Phi = \frac{y_{II} - y_I}{x_{II} - x_I},$$

подставив которое в уравнение (IV.38), получим

$$X_{n+1} = Y_n. \qquad \text{(IV.39)}$$

Выражение (IV.39) аналогично (IV.33), полученному ранее для бесконечного флегмового числа ($\Phi = 1$), но в координатах *X*, *Y*.

Уравнение равновесия в новых координатах будет иметь вид

$$\frac{Y_n}{1 - Y_n} = \alpha^* \frac{X_n}{1 - X_n}, \qquad \text{(IV.40)}$$

где α^* — приведенная относительная летучесть, определяемая по уравнению

$$\alpha^* = \frac{1 + (\alpha_к - 1)x_{II}}{1 + (\alpha_к - 1)x_I}.$$

Величина приведенной относительной летучести заключена в пределы $\alpha > \alpha^* < 1$.

Повторив рассуждения, аналогичные приведенным при выводе уравнения Фенске для концентрационной и отгонной частей колонны с исполь-

зованием уравнений (IV.39) и (IV.40), получим уравнения для расчета числа теоретических тарелок колонны при рабочем флегмовом (паровом) числе:

для концентрационной части

$$N_к = \frac{\lg \frac{Y_D}{1-Y_D} \frac{1-Y_m}{Y_m}}{\lg \alpha_к^*} - 1; \qquad \text{(IV.41)}$$

для отгонной части

$$N_о = \frac{\lg \frac{X_m}{1-X_m} \frac{1-X_W}{X_W}}{\lg \alpha_о^*} - 1. \qquad \text{(IV.42)}$$

Из правых частей уравнений вычтено по единице, чтобы учесть эффект разделения в парциальном конденсаторе и кипятильнике. Общее число тарелок в колонне равно

$$N = N_к + N_о.$$

Переходя к исходным координатам x, y, запишем уравнения (IV.41) и (IV.42) в виде

$$N_к = \frac{\lg \frac{y_D - y_I}{y_{II} - y_D} \frac{y_{II} - y_m}{y_m - y_I}}{\lg \frac{1+(\alpha_к - 1)x_{II}}{1+(\alpha_к - 1)x_I}} - 1$$

и

$$N_о = \frac{\lg \frac{x_m - x_I}{x_{II} - x_m} \frac{x_{II} - x_W}{x_W - x_I}}{\lg \frac{1+(\alpha_о - 1)x_{II}}{1+(\alpha_о - 1)x_I}} - 1.$$

Коэффициенты относительной летучести для концентрационной $\alpha_к$ и отгонной $\alpha_о$ частей колонны в общем случае не равны и должны определяться для каждой части колонны в отдельности.

Поскольку в начале расчета концентрация y_m и x_m не известны, то их принимают равными концентрациям соответствующих потоков, полученным при ОИ сырья, т.е. $y_m = y_F^*$ и $x_m = x_F^*$.

Для бесконечного внутреннего флегмового числа ($Ф = 1$) полученные уравнения приводятся к уравнению Фенске.

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ОПТИМАЛЬНОГО ФЛЕГМОВОГО (ПАРОВОГО) ЧИСЛА

В ректификационной колонне заданные составы ректификата y_D и остатка x_W могут быть получены при различных флегмовых (паровых) числах и соответствующих числах теоретических тарелок.

Ранее было отмечено, что при бесконечном флегмовом (паровом) числе в колонне будет минимальное число тарелок N_{min}.

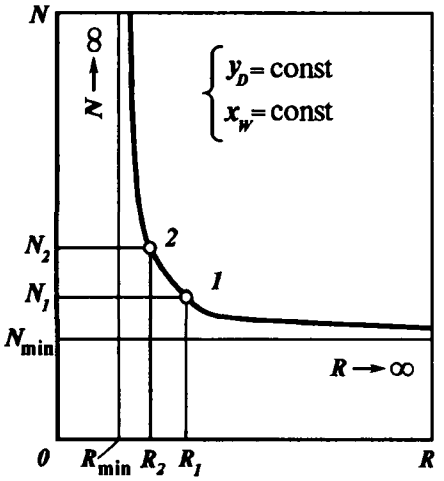
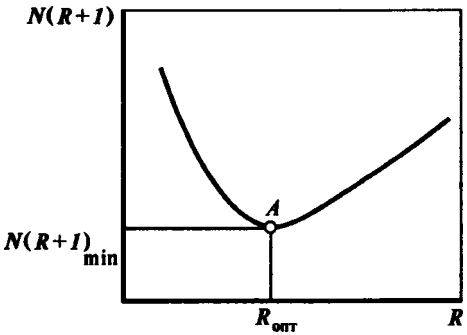


Рис. IV-21. Зависимость числа теоретических тарелок в колонне от флегмового числа

Рис. IV-22. Графическое определение оптимального флегмового числа, соответствующего минимальному объему колонны



При уменьшении флегмового (парового) числа число тарелок в колонне увеличивается. При минимальном флегмовом числе R_{min} (паровом числе $П_{min}$) число тарелок, обеспечивающих заданное разделение исходной смеси, возрастает до бесконечно большого.

Общий вид зависимости числа теоретических тарелок от флегмового числа приведен на рис. IV-21. Произвольная точка (например, *1* или *2*) на таком графике отвечает определенным числам теоретических тарелок и флегмовому числу. Подобный график может быть построен с использованием любого из рассмотренных выше способов определения числа теоретических тарелок в колонне.

Таким образом, количество орошения и необходимое число тарелок, а следовательно, и высота колонны в определенных пределах являются взаимосвязанными величинами, при этом четкость разделения будет оставаться одной и той же.

В этой связи при расчете ректификационной колонны стремятся выбрать оптимальное флегмовое число $R_{опт}$, которое обеспечивало бы заданные показатели процесса при минимальных эксплуатационных и капитальных затратах.

Поскольку масса паров пропорциональна величине $R + 1$, то величина $R + 1$ пропорциональна площади поперечного сечения колонны, а произведение числа теоретических тарелок N на $R + 1$ пропорционально объему колонны. Если построить зависимость величин $N(R + 1)$ от R, то получится кривая с минимумом в точке A, который и определяет величину оптимального флегмового числа $R_{опт}$ (рис. IV-22), соответствующего минимальному объему колонны.

Оценка величины оптимального флегмового числа по различным критериям показывает, что в большинстве практических случаев оптимальное флегмовое число равно

$$R_{опт} = (1{,}2 \div 1{,}35)R_{мин}.$$

В каждом отдельном случае выбор оптимального флегмового числа может быть сделан также с учетом специальных требований, предъявляемых к процессу ректификации и к аппаратуре для ее осуществления.

ЭФФЕКТИВНОСТЬ ТАРЕЛКИ

Рассмотренные методы расчетов позволяют определить число теоретических тарелок, обеспечивающее достижение состояния равновесия между покидающими данную тарелку потоками пара и жидкости (см. рис. I-13).

На реальной тарелке такое состояние может не достигаться, поэтому изменение концентраций потоков в пределах данной контактной ступени обычно меньше, чем на теоретической тарелке.

Рассмотрим изменение концентраций потоков паров и жидкости для теоретической и реальной тарелок на диаграмме x—y (рис. IV-23).

Пусть на n-ю тарелку поднимаются пары состава y_{n-1} с $(n-1)$-й тарелки, а с $(n+1)$-й тарелки стекает жидкость состава x_{n+1} (рис. IV-23, *а*). При принятом флегмовом числе, определяющем положение рабочей линии *DB* (рис. IV-23, *б*), состав паров, поднимающихся с n-й тарелки, и состав жидкости, стекающей с этой тарелки, будут определяться ординатой точки *C*, если тарелка теоретическая. Состав уходящих с n-й теоретической тарелки паров будет y_n^* и изменение концентраций на двух смежных тарелках составит $y_n^* - y_{n-1}$. На реальной тарелке пары, поднимающиеся с n-й тарелки, обычно не достигают состояния равновесия и имеют более низкую концентрацию y_n (ордината точки *E*). В случае реальной тарелки фактическое изменение концентраций паров составит $y_n - y_{n-1}$.

Отношение фактического изменения концентраций парового потока к теоретическому, определяемому состоянием равновесия на тарелке, называется *эффективностью тарелки по парам*:

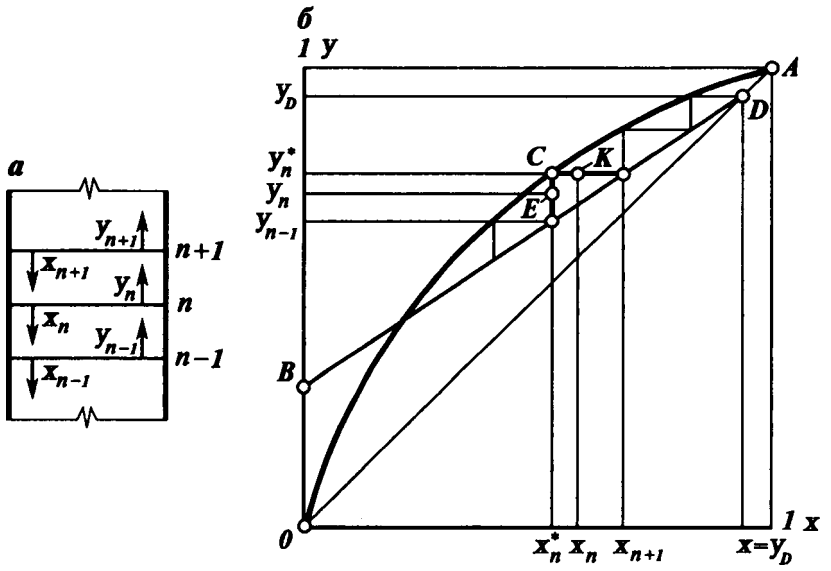


Рис. IV-23. Изменение концентраций жидкости и паров на теоретической и реальной тарелках:
а — схема потоков; *б* — диаграмма x—y

$$E_G = \frac{y_n - y_{n-1}}{y_n^* - y_{n-1}}.$$

Об эффективности тарелки можно также судить по степени изменения концентраций жидкости на реальной тарелке по сравнению с теоретической. Состав жидкости, уходящей с n-й теоретической тарелки паров, будет x_n^* (абсцисса точки C) и изменение концентраций на двух смежных тарелках составит $x_{n+1} - x_n^*$. В случае реальной тарелки стекающая с n-й тарелки жидкость не достигнет состояния равновесия и будет иметь более высокую концентрацию x_n (абсцисса точки K). На реальной тарелке фактическое изменение концентрации жидкости характеризуется меньшей величиной, равной $x_{n+1} - x_n$.

Отношение фактического изменения концентраций жидкости к имеющему место на теоретической тарелке называется *эффективностью тарелки по жидкости*:

$$E_L = \frac{x_{n+1} - x_n}{x_{n+1} - x_n^*}.$$

Значения эффективности по парам E_G и жидкости E_L определяются схемой движения и структурой потоков на тарелке и могут быть как меньше, так и больше единицы.

Часто для перехода от числа теоретических тарелок $N_т$ к числу реальных тарелок $N_д$ пользуются так называемым КПД тарелки $\eta_т$, который всегда меньше единицы. Поэтому реальное число тарелок в ректификационной колонне будет больше найденного числа теоретических тарелок:

$$N_д = \frac{N_т}{\eta_т}.$$

Для расчета величины E_G, E_L, $\eta_т$ в литературе имеются эмпирические зависимости.

СПОСОБЫ СОЗДАНИЯ ОРОШЕНИЯ В КОЛОННЕ

Для обеспечения нормальной работы ректификационной колонны необходимо на верху ее отводить определенное количество тепла для конденсации части паров и образования потока флегмы (орошения).

В промышленной практике получили распространение три основных способа отвода тепла: поверхностный парциальный конденсатор, холодное испаряющееся орошение и циркуляционное неиспаряющееся орошение.

Схемы указанных способов создания орошения даны на рис. IV-24.

Парциальный конденсатор. Данный способ отвода тепла (см. рис. IV-24, *а*) заключается в том, что пары $G_{N_к}$, уходящие с верхней тарелки концентрационной части колонны, поступают в парциальный конденсатор, где частично конденсируются. Образовавшийся при этом поток флегмы g_D, возвращается самотеком на верхнюю тарелку колонн в качестве орошения, а пары ректификата D отводятся из конденсатора. При таком способе образования орошения принимают, что пары ректификата D и поток флегмы

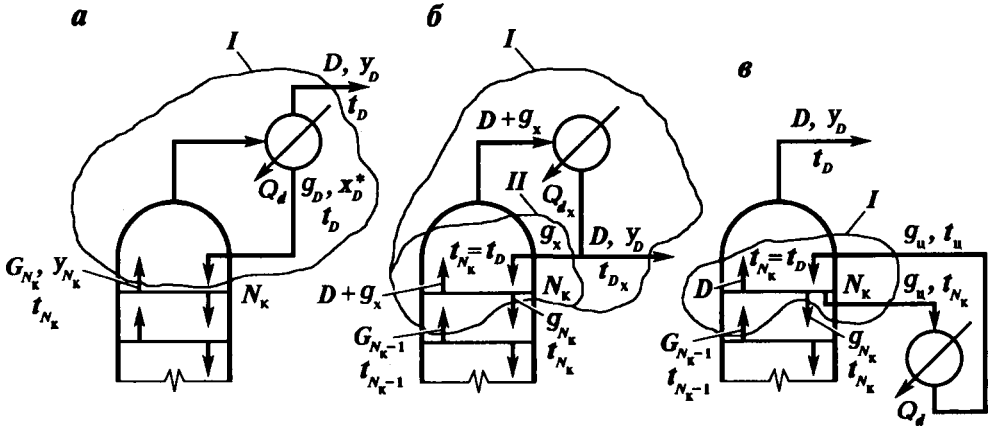


Рис. IV-24. Схемы основных способов создания орошения в колонне:
а — парциальный конденсатор; *б* — холодное испаряющееся орошение; *в* — циркуляционное неиспаряющееся орошение: *I, II* — контуры для составления балансов

g_D, стекающий из парциального конденсатора, находятся в равновесии, т.е. парциальный конденсатор эквивалентен одной теоретической тарелке.

Для нахождения количества тепла Q_d, отводимого в парциальном конденсаторе, составим тепловой баланс для верха колонны (контур *I*):

$$(g_D + D)H_{t_{N_к}} = g_D h_{t_D} + DH_{t_D} + Q_d,$$

откуда

$$Q_d = g_D\left(H_{t_{N_к}} - h_{t_D}\right) + D\left(H_{t_{N_к}} - H_{t_D}\right). \qquad \text{(IV.43)}$$

Первое слагаемое в уравнении (IV.43) определяет количество тепла, которое выделяется при охлаждении и конденсации паров в количестве, равном массе образовавшейся флегмы g_D; второе слагаемое соответствует количеству тепла, которое необходимо для охлаждения паров ректификата от температуры $t_{N_к}$ до t_D.

Поскольку $t_{N_к}$ незначительно отличается от t_D (одна теоретическая тарелка), вторым слагаемым в уравнении (IV.43) можно пренебречь. Тогда количество тепла, отводимое в парциальном конденсаторе, определится из приближенного уравнения

$$Q_d \approx g_D\left(H_{t_{N_к}} - h_{t_D}\right). \qquad \text{(IV.44)}$$

При небольшом различии в температурах $t_{N_к}$ и t_D разность энтальпий, стоящая в уравнении (IV.44) в скобках, приближенно равна скрытой теплоте конденсации $q_{конд}$. Тогда величину Q_d можно определить по уравнению

$$Q_d \approx g_D q_{конд}.$$

Парциальный конденсатор для отвода тепла на верху ректификационных колонн обычно используют при небольшой их производительности,

наличии паров с небольшим корродирующим действием и при сравнительно невысоких температурах верха колонны.

Такое ограничение обусловлено трудностями размещения теплообменного аппарата большой поверхности на верху колонны. Применение парциального конденсатора при ректификации коррозионного сырья, а также при повышенной температуре верха колонны, когда возможно интенсивное отложение накипи на поверхности конденсатора, нецелесообразно из-за необходимости частого ремонта конденсатора и чистки труб от накипи. Осуществление этих работ на большой высоте также затруднено.

Холодное испаряющееся орошение. Этот способ отвода тепла получил наибольшее распространение на нефте- и газоперерабатывающих заводах. Схема варианта с отводом тепла в верху колонны дана на рис. IV-24, *б*.

Поток паров с верхней тарелки концентрационной части колонны в количестве $D + g_x$ направляется в конденсатор, где в отличие от парциальной конденсации полностью конденсируется и охлаждается до температуры t_x. Образовавшаяся холодная жидкость делится на поток ректификата D и поток холодного (или острого) орошения g_x, возвращаемого на верхнюю тарелку колонны. Эта холодная жидкость, состав которой равен составу ректификата $x_D = y_D$, контактирует с парами $G_{N_к-1}$, поступающими с нижележащей тарелки. В результате этого контакта пары охлаждаются от температуры $t_{N_к-1}$ до температуры $t_{N_к} = t_D$ и, частично конденсируясь, образуют поток горячего орошения $g_{N_к}$, количество которого и определяет процесс ректификации. Холодное орошение g_x, поступившее в колонну, полностью испаряется и вместе с парами ректификата поступает в конденсатор, где отводится тепло Q_{d_x}. Таким образом, холодное испаряющееся орошение g_x непрерывно циркулирует между верхней тарелкой и конденсатором, являясь переносчиком тепла.

Изменяя массу холодного орошения g_x и его температуру t_x, можно воздействовать на количество отводимого в конденсаторе тепла Q_{d_x} и тем самым на поток горячего орошения $g_{N_к}$.

Чтобы рассчитать количество тепла Q_{d_x}, составим уравнение теплового баланса для потоков паров и жидкости, охватываемых контуром *I*:

$$\left(g_{N_к} + D\right)H_{t_{N_к-1}} = Dh_{t_x} + g_{N_к}h_{t_{N_к}} + Q_{d_x},$$

откуда

$$Q_{d_x} = g_{N_к}\left(H_{t_{N_к-1}} - h_{t_{N_к-1}}\right) + D\left(H_{t_{N_к-1}} - h_{t_x}\right). \qquad \text{(IV.45)}$$

Прибавив и вычтя в правой части уравнения (IV.45) выражение $DH_{t_{N_к}}$, получим

$$Q_{d_x} = g_{N_к}\left(H_{t_{N_к-1}} - h_{t_{N_к}}\right) + D\left(H_{t_{N_к-1}} - H_{t_{N_к}}\right) + D\left(H_{t_{N_к}} - h_{t_x}\right),$$

откуда

$$Q_{d_x} = Q_d + D\left(H_{t_{N_к}} - h_{t_x}\right).$$

Таким образом, тепло, отнимаемое в конденсаторе в случае холодного

испаряющегося орошения, слагается из тепла, затрачиваемого на образование потока флегмы g_x и равного теплу парциального конденсатора Q_d, и тепла конденсации и охлаждения паров ректификата от температуры $t_{N_к}$ до t_x.

Для определения массы холодного орошения g_x рассмотрим тепловой баланс для потоков, охватываемых контуром *II*:

$$\left(g_{N_к} + D\right)H_{t_{N_к-1}} + g_x h_{t_x} = g_{N_к} h_{N_к} + (D + g_x)H_{t_{N_к}}$$

или

$$g_x\left(H_{t_{N_к}} - h_{t_x}\right) = g_{N_к}\left(H_{t_{N_к-1}} - h_{N_к}\right) + D\left(H_{t_{N_к-1}} - H_{N_к}\right). \qquad \text{(IV.46)}$$

Правая часть уравнения (IV.46) соответствует теплу парциального конденсатора Q_d, т.е.

$$g_x\left(H_{t_{N_к}} - h_{t_x}\right) = g_x\left(H_{t_D} - h_{t_x}\right) = Q_d.$$

Откуда масса холодного испаряющегося орошения

$$g_x = \frac{Q_d}{H_{t_D} - h_{t_x}}. \qquad \text{(IV.47)}$$

Из уравнения (IV.48) следует, что масса холодного испаряющегося орошения g_x будет тем меньше, чем ниже его температура t_x.

Сопоставив между собой уравнения (IV.44) и (IV.47), получим:

$$\frac{g_D}{g_x} = \frac{H_{t_D} - h_{t_x}}{H_{t_{N_к}} - h_{t_D}}.$$

В числителе слева стоит поток горячей флегмы g_D, стекающей из парциального конденсатора, который по сравнению с g_x будет тем больше, чем ниже температура холодного орошения t_x по сравнению с температурой верха колонны t_D. При подаче холодного орошения с температурой t_x, равной температуре верха колонны t_D, оба потока орошения практически равны.

Отвод тепла при помощи холодного испаряющегося орошения позволяет размещать конденсатор — холодильник на любой удобной для эксплуатации высоте колонны. При этом размеры и конструкция конденсатора не имеют ограничений, легче осуществляются его монтаж и ремонт.

Однако в отличие от парциального конденсатора для эксплуатации такой схемы отвода тепла требуется установка насосов и затрачивается дополнительно энергия для подачи орошения на верх колонны.

Кроме того, требуется на одну теоретическую тарелку больше (парциальный конденсатор эквивалентен одной теоретической тарелке).

Циркуляционное (неиспаряющееся) орошение. В предыдущем случае отвод тепла осуществлялся за счет испарения и последующей конденсации всего потока холодного орошения. Кроме того, в конденсатор поступали также пары ректификата, что увеличивало по сравнению с парциальным конденсатором количество тепла, отводимого в конденсаторе.

В нефтепереработке широкое распространение получил способ отвода тепла при помощи циркуляционного неиспаряющегося орошения (рис. IV-24, *в*).

В случае циркуляционного неиспаряющегося орошения часть флегмы

$g_ц$ с верхней тарелки направляется в холодильник, где охлаждается и при температуре $t_ц$ возвращается на верхнюю тарелку. Здесь холодная флегма контактирует с парами $G_{N_к-1}$, поступающими с нижележащей тарелки при температуре $t_{N_к-1}$. В результате контакта паров с холодной флегмой пары охлаждаются до температуры $t_{N_к} = t_D$ и частично конденсируются, образуя поток флегмы $g_{N_к}$, необходимый для осуществления процесса ректификации. С верхней тарелки уходят пары ректификата D при температуре t_D. Иногда для лучшего контакта паров с циркулирующей флегмой $g_ц$ используют не одну, а две или три тарелки.

Состав циркуляционного орошения такой же, как и флегмы $g_{N_к}$, и в случае идеального контакта эти потоки находятся в равновесии с парами ректификата.

На верхней тарелке циркуляционное орошение нагревается за счет тепла конденсации паров от температуры $t_ц$ до температуры t_D и затем, охлаждаясь в холодильнике, отдает это же количество тепла.

Чтобы определить количество циркуляционного орошения, составим уравнение теплового баланса для потоков, охватываемых контуром *I*:

$$\left(g_{N_к} + D\right)H_{t_{N_к-1}} + g_ц h_{t_ц} = g_{N_к} h_{t_D} + g_ц h_{t_D} + DH_{t_D}$$

или

$$g_ц\left(h_{t_D} - h_{t_ц}\right) = g_{N_к}\left(H_{t_{N_к-1}} - h_{t_D}\right) + D\left(H_{t_{N_к-1}} - H_{t_D}\right). \qquad \text{(IV.48)}$$

В правой части уравнения (IV.48) имеем тепло Q_d, отнимаемое при парциальной конденсации, которое в данном случае отводится в холодильнике циркуляционным орошением.

Таким образом

$$g_ц\left(h_{t_D} - h_{t_ц}\right) = Q_d$$

и

$$g_ц = \frac{Q_d}{h_{t_D} - h_{t_ц}}. \qquad \text{(IV.49)}$$

Из уравнения (IV.49)) видно, что масса циркуляционного неиспаряющегося орошения тем меньше, чем ниже его температура $t_ц$.

Из уравнений (IV.47) и (IV.49) получим следующее соотношение:

$$\frac{g_ц}{g_х} = \frac{H_{t_D} - h_{t_х}}{h_{t_D} - h_{t_ц}}.$$

Поскольку $H_{t_D} > h_{t_D}$, то при одинаковых температурах холодного испаряющегося и циркуляционного неиспаряющегося орошений $t_х = t_ц$, получаем, что $g_ц > g_х$. С увеличением температуры t_D доля скрытой теплоты конденсации снижается, и различие масс $g_ц$ и $g_х$ уменьшается. При $t_х > t_ц$ масса циркуляционного орошения $g_ц$ может оказаться меньше, чем масса холодного испаряющегося орошения $g_х$.

Циркуляционное неиспаряющееся орошение чаще всего применяется при переработке агрессивного сырья, особенно в присутствии водяного пара, так как в этих условиях наиболее интенсивной коррозии подвергаются конденсаторы и в меньшей степени холодильники.

Выбор того или иного способа отвода тепла в верху колонны определяется особенностями эксплуатации, свойствами перерабатываемого сырья и экономическими соображениями.

По аналогии могут быть проанализированы и другие схемы отвода тепла, встречающиеся на практике: парциальная конденсация с переохлаждением флегмы, отбор второго потока дистиллята из контура циркуляционного орошения и др.

СПОСОБЫ ПОДВОДА ТЕПЛА В НИЗ КОЛОННЫ

Для проведения процесса ректификации необходимо в низ колонны подвести тепло. При этом часть жидкости, стекающей с нижней тарелки отгонной части колонны, испаряется, образуя необходимый для процесса ректификации встречный поток паров. Подвод тепла может быть осуществлен различными способами.

На установках газоразделения для подвода тепла применяют змеевики или пучки труб, вмонтированные непосредственно в корпус колонны (рис. IV-25, *а*). При таком способе подвода тепла флегма $g_{1'}$, имеющая температуру $t_{1'}$, стекает с нижней тарелки в низ колонны, где ей сообщается тепло через поверхность, размещенную под уровнем жидкости. Подведенное тепло испаряет часть этой жидкости, образуя поток паров G_W, имеющих температуру t_W, и нагревает остаток от температуры $t_{1'}$ до t_W. Пары G_W находятся в равновесии с уходящим из колонны остатком W, и поэтому работа кипятильника эквивалентна одной теоретической тарелке. Змеевики и пучки труб целесообразно применять лишь при сравнительно небольшой поверхности теплообмена и при переработке чистых и некоррозионных сред.

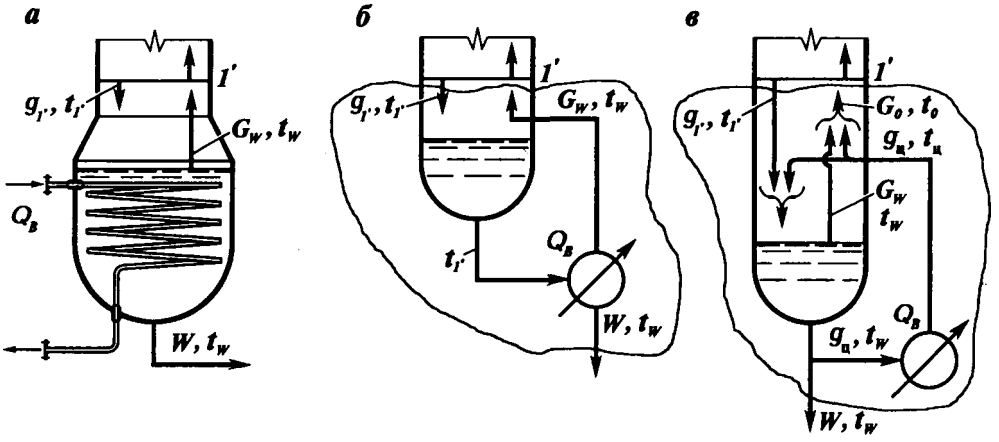


Рис. IV-25. Схемы основных способов подвода тепла в низ колонны:
а — змеевик теплообменных труб; *б* — подогреватель с паровым пространством; *в* — горячая струя

Поэтому в промышленности наиболее часто реализуются способы подвода тепла в следующих аппаратах: подогревателе с паровым пространством (парциальный испаритель); теплообменном аппарате без парового пространства с последующим ОИ нагретого потока в низу колонны (так называемая горячая струя).

Схемы обоих способов подвода тепла в низ колонны приведены на рис. IV-25, *б*, *в*.

Для сообщения необходимого количества тепла используются специальные выносные аппараты: подогреватели с паровым пространством (рибойлеры), трубчатые теплообменники, трубчатые печи и др.

Подогреватель с паровым пространством. Схема этого способа подвода тепла дана на рис. IV-25, *б*. В этом случае $g_{1'}$ — жидкость, покидающая колонну (стекающая с нижней тарелки), поступает в подогреватель с паровым пространством, где ее температура увеличивается от $t_{1'}$ до температуры кипения остатка t_W. Образовавшиеся пары G_W поступают из парового пространства кипятильника в колонну, образуя восходящий поток паров. Пары G_W находятся в равновесии с уходящим из кипятильника остатком W. Таким образом, подогреватель с паровым пространством эквивалентен одной теоретической тарелке.

Для определения количества подводимого тепла Q_B необходимо рассмотреть тепловой баланс для нижней части колонны:

$$(G_W + W)h_{t_{1'}} + Q_B = G_W H_{t_W} + Wh_{t_W}$$

или

$$Q_B = G_W\left(H_{t_W} - h_{t_{1'}}\right) + W\left(h_{t_W} - h_{t_{1'}}\right). \qquad \text{(IV.50)}$$

Таким образом, сообщаемое в подогревателе тепло расходуется на образование потока паров G_W и нагрев их и кубового остатка от температуры $t_{1'}$ до t_W.

При небольшой разности температур низа колонны $t_{1'}$ и остатка t_W вторым слагаемым в уравнении (IV.50) можно пренебречь. Тогда количество тепла, подведенного в кипятильник, определится из следующего приближенного уравнения:

$$Q_B \approx G_W\left(H_{t_W} - h_{t_{1'}}\right). \qquad \text{(IV.51)}$$

Поскольку $t_{1'}$ незначительно отличается от t_W (одна теоретическая тарелка), разность энтальпий, стоящая в уравнении (IV.51) в скобках, приближенно равна скрытой теплоте испарения $q_{\text{исп}}$, и величину Q_B можно определить по уравнению

$$Q_B \approx G_W q_{\text{исп}}.$$

Горячая струя. Этот способ подвода тепла (рис. IV-25, *в*) применяется в тех случаях, когда нагрев остатка обычными теплоносителями (водяной пар и др.) не представляется возможным или целесообразным. Для сообщения тепла Q_B циркулирующему потоку жидкости $g_{\text{ц}}$ служит теплообменный аппарат той или иной конструкции (трубчатая печь, трубчатый теплообменник и т.п.).

Тепло в низ колонны подводится при помощи циркулирующей горячей струи, нагретой до определенной температуры. При этом часть жидкости $g_{\text{ц}}$ из низа колонны при температуре t_W прокачивается через тепло-

обменный аппарат, где ее температура увеличивается от t_W до $t_ц$ за счет подвода тепла Q_B. При этой температуре жидкость возвращается из теплообменника под нижнюю тарелку колонны, где происходит ее ОИ и смешение с потоком стекающей с нижней тарелки жидкости, что необходимо для образования потока паров G_W. Из низа колонны часть потока жидкости выводится в качестве остатка W, а остальная часть $g_ц$ возвращается в подогреватель. Под нижнюю тарелку поступает пар G_0, образовавшийся при смешении испарившейся части $g_ц$ и паров G_W.

В этом случае тепловой баланс для нижней части колонны будет иметь вид

$$Q_B + (G_0 + W)h_{t_1'} = G_0 H_{t_0} + W h_{t_W},$$

откуда

$$Q_B = G_0\left(H_{t_0} - h_{t_1'}\right) + W\left(h_{t_W} - h_{t_1'}\right).$$

Расчет процесса ОИ при вводе циркулирующего потока горячей струи $g_ц$ производится при температуре $t_ц$ и давлении $\pi_н$ в нижней части колонны.

Поскольку $t_1' \approx t_W \approx t_0$, то

$$Q_B \approx G_0\left(H_{t_0} - h_{t_1'}\right) \approx G_0 q_{исп}.$$

Соответственно

$$Q_B \approx g_ц\left(h_{t_ц} - h_{t_W}\right),$$

откуда

$$g_ц = \frac{Q_B}{h_{t_ц} - h_{t_W}},$$

где $h_{t_ц}$ — энтальпия парожидкостного потока после теплообменного аппарата.

При повышении температуры циркулирующей горячей струи $t_ц$ ее масса уменьшается.

ВЛИЯНИЕ ТЕМПЕРАТУРЫ ВВОДИМОГО СЫРЬЯ НА РАБОТУ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ

Нормальная работа ректификационной колонны с получением ректификата и остатка заданных составов может быть обеспечена при различных состояниях сырья, подаваемого в колонну. Сырье может быть подано как в состоянии подогретой до температуры кипения жидкостью, так и перегретыми парами. Тепловое состояние сырья существенно влияет на потоки паров и жидкости в секции питания колонны и на работу колонны в целом (см. рис. IV-8), обусловливает необходимость съема определенного количества тепла в конденсаторе Q_d и (или) подвода тепла в кипятильнике Q_B.

На рис. IV-26 даны схемы потоков паров и флегмы в секции питания колонны для двух крайних случаев подачи сырья: в жидком и паровом

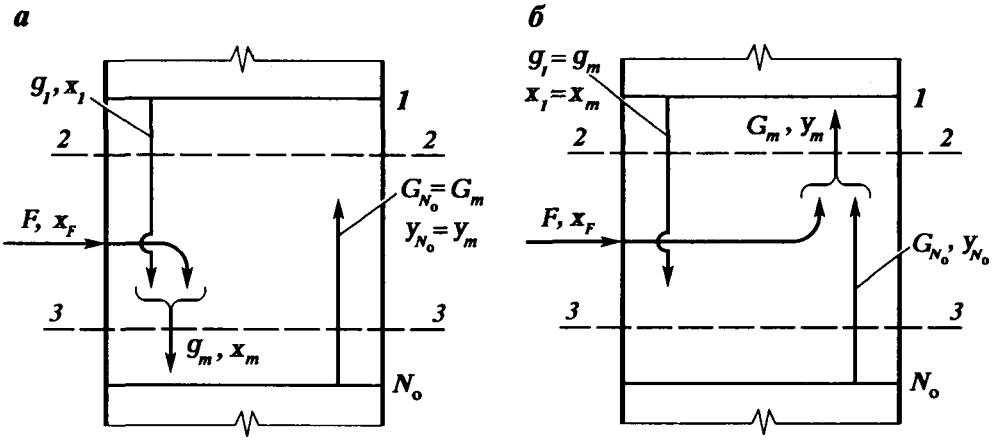


Рис. IV-26. Схема потоков в секции питания колонны при подаче сырья в жидком (*а*) и паровом (*б*) состояниях

состояниях; аналогичную схему для парожидкостного питания см. на рис. IV-8.

При подаче в колонну жидкости, недогретой до температуры начала кипения (рис. IV-26, *а*), весь поток сырья ($g_F = F$) смешивается в секции питания с потоком флегмы g_1, стекающей с верхней тарелки концентрационной части колонны. На верхней тарелке отгонной части колонны сырьевой поток должен нагреваться до более высокой температуры за счет конденсации части паров, поступающих на эту тарелку. При этом весь поток паров, покидающий верхнюю тарелку отгонной части колонны, поступает в концентрационную часть колонны в неизменном состоянии, т.е. $G_{N_0} = G_m$ и $y_{N_0} = y_m$.

Если сырье поступает в колонну при температуре начала кипения, т.е. только в жидкой фазе ($e = 0$), то, как и в предыдущем случае, весь паровой поток из отгонной части колонны будет поступать в концентрационную часть колонны в неизменном состоянии. Однако вследствие более высокой температуры нагрева сырья степень конденсации паров на верхней тарелке отгонной части колонны будет меньше.

При вводе в колонну сырья в парожидкостном состоянии, т.е. при доле отгона $0 < e < 1$, в секции питания колонны происходит смешение паровых и жидкостных потоков сырья как из отгонной, так и из концентрационной частей колонны (см. рис. IV-8). Поэтому при прохождении секции питания колонны происходит изменение составов как жидкости x_1, стекающей с нижней тарелки концентрационной части колонны, так и паров y_{N_0}, поднимающихся с верхней тарелки отгонной части колонны. В общем случае $x_1 \neq x_m$ и $y_{N_0} \neq y_m$.

Если температура сырья, поступающего в колонну, будет равна температуре его полного однократного испарения, то все сырье будет вводиться в колонну в виде насыщенных паров при $e = 1$ и $G_F = F$. В этом случае в отгонную часть колонны поступает флегма только из концентрационной части колонны и поэтому $g_1 = g_m$ и $x_1 = x_m$, а поток паров G_m состава y_m является результатом смешения (рис. IV-26, *б*).

При нагреве сырья выше температуры полного однократного испарения произойдет перегрев паров. Как и в предыдущем случае, потоки будут характеризоваться схемой, приведенной на рис. IV-26, *б*. Отличие будет состоять в том, что тепло перегрева паров должно быть снято в верхней части колонны при их контактировании с более холодной флегмой, стекающей по тарелкам концентрационной части колонны. Очевидно, чтобы не допустить чрезмерного повышения температуры флегмы, стекающей с нижней тарелки концентрационной части колонны, необходимо увеличить массу этой флегмы или понизить температуру флегмы в вышележащих сечениях концентрационной части колонны.

Рассмотренные особенности работы колонны при различных температурах вводимого сырья существенно влияют на размеры самой колонны, конденсатора и кипятильника, а также на расход и параметры теплоносителя и хладагента (температуру и давление). Поэтому для каждого случая должны быть выбраны оптимальные условия.

Из материального и теплового балансов колонны имеем

$$\varepsilon = \frac{D}{F} = \frac{x_F - x_W}{y_D - x_W} = \frac{h_F - h_W^*}{H_D^* - h_W^*} = \text{const} < 1.$$

Отсюда

$$h_F < H_D^* = h_{t_D} + \frac{Q_d}{D};$$

$$h_F = \varepsilon H_D^* + (1-\varepsilon)h_W^* = \varepsilon H_{t_D} + (1-\varepsilon)h_{t_W} + \varepsilon\frac{Qd}{D} - (1-\varepsilon)\frac{Q_B}{W}.$$

Кроме того,

$$h_F = \frac{Q_d - Q_B}{F} = \text{const}. \qquad \text{(IV.52)}$$

При изменении температуры вводимого сырья будет изменяться его энтальпия h_F, что потребует соответствующего изменения величин Q_d и Q_B. Как следует из приведенных выражений, с повышением температуры сырья (h_F увеличивается) количество отбираемого в конденсаторе тепла Q_d должно также увеличиваться. При этом возрастает поток флегмы в концентрационной части колонны, а количество подводимого в кипятильнике тепла Q_B уменьшается в соответствии с уравнением (IV.52). Однако величина Q_d не может быть меньше количества тепла, соответствующего минимальному паровому числу согласно уравнению (IV.24).

Аналогично при подаче более холодного сырья величина Q_d будет уменьшаться, приводя к уменьшению потока флегмы в концентрационной части колонны. Однако этот поток не может быть меньше, чем определяемый по уравнению (IV.23). Соответственно теплоподвод Q_B в кипятильнике должен возрасти.

Таким образом, с увеличением температуры вводимого в колонну сырья масса орошения в концентрационной части колонны также увеличивается.

Поэтому наименьшим поток орошения будет при питании колонны жидкостью, недогретой до начала кипения, а наибольшим — при питании колонны перегретым паром.

При увеличении доли отгона (температуры) сырья увеличивается общий расход тепла, особенно на нагрев и испарение сырья, хотя и уменьшается количество тепла, подводимого в кипятильнике.

Обычно при выборе доли отгона сырья принимают режим, который с учетом как работы самой колонны, так и других факторов является в некотором смысле оптимальным.

Так, например, поскольку температура сырья меньше температуры низа колонны, то для его нагрева в целом ряде случаев можно использовать менее высокотемпературный, а следовательно, и более дешевый теплоноситель. В случае же использования одинакового теплоносителя, например в трубчатой печи, для передачи одного и того же количества тепла сырью и остатку нагрев сырья может потребовать меньшей поверхности теплообмена вследствие большей разности температур.

Необходимо учитывать также возможность регенерации части тепла отходящих с установки потоков, что может обусловить целесообразность работы ректификационной колонны при $e > 0$.

На таких установках, как каталитический крекинг и замедленное коксование, пары из реактора в перегретом состоянии подают непосредственно в ректификационную колонну.

Таким образом, для выбора оптимального режима ректификационной колонны требуется всесторонний анализ, учитывающий ряд факторов: расход тепла и холода, наличие соответствующих теплоносителей и хладагентов, требуемые поверхности кипятильника, нагревателя сырья и конденсатора, размеры колонны и др.

ВЛИЯНИЕ ДАВЛЕНИЯ НА ПРОЦЕСС РЕКТИФИКАЦИИ

Выбор давления в ректификационной колонне обусловлен главным образом необходимым температурным режимом: давление в колонне повышается по сравнению с атмосферным, когда необходимо повысить температуру в колонне, или понижается путем создания вакуума, когда температура в колонне должна быть снижена.

Необходимость повышения температуры, а следовательно, и давления в ректификационных колоннах возникает при разделении компонентов с низкими температурами кипения, например, при ректификации таких низкомолекулярных углеводородов, как пропан, бутан, изобутан, пентан и др.

Путем подбора соответствующего давления в ректификационной колонне обеспечивают такой температурный режим, при котором для конденсации паров ректификата в качестве охлаждающих агентов можно использовать дешевые и легко доступные хладагенты — воду и атмосферный воздух. Так, например, при получении в качестве ректификата пропана при работе колонны под атмосферным давлением температура верха колонны будет равна -42 °С, тогда как при повышении давления до 1,9 МПа она возрастет до $+55$ °С, что позволит использовать в конденсаторе воду.

Увеличение температуры верха колонны при соответствующем повышении в ней давления приводит к уменьшению поверхности конденсатора вследствие роста средней разности температур между конденсирующимися парами ректификата и охлаждающим агентом.

Вместе с тем при повышении давления в колонне увеличивается и температура остатка, отбираемого из низа колонны. Это приводит к увеличению поверхности кипятильника вследствие уменьшения средней разности температур между теплоносителем и нижним продуктом колонны или к необходимости применения более высокотемпературного и более дорогого теплоносителя.

Кроме того, давление в ректификационной колонне может быть обусловлено также работой других аппаратов технологической установки, а также сопротивлением аппаратов и коммуникаций, расположенных после ректификационной колонны.

Понижение давления в ректификационной колонне путем создания вакуума позволяет снизить температуру в колонне, что бывает необходимо при разделении компонентов, обладающих высокими температурами кипения или термической нестабильностью. Так, например, благодаря созданию вакуума можно при температурах менее 400 °С осуществить ректификацию масляных дистиллятов, температуры кипения которых при атмосферном давлении могут превышать 500 °С, обеспечивая ведение процесса без заметного разложения. В случае ректификации с водяным паром применение вакуума позволяет существенно сократить расход водяного пара.

Как было отмечено ранее, давление системы влияет также на коэффициенты относительной летучести компонентов смеси. Для большинства смесей эта характеристика с понижением давления увеличивается. Однако, в некоторых случаях может наблюдаться и обратная зависимость. Увеличение коэффициента относительной летучести благоприятно сказывается на процессе ректификации, позволяя снизить количество орошения, уменьшить число тарелок в колонне или повысить четкость разделения компонентов.

Наиболее значительно ухудшаются условия ректификации в области высоких давлений, близких к критическому. В этом случае кривая равновесия фаз становится пологой, так как величина коэффициента относительной летучести приближается к еденице.

Давление в ректификационной колонне влияет также на ее производительность. С увеличением давления удельная производительность колонны растет. Однако при этом необходима большая толщина стенки корпуса колонны, кроме того, увеличиваются затраты на перекачку сырья, орошения и др.

Из вышеизложенного следует, что величина давления в ректификационной колонне существенно влияет на ряд показателей ее работы, приводя к улучшению одних и ухудшению других. Поэтому при выборе давления в колонне в каждом конкретном случае необходимо проводить всесторонний анализ. При этом основным критерием, как правило, является обеспечение благоприятного режима.

РАСЧЕТ ТЕМПЕРАТУР В РАЗЛИЧНЫХ СЕЧЕНИЯХ КОЛОННЫ

В случае ректификации бинарных смесей, включая работу колонны с вводом водяного пара, для расчета температур могут быть использованы изобарные температурные кривые.

Однако следует иметь в виду, что давления в различных сечениях

колонн, работающих под атмосферным и более низким давлением, могут существенно различаться, что связано с гидравлическим сопротивлением контактных устройств $\Delta p_{к.у}$. Так, давление в секции питания (рис. IV-27) будет

$$\pi_п = \pi_в + \Delta p'_{к.у},$$

а в низу колонны

$$\pi_н = \pi_в + \Delta p'_{к.у} + \Delta p''_{к.у} = \pi_в + \Delta p_{к.у},$$

где $\pi_в$ — давление в верху колонны; $\Delta p'_{к.у}$ и $\Delta p''_{к.у}$ — сопротивление соответственно контактных устройств концентрационной и отгонной частей колонны.

При большом сопротивлении контактных устройств величина (значение) давления $\pi_п$ и $\pi_н$ могут быть больше давления $\pi_в$ в несколько раз. Это обстоятельство необходимо учитывать при расчете температур в соответствующих частях колонны, поскольку повышение давления приводит к росту температур.

Обычно в первую очередь определяют температуры верха колонны $t_в$, низа колонны $t_н$ и ввода сырья в колонну t_F.

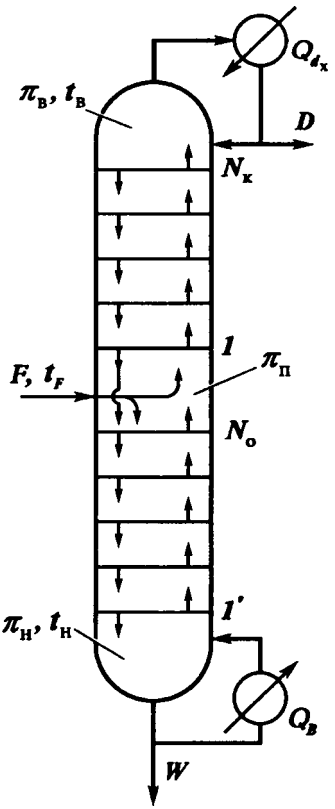


Рис. IV-27. Схема к расчету температур и давлений в основных сечениях колонны

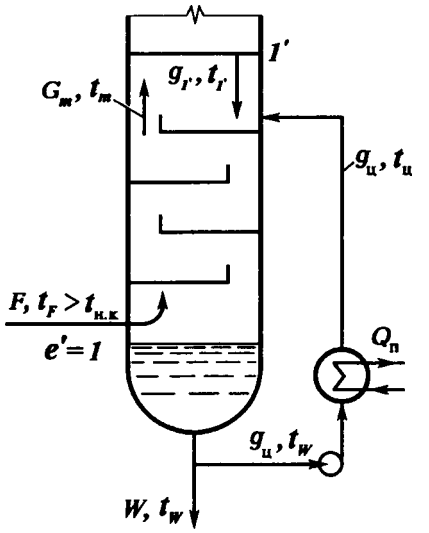


Рис. IV-28. Схема нижней части колонны при подаче сырья в виде перегретых паров

Температуру верха колонны $t_в$ определяют методом последовательных приближений по уравнению изотермы паровой фазы, считая, что пары ректификата в верху колонны находятся при температуре начала конденсации и давления $\pi_в$:

$$\sum_{i=1}^{n} \frac{y_{i,D}}{K_{i,в}} = 1,$$

в котором константы равновесия $K_{i,в}$ при давлении $\pi_в$ определяются приближенно $K_{i,в} = P_i(t_в)/\pi_в$.

Температуру низа колонны $t_н$ рассчитывают по уравнению изотермы жидкой фазы, считая, что продукт находится при температуре кипения под давлением $\pi_в$:

$$\sum_{i=1}^{n} K_{i,н} x_{i,W} = 1, \qquad \text{(IV.53)}$$

где константы равновесия $K_{i,н}$ при давлении $\pi_н$ определяют приближенно $K_{i,н} = P_i(t_н)/\pi_н$. Из уравнения (IV.53) температуру низа колонны $t_н$ определяют методом последовательных приближений.

При заданной доле отгона сырья e' его температуру t_F определяют по уравнению (III.7) или (III.9), а в случае сложных смесей — по уравнению (III.15) или (III.18) в зависимости от величины e'. Константы равновесия рассчитывают при давлении $\pi_п$.

Аналогично могут быть рассчитаны температуры и в других сечениях колонны.

При работе колонны с вводом водяного пара температуры в соответствующих сечениях колонны рассчитывают при парциальном давлении углеводородов.

Особый случай представляет питание колонны перегретыми парами, температура t_F которых выше температуры начала их конденсации $t_{н.к}$ (рис. IV-28).

Пары, поступающие на ректификацию, должны быть в насыщенном состоянии. Тепло перегрева паров $Q_п$ снимают путем циркуляции жидкого потока $g_ц$, который в теплообменнике отдает полученное от паров тепло соответствующему технологическому потоку. При этом принимают, что пары G_m, поступающие на ректификацию, и отходящий кубовый остаток W находятся в равновесии, т.е. $t_m = t_W \approx t_{1'}$.

Уравнение теплового баланса для нижней части колонны запишется в следующем виде:

$$(F + g_{1'} - W)H_{t_m} + Wh_{t_W} + Q_п = g_{1'}h_{t_{1'}} + FH_{t_F}$$

или

$$Q_п = F\left(H_{t_F} - H_{t_m}\right) - g_{1'}\left(H_{t_m} - h_{t_{1'}}\right) + W\left(H_{t_m} - h_{t_W}\right).$$

Если принять, что $g_{1'} \approx W$, то

$$Q_п \approx F\left(H_{t_F} - H_{t_m}\right). \qquad \text{(IV.54)}$$

В уравнении (IV.54) разность энтальпий соответствует увеличению энтальпии паров сырья при их перегреве.

Из теплового баланса теплообменника получим массу циркулирующего потока

$$g_{ц} = \frac{Q_{п}}{h_{t_W} - h_{t_{ц}}}.$$

Таким образом, в этом случае температуры в нижней части колонны определяются массой $g_{ц}$ и температурой $t_{ц}$ циркулирующего потока холодной флегмы.

ОСОБЕННОСТИ РАБОТЫ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ С ВВОДОМ ВОДЯНОГО ПАРА

Ввод водяного пара в ректификационную колонну обусловлен желанием снизить температуру процесса, с тем чтобы избежать разложения нефтепродукта (перегонка мазута, тяжелых нефтяных остатков и т.п.). Температура кипения жидкости может быть снижена также понижением давления в аппарате путем создания вакуума. В нефтепереработке часто применяют оба этих способа понижения температуры кипения смеси.

Во многих случаях водяной пар вводят под нижнюю тарелку отгонной части ректификационной колонны, чтобы испарить часть жидкости в низу колонны, образовать восходящий поток паров и обеспечить процесс ректификации в нижней части колонны. Особенно это практикуется в тех случаях, когда подвести тепло в низ колонны через кипятильник не представляется возможным или когда не требуется высокой четкости разделения и ввод водяного пара позволяет более просто оформить процесс ректификации.

При высокой температуре низа колонны подвод тепла через кипятильник в целом ряде случаев требует применения специальных высокотемпературных теплоносителей, использование которых для установок большой единичной мощности зачастую не представляется возможным.

Подвод тепла с помощью кипятильника в ряде случаев исключается, так как при высокой температуре в низу колонны может произойти термическое разложение продукта: мазута, гудрона, высококипящих дистиллятов и т.п.

При вводе в низ колонны водяного пара парциальное давление паров углеводородов снижается, что способствует испарению жидкости (ее кипению) при более низкой температуре. Тепло, необходимое для испарения жидкости, отнимается от самой жидкости, вследствие чего ее температура понижается.

Водяной пар вместе с парами испарившихся углеводородов на тарелке, расположенной выше, вступает в массообмен с жидкостью. В соответствии с законом Дальтона масса паров углеводородов, получаемых при вводе водяного пара, определяется уравнением (II.32):

$$G = \frac{pM_G Z}{18(\pi - P)}.$$

Поскольку величина P зависит от состава жидкости и ее температуры, то при постоянном расходе водяного пара Z масса перешедших в парообразное состояние углеводородов будет тем больше, чем больше содержится НКК в жидкости и чем выше ее температура.

Рассмотрим более подробно работу отгонной части ректификационной колонны, работающей без кипятильника и с вводом водяного пара.

В жидкости, стекающей с тарелки на тарелку в отгонной части колонны, при вводе водяного пара концентрация НКК убывает в направлении сверху вниз. В этом же направлении убывает давление и температура вследствие испарения части жидкости на каждой тарелке. Поэтому в соответствии с вышеприведенным уравнением при постоянных расходе водяного пара Z и внешнем давлении π количество углеводородных паров, поднимающихся с соответствующей тарелки, будет уменьшаться по направлению сверху вниз.

Следовательно, для нижней части колонны, работающей без кипятильника и с вводом водяного пара, характерным является уменьшение массы паров от тарелки к тарелке в направлении сверху вниз, что приводит к снижению эффекта ректификации в нижней части колонны. Вследствие этого эффективно работают только верхние тарелки отгонной части колонны и даже значительное увеличение числа тарелок не позволяет существенно снизить содержание НКК в остатке. Возможность же повышения четкости ректификации в нижней части колонны лимитируется расходом водяного пара. Чем больше вводится водяного пара для образования потока углеводородных паров, тем до более низкой температуры охлаждается остаток и соответственно возрастает расход водяного пара. Поэтому расход водяного пара быстро достигает своего оптимального значения.

Практикой работы установок на нефтеперерабатывающих заводах установлено, что доля паров, образованных при помощи водяного пара, не должна превышать 25—35 % массы остатка.

Отмеченная выше особенность изменения массы паров по высоте отгонной части колонны, работающей с вводом водяного пара, приводит к тому, что рабочая линия на диаграмме x—y обращена своей выпуклостью к линии равновесия, что, как известно, приводит к снижению средней движущей силы процесса массообмена. Поэтому при работе колонны с вводом водяного пара для получения одного и того же состава остатка требуется большее число тарелок, чем в случае работы колонны с кипятильником. Отгонную часть колонны, работающую с вводом водяного пара без кипятильника, рассчитывают следующим образом (рис. IV-29). Вначале в соответствии с указанной выше рекомендацией

$$\frac{G_{N_0}}{W} \leq 0,25 \div 0,35$$

задаются количеством паров G_{N_0}, поднимающихся с верхней тарелки в эвапорационную часть колонны. После выбора величины G_{N_0} определится и масса потока флегмы g_m (и g_1), поступающей на верхнюю тарелку отгонной части колонны, поскольку

$$g_m = g_1 + g_F = W + G_{N_0} .$$

При ограничении массы паров G_{N_0} в случае работы с вводом водяного пара ограничивается и масса флегмы $g_m = g_1 + g_F$, хотя составляющие потоки g_1 и g_F могут изменяться в некоторых пределах.

Уравнение материального баланса нижней части колонны для НКК имеет вид:

$$Wx_W + G_{N_0} y_{N_0} = g_1 x_1 + g_F x_F^* = g_m x_m .$$

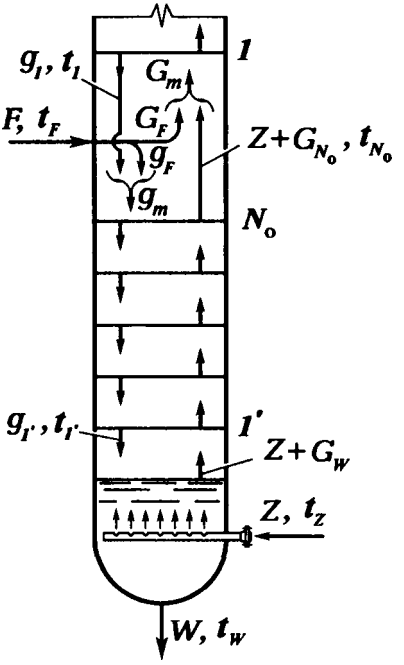


Рис. IV-29. Схема нижней части колонны, работающей с вводом водяного пара

В этом уравнении все величины известны, кроме y_{N_o} и x_1. Величиной x_1 можно задаться, приняв ее значение несколько больше x_F^*. Последующим расчетом концентрационной части колонны величина x_1 уточняется.

Затем следует задаться расходом водяного пара. Принятая величина расхода водяного пара может быть уточнена при расчете числа тарелок в отгонной части колонны.

Тепловой баланс нижней части колонны, работающей с вводом водяного пара, записывается следующим образом:

$$g_F h_{t_F} + g_1 h_{t_1} + ZH_{t_Z} = G_{N_o} H_{t_{N_o}} + ZH_{t_{N_o}} + Wh_{t_W} \ .$$

Из этого уравнения необходимо определить энтальпию остатка h_{t_W}, а затем и его температуру t_W. Для рассматриваемого случая характерно, что температура остатка t_W будет ниже температуры t_m жидкости, поступающей на верхнюю тарелку отгонной части колонны, так как тепло, необходимое для образования потока паров, отнимается от самого остатка при его испарении:

$$h_{t_W} = \frac{g_F h_{t_F} + g_1 h_{t_1} - G_{N_o} H_{t_{N_o}} + Z\left(H_{t_Z} - H_{t_{N_o}}\right)}{W} \ .$$

Поскольку в колонну обычно подается перегретый водяной пар, то

$$H_{t_z} - H_{tN_o} = C_z\left(t_z - t_{N_o}\right)$$

и

$$h_{tw} = \frac{g_F h_{t_F} + g_1 h_{t_1} - G_{N_o} H_{tN_o} + ZC_z\left(t_z - t_{N_o}\right)}{W} .$$

Расход водяного пара обычно невелик и составляет 1,5—3 % массы исходного сырья. Поэтому вносимое водяным паром тепло также мало и заметной роли в образовании потока паров в нижней части колонны не играет. По этой же причине начальная температура водяного пара, поступающего в нижнюю часть колонны, на тепловом балансе сказывается мало, причем она может быть как выше, так и ниже температуры получаемого остатка. Однако важно, чтобы водяной пар был перегретым или сухим насыщенным, так как вследствие значительной теплоты испарения влаги наличие даже небольшого ее количества приведет к сильному охлаждению остатка и уменьшению массы паров G_{N_o}. Температуры t_F, t_1 и t_{N_o} определяются изложенными методами с учетом парциального давления углеводородов.

При малом расходе водяного пара масса углеводородных паров будет мала, рабочая линия будет крутой, а необходимое число теоретических тарелок значительно возрастет. С увеличением расхода водяного пара число тарелок уменьшится, однако вследствие увеличения общего объема паров возрастет диаметр колонны. Кроме того, увеличится поверхность конденсатора и расход хладагента.

Рассмотрим особенности работы верхней части колонны при вводе водяного пара. Водяной пар в концентрационной части колонны снижает парциальное давление углеводородов. Поэтому при общем давлении в колонне π температура системы снижается по сравнению с колонной, работающей без водяного пара.

Если в отгонной части колонны парциальное давление углеводородов значительно изменяется по высоте, то в концентрационной части это изменение сравнительно невелико, так как обычно масса флегмы, а следовательно, и паров по высоте концентрационной части колонны меняется мало. Все расчеты температур и числа тарелок при парциальном давлении углеводородов выполняются так же, как в отсутствие водяного пара.

Ведение процесса с водяным паром увеличивает общий объем паров и приводит к необходимости иметь колонну большего диаметра.

Рассмотренные выше особенности работы колонны с вводом водяного пара остаются справедливыми, если вместо водяного пара использовать газ, который при условиях ведения процесса не содержится в жидкой фазе, например азот, двуокись углерода, метан и др.

РЕКТИФИКАЦИЯ МНОГОКОМПОНЕНТНЫХ СМЕСЕЙ

При разделении бинарной смеси путем ректификации обычно достаточно одной простой колонны, чтобы получить заданные составы ректификата и остатка. Лишь в специальных случаях (получение чи-

стых веществ и др.) приходится применять более сложные варианты колонн.

При разделении многокомпонентной смеси приходится выделять несколько целевых продуктов (фракций), к составу которых предъявляются определенные требования. Это обусловливает необходимость применения нескольких простых колонн, соединенных определенным образом, что и определяет последовательность выделения компонентов или соответствующих фракций из смеси. Поскольку каждая простая колонна делит смесь на два продукта, то для разделения смеси, состоящей из n компонентов (фракций), необходимо иметь $n-1$ простых колонн. С увеличением числа компонентов системы возможное число вариантов взаимного соединения простых колонн быстро возрастает.

На рис. IV-30 приведены схемы вариантов соединения простых колонн: последовательный по потокам ректификатов, последовательный по потокам остатков, последовательно-параллельный и с рециркуляцией потоков при разделении многокомпонентной смеси на несколько продуктов (фракций).

Последовательное соединение колонн может осуществляться как по потокам остатков, когда остаток данной колонны поступает на ректификацию в следующую, а остаток в виде готового продукта получают только в последней колонне (рис. IV-30, *а*), так и по потокам ректификатов, когда ректификат данной колонны направляется в следующую, а в качестве готового продукта выводится ректификат только из последней колонны (рис. IV-30, *б*).

Последовательно-параллельное соединение колонн (см. рис. IV-30, *в*) состоит в том, что колонны соединены последовательно: одна часть по потокам ректификатов, другая — по потокам остатков.

С рециркуляцией одного или нескольких продуктов при разделении многокомпонентной смеси применяют (см. рис. IV-30, *г, д*), если рециркулируемые потоки не являются товарными продуктами для данной технологической схемы.

Комбинируя приведенные выше варианты соединения простых колонн, изменяя последовательность выделения тех или иных компонентов, а также их отбор в виде ректификата или в виде остатка, можно получать различные схемы для ректификации многокомпонентной смеси.

Так (см. рис. IV-30), например, переход от последовательного по потокам ректификатов к последовательно-параллельному соединению простых колонн позволяет получить в виде ректификата как первый (колонна II), так и третий (колонна III) компоненты. Последовательное же соединение колонн по потокам остатков позволяет выделить три компонента в виде ректификатов. Это имеет важное практическое значение, когда к получаемым продуктам предъявляются специальные требования, например, по механическим примесям и др.

Выбор конкретного варианта соединения колонн обусловливается как технологическими требованиями к перерабатываемым продуктам, так и экономическими показателями, определяющими затраты на ректификацию.

Если смесь разделяют на меньшее число продуктов, чем содержится компонентов в смеси (некоторые компоненты могут быть выделены в виде фракций), то число колонн будет меньше, чем в случае выделения каждого компонента в отдельности. Это характерно для установок АВТ, вторичной перегонки бензинов, ректификации продуктов каталитического крекинга и др., где целевыми являются фракции, кипящие в сравнительно широком интервале температур.

На нефтеперерабатывающих заводах нашли применение *сложные колонны*, представляющие собой систему простых колонн, соединенных в один агрегат (рис. IV-31).

Такая сложная колонна отвечает схеме последовательного соединения простых колонн по потокам ректификатов (см. рис. IV-30, *б*). Она представляет собой колонну *I*, на которой как бы установлены концентрационные части колонн *II* и *III*. Таким образом, получилась одна основная колонна, включающая концентрационные части всех трех колонн и отгонную часть колонны *I*. Отгонные части колонн *II* и *III* выполнены в виде отдельных аппаратов, называемых *отпарными колоннами* или *стриппинг-секциями*. Отпарные колонны связаны с основной колонной потоками жидкости и пара.

Такая сложная колонна требует меньше места для своей установки и нуждается только в одном насосе для подачи орошения. Однако при такой

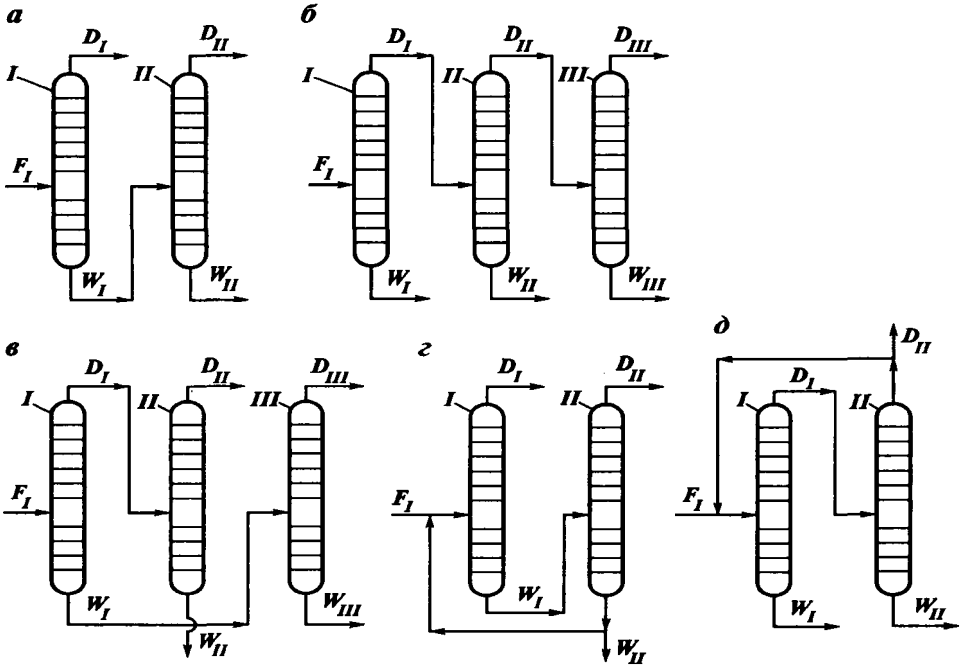


Рис. IV-30. Схемы основных способов соединения простых колонн при ректификации многокомпонентной смеси:
а — последовательное по потокам остатка; *б* — последовательное по потокам ректификата; *в* — последовательно-параллельное; *г* — с рециклом остатка; *д* — с рециклом ректификата; *I—III* — условные номера колонн

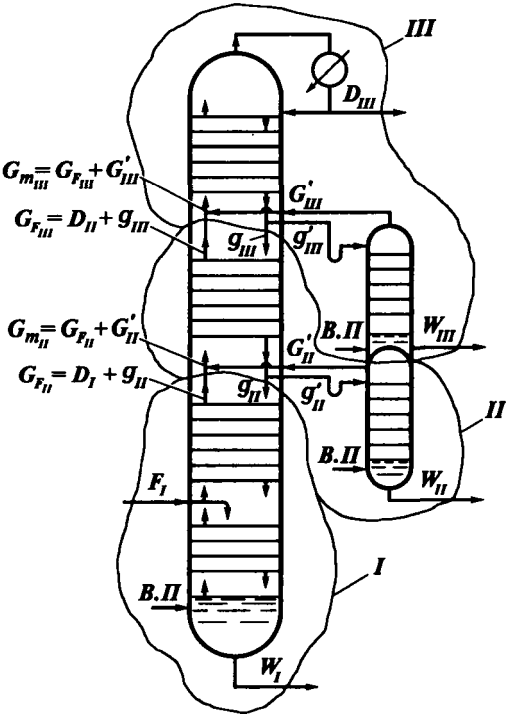


Рис. IV-31. Схема сложной колонны для ректификации четырехкомпонентной смеси:
I—III — контуры, выделяющие части сложной колонны, аналогичные (по номерам) колоннам, приведенным на рис. IV-31, *б*

конструкции увеличивается высота колонны и обслуживающих ее металлоконструкций. Кроме того, потоки всех секции колонны жестко взаимосвязаны, что осложняет четкое разделение продуктов W_{II} и W_{III} и одновременное обеспечение их качества.

В такой сложной колонне процесс протекает следующим образом. Флегма, образованная при конденсации паров на верху колонны, последовательно перетекает с тарелки на тарелку в контуре, соответствующем концентрационной части колонны *III*. Достигнув нижней тарелки этой колонны, флегма делится на два потока. Один поток g'_{III} отводится в отпарную секцию колонны *III*, где получается продукт W_{III}. Второй поток флегмы g_{III} перетекает на верхнюю тарелку колонны *II*, являясь орошением для этой колонны.

Пары G'_{III} из отгонной секции колонны *III* возвращаются под нижнюю тарелку концентрационной части этой колонны. Аналогично протекает процесс и в других колоннах *II* и *I*.

При отводе всего тепла только на верху сложной колонны поток орошения должен быть достаточным, чтобы обеспечить необходимое флегмовое число во всех нижерасположенных секциях колонны. Однако вследствие отбора боковых погонов в сложной колонне масса паров увеличивается сверху вниз, а масса орошения — снизу вверх. Таким образом, наибольшее флегмовое число в сложной ректификационной колонне соответствует верхней секции (*III* колонна), и в направлении сверху вниз оно уменьшается, что ухудшает процесс ректификации.

Для обеспечения более равномерного распределения потоков паров и флегмы по высоте сложной колонны, разгрузки вышележащих сечений и регенерации тепла съем части тепла с целью образования дополнительного потока флегмы производят *промежуточным циркуляционным орошением* в одном-двух сечениях на верху соответствующих простых колонн (рис. IV-32). Поток промежуточного циркуляционного орошения (ПЦО) $g_ц$ при температуре $t_{ц_1}$ прокачивается через регенеративный теплообменник, где отдает количество тепла $Q_{ПЦО}$, например нефти, и при более низкой тем-

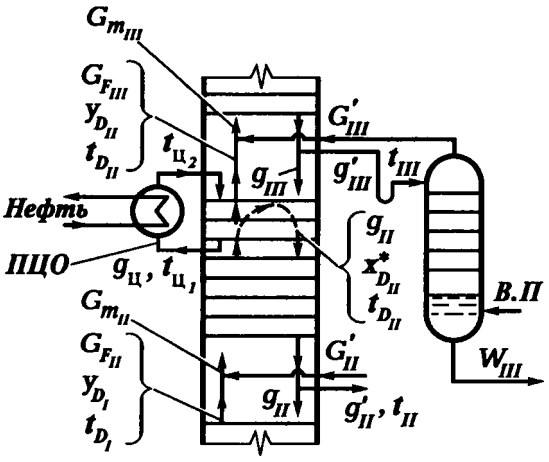


Рис. IV-32. Схема отвода тепла промежуточным циркуляционным орошением (ПЦО)

пературе $t_{ц2}$, поступает на верхнюю тарелку концентрационной части соответствующей простой колонны. Поднимающиеся снизу пары контактируют с более холодной циркулирующей флегмой и частично конденсируются, образуя дополнительный поток флегмы, который присоединяется к потоку флегмы g_{III} и создает поток орошения g_{II}.

Массу ПЦО рассчитывают по уравнению (IV.49). Обычно для организации ПЦО используются 2—4 тарелки.

Каждую секцию сложной колонны рассчитывают как соответствующую часть простой колонны, имея в виду, что пары ректификата секции, расположенной ниже, поступают на ректификацию в секцию, расположенную выше.

Применение сложных колонн оправдано в основном в тех случаях, когда требуется относительно невысокая четкость разделения, например, при выделении широких по температурам кипения фракций.

ОСОБЕННОСТИ РАСЧЕТА РЕКТИФИКАЦИИ МНОГОКОМПОНЕНТНЫХ СМЕСЕЙ

Схема потоков в простой колонне, разделяющей многокомпонентную смесь, принципиально не отличается от потоков в колонне для разделения бинарной смеси (рис. IV-5). Однако в отличие от бинарной системы в многокомпонентной смеси содержится компонент, имеющий самую низкую температуру кипения (самую высокую относительную летучесть), т.е. НКК, компонент с наибольшей температурой кипения (наименьшей относительной летучестью), т.е. ВКК, а также компоненты, которые по температурам кипения (относительным летучестям) располагаются между НКК и ВКК. Это вносит целый ряд особенностей в расчет и поведение компонентов при ректификации.

При ректификации многокомпонентной смеси материальный и тепловой балансы для колонны в целом можно составить таким же образом, как и при ректификации бинарной смеси; то же самое относится и к материальному балансу для любого i-го компонента многокомпонентной смеси или для суммы нескольких компонентов.

Материальный баланс по колонне в целом для любого компонента или для суммы нескольких компонентов записывается следующим образом:

$$\varepsilon=\frac{D}{F}=\frac{x_{i,F}-x_{i,W}}{y_{i,D}-x_{i,W}}=\frac{\sum_{i=1}^{k}x_{i,F}-\sum_{i=1}^{k}x_{i,W}}{\sum_{i=1}^{k}y_{i,D}-\sum_{i=1}^{k}x_{i,W}} \qquad \text{(IV.55)}$$

и

$$1-\varepsilon=\frac{W}{F}=\frac{y_{i,D}-x_{i,F}}{y_{i,D}-x_{i,W}}=\frac{\sum_{i=1}^{k}y_{i,D}-\sum_{i=1}^{k}x_{i,F}}{\sum_{i=1}^{k}y_{i,D}-\sum_{i=1}^{k}x_{i,W}}\,. \qquad \text{(IV.56)}$$

При этом

$$\sum y_{i,D} = \sum x_{i,W} = \sum x_{i,F} = 1. \qquad \text{(IV.57)}$$

Из приведенных уравнений следует, что при заданном составе исходной смеси $x_{i,F}$ концентрации любого компонента в продуктовых потоках $y_{i,D}$ и $x_{i,W}$ не могут назначаться произвольно, а должны в первую очередь обеспечивать соответствующий относительный отбор ректификата (остатка), одинаковый по всем компонентам смеси или по сумме нескольких компонентов.

По аналогии с ректификацией бинарных смесей можно записать следующее уравнение материально-теплового баланса, справедливое для любого компонента смеси:

$$\varepsilon = \frac{D}{F} = \frac{x_{i,F} - x_{i,W}}{y_{i,D} - x_{i,W}} = \frac{h_F - h_W^*}{H_D^* - h_W^*} \qquad \text{(IV.58)}$$

и

$$1 - \varepsilon = \frac{W}{F} = \frac{y_{i,D} - x_{i,F}}{y_{i,D} - x_{i,W}} = \frac{H_D^* - h_F}{H_D^* - h_W^*}. \qquad \text{(IV.59)}$$

Следует обратить внимание на то обстоятельство, что отношения энтальпий не зависят от номера компонента i, тогда как отношения концентраций выполняются для любого компонента — i данной смеси.

Материальный баланс для любого компонента в произвольном сечении *I—I* концентрационной части колонны (см. рис. IV-5, контур *I*), определяющий уравнение рабочей линии, записывается следующим образом:

$$\frac{g}{D} = \frac{y_{i,D} - y_i}{y_i - x_i} \qquad \text{(IV.60)}$$

или через флегмовое число $R = g/D$

$$y_i = \frac{R}{R+1} x_i + \frac{y_{i,D}}{R+1}.$$

Уравнение теплового баланса для того же контура *I* запишется в виде

$$\frac{g}{D} = \frac{H_D^* - H}{H - h}. \qquad \text{(IV.61)}$$

Объединив уравнения (IV.60) и (IV.61), получим уравнение материально-теплового баланса для контура *I*:

$$\frac{g}{D} = \frac{y_{i,D} - y_i}{y_i - x_i} = \frac{H_D^* - H}{H - h}.$$

В любом сечении *4—4* отгонной части колонны(см. рис. IV-5, контур *IV*) материальный баланс для произвольного i-го компонента, определяющий уравнение рабочей линии, запишется так:

$$\frac{W}{G} = \frac{y_i - x_i}{x_i - x_{i,W}} \qquad \text{(IV.62)}$$

или с использованием парового числа

$$y_i = \frac{П+1}{П} x_i - \frac{x_{i,W}}{П}.$$

Уравнение теплового баланса для того же контура *IV* запишется в виде

$$\frac{W}{G} = \frac{H-h}{h-h_W^*}. \qquad \text{(IV.63)}$$

Из уравнений (IV.62) и (IV.63) можно записать объединенное уравнение материально-теплового баланса:

$$\frac{W}{G} = \frac{y_i - x_i}{x_i - x_{i,W}} = \frac{H-h}{h-h_W^*}.$$

Соответственно, введя внутреннее флегмовое число $Ф = g/G$, можем по аналогии с уравнением (IV.19) записать обобщенное уравнение рабочей линии для обеих частей ректификационной колонны:

$$y_i = Фx_i + (1-Ф)x_{i,p}.$$

Уравнение равновесия запишем в виде

$$y_i = K_i x_i; \quad x_i = \frac{y_i}{K_i}$$

или

$$y_i = \frac{\alpha_i x_i}{\sum_j \alpha_j x_j}; \quad x_i = \frac{y_i/\alpha_i}{\sum_j y_j/\alpha_j}.$$

Записанная система уравнений материального, теплового балансов и равновесия позволяет выполнить расчет всех параметров ректификации при разделении многокомпонентной смеси: составов продуктов, флегмовых чисел, чисел теоретических тарелок, распределений концентраций и температур по тарелкам колонны и др. Однако вследствие необходимости выполнения большого объема вычислений, их высокой точности и целого ряда особенностей многокомпонентной ректификации, существенно отличающих ее от ректификации двухкомпонентных смесей, в общем случае задача решается лишь итерационными методами с использованием электронных вычислительных машин.

Эти основные отличительные особенности состоят в следующем:

1. Заранее нельзя задать составы продуктов колонны, которые бы удовлетворяли всем приведенным уравнениям. Это связано с тем, что уравнения материально-теплового баланса колонны (IV.55) – (IV.59) должны удовлетворяться также и при условии получения соответствующих продуктовых концентраций $y_{i,D}$ и $x_{i,W}$ при расчете их по уравнениям рабочей линии и равновесия. Однако эти расчетные концентрации, как правило, не будут равны заданным, хотя последние и выбирались с учетом уравнений (IV.55) – (IV.59). Поэтому задать можно только две из них, например концентрацию какого-либо компонента или сумму концентраций компонентов

в ректификате и в остатке, а на другие концентрации только наложить ограничения типа больше или меньше. Расчетный состав продуктов будет определяться методом последовательных приближений (итераций) по уравнениям материального, теплового балансов и равновесия.

2. В колонне нет ни одного сечения, в котором составы потоков флегмы и паров совпадали бы полностью с составами жидкости g_F и паров G_F, полученными при однократном испарении сырья. Поэтому составы флегмы $x_{i,m}$ и паров $y_{i,m}$ можно точно установить, лишь выполнив расчет соответствующих частей колонны и определив составы: 1) флегмы $x_{i,1}$, стекающей с первой тарелки концентрационной части колонны, и 2) паров y_{i,N_o}, поднимающихся из отгонной секции колонны. При точном расчете это, в свою очередь, заставляет прибегать к методу последовательных приближений. Иногда делается допущение, что $x^*_{i,F} = x_{i,1} = x_{i,m}$ и $y^*_{i,F} = y_{i,N_o} = y_{i,m}$. Однако при этом возникают определенные ограничения, связанные с расчетными составами получаемых продуктов $y_{i,D}$ и $x_{i,W}$.

3. Поскольку в смеси наряду с НКК и ВКК находятся промежуточные по температурам кипения компоненты, изменение их концентраций по высоте аппарата может иметь специфическую особенность: в каком-то промежуточном сечении соответствующей части колонны они могут проходить через максимум (минимум). Максимальное содержание НКК и ВКК, как и в бинарной ректификации, будет приходиться для НКК на ректифи-

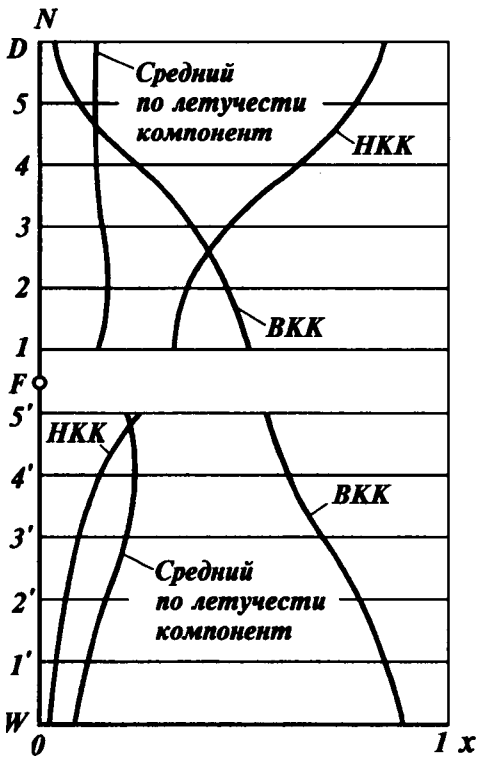


Рис. IV-33. Графическое распределение концентраций компонентов по высоте колонны при разделении трехкомпонентной смеси: *1', 2',...., 5', 1, 2,...., 5* — номера тарелок

кат, а для ВКК — на остаток. Пример такого распределения компонентов дан на рис. IV-33 для трехкомпонентной смеси.

Как видно, концентрация НКК увеличивается снизу вверх, в том же направлении уменьшается концентрация ВКК. Концентрация же среднего по летучести компонента на тарелке *4'* отгонной части и на тарелке *2* концентрационной части колонны проходит через максимум. При этом концентрация среднего по летучести компонента практически не изменилась в пределах всей концентрационной части колонны и даже несколько снизилась в ректификате по сравнению с его содержанием на первой тарелке концентрационной части колонны.

Это обстоятельство требует тщательной формулировки ограничений на составы продуктов колонны и контроля их выполнения в процессе расчета, так как в противном случае можно получить продукт худшего по примесным компонентам качества при большем числе тарелок в колонне.

Вместе с тем это же позволяет определить то сечение колонны, в котором концентрация данного компонента будет максимальной, и обеспечить в этом сечении вывод продукта в виде дополнительного бокового потока сложной колонны.

Из изложенного вытекает, что точный расчет ректификации многокомпонентной смеси требует большого объема вычислений, в принципе является итерационным и для своего выполнения требует применения электронных вычислительных машин.

Поэтому в настоящее время применяются также различные приближенные методы расчета, в которых используются некоторые допущения (постоянство флегмового числа, постоянство относительной летучести по высоте рассматриваемой части колонны, эмпирические зависимости между флегмовым числом и числом теоретических тарелок и др.).

РАСЧЕТ РЕЖИМА ПОЛНОГО ОРОШЕНИЯ ПРИ РЕКТИФИКАЦИИ МНОГОКОМПОНЕНТНЫХ СМЕСЕЙ

Рассмотрим ректификацию многокомпонентной смеси (рис. IV-22) в случае работы колонны при полном возврате флегмы ($R \to \infty$). В этом случае число тарелок в колонне будет минимальным ($N_{\min}$). Обозначим число ступеней изменения концентраций, включая кипятильник через $S_{\min}$

$$S_{\min} = N_{\min} + 1.$$

Примем, что коэффициент относительной летучести $\alpha_{i,j}$ для любой пары компонентов i и j остается постоянным по высоте рассчитываемой части колонны.

Согласно уравнению равновесия для любой n-й тарелки можем записать выражения:

$$y_{i,n} = K_{i,n}x_{i,n} \quad \text{и} \quad y_{j,n} = K_{j,n}x_{j,n}.$$

Разделив левую и правую части первого уравнения соответственно на левую и правую части второго уравнения и приняв во внимание, что $\alpha_{i,j} = K_{i,n}/K_{j,n}$, получим

$$\frac{y_{i,n}}{y_{j,n}} = \alpha_{i,j} \frac{x_{i,n}}{x_{j,n}}. \qquad \text{(IV.64)}$$

Из уравнения рабочей линии имеем

$$x_{i,n+1} = y_{i,n} \quad \text{и} \quad x_{j,n+1} = y_{j,n}. \qquad \text{(IV.65)}$$

Подставив значения концентраций $y_{i,n}$ и $y_{j,n}$ из уравнения (IV.65) в уравнение (IV.64), получим соотношение

$$\frac{x_{i,n+1}}{x_{j,n+1}} = \alpha_{i,j} \frac{x_{i,n}}{x_{j,n}}. \qquad \text{(IV.66)}$$

Уравнение (IV.66) справедливо для любой пары компонентов многокомпонентной смеси и позволяет определить их концентрации на любой $(n + 1)$-й тарелке колонны, если известны концентрации компонентов на нижележащей n-й тарелке, или наоборот.

Если варьировать номер тарелки от $n = 0$ (кипятильник) до n, присваивая n целые числа, то из уравнения (IV.66) получим

$$\frac{x_{i,n}}{x_{j,n}} = \alpha_{i,j}^{n} \frac{x_{i,0}}{x_{j,0}}. \qquad \text{(IV.67)}$$

С помощью уравнения (IV.67) можно рассчитать концентрации всех компонентов на любой тарелке колонны между двумя произвольными сечениями с номерами 0 и n.

С учетом разделительного действия кипятильника для всей колонны ($n = N_{\min} + 1$; $x_{i,n} = y_{i,D}$ и $x_{j,n} = y_{j,D}$; $x_{i,0} = x_{i,W}$ и $x_{j,0} = x_{j,W}$) уравнение (IV.67) запишется в виде

$$\frac{y_{i,D}}{y_{j,D}} = \alpha_{i,j}^{N_{\min}+1} \frac{x_{i,W}}{x_{j,W}} = \alpha_{i,j}^{S_{\min}+1} \frac{x_{i,W}}{x_{j,W}}. \qquad \text{(IV.68)}$$

Решив уравнение (IV.68) относительно числа теоретических контактных ступеней, получим

$$S_{\min} = N_{\min} + 1 = \frac{\lg \frac{y_{i,D}}{y_{j,D}} \frac{x_{j,W}}{x_{i,W}}}{\lg \alpha_{i,j}} = \frac{\lg \frac{\psi_i}{\psi_j}}{\lg \alpha_{i,j}}, \qquad \text{(IV.69)}$$

где

$$\psi_i = \frac{y_{i,D}}{x_{i,W}} = \frac{x_{i,D}}{x_{i,W}}$$

есть коэффициент распределéния i-го компонента между ректификатом и остатком.

Можно представить, что в разделяемой многокомпонентной смеси имеется j-й компонент, для которого коэффициент распределения $\psi_j = 1$. Это может быть фактический компонент, который присутствует в смеси, или гипотетический компонент, который можно отождествить с некоторой температурой t_ε, так как коэффициент относительной летучести является функцией температуры. Компоненты, температуры кипения которых при давлении в системе, равном π, меньше температуры t_ε, будут преимущественно переходить в ректификат, а компоненты с температурами кипения выше t_ε будут в основном отбираться в остатке.

Температура t_ε определяет границу деления смеси между ректификатом и остатком и называется *температурой границы деления смеси*. Компонент, находящийся на этой границе, будет характеризоваться температурой кипения t_ε при давлении π и будет иметь одинаковые концентрации в ректификате и остатке.

Обозначив по отношению к этому компоненту коэффициент относительной летучести i-го компонента через $\alpha_{i,t}$, можем записать уравнение (IV.69) в виде

$$S_{\min} = \frac{\lg \psi_i}{\lg \alpha_{i,t}}. \qquad \text{(IV.70)}$$

При давлении системы π и температуре t_ε коэффициент относительной летучести $\alpha_{i,t}$ определяют, например, по соотношению $\alpha_{i,j} = P_i\,(t_\varepsilon)/\pi$ или по уравнению (II.29).

Уравнение (IV.70) справедливо для любого компонента смеси. Если задать коэффициент распределения, например, k-го компонента, то уравнение (IV.70) можно записать так

$$\frac{\lg \psi_i}{\lg \alpha_{i,t}} = \frac{\lg \psi_k}{\lg \alpha_{k,t}},$$

откуда

$$\psi_i = \frac{x_{i,D}}{x_{i,W}} = \psi_k^{\frac{\lg \alpha_{i,t}}{\lg \alpha_{k,t}}}. \qquad \text{(IV.71)}$$

Чтобы определить составы ректификата и остатка, необходимо знать температуру границы деления смеси t_ε.

Для нахождения температуры t_ε запишем составы продуктовых потоков для i-го компонента, воспользовавшись уравнением материального баланса (IV. 55), в которое введен коэффициент распределения компонента $\psi_i = x_{i,D}/x_{i,W}$. Получим

$$x_{i,D} = \frac{x_{i,F}\psi_i}{1 + \varepsilon\left(\psi_i - 1\right)}; \qquad \text{(IV.72)}$$

$$x_{i,W}=\frac{x_{i,F}}{1+\varepsilon\left(\psi_i-1\right)}=\frac{x_{i,D}}{\psi_i}. \qquad \text{(IV.73)}$$

Использовав условия $\sum_i x_{i,D}=1$ и $\sum_i x_{i,W}=1$ можем записать следующие уравнения:

$$\sum_i \frac{x_{i,F}\psi_i}{1+\varepsilon\left(\psi_i-1\right)}=1; \qquad \text{(IV.74)}$$

$$\sum_i \frac{x_{i,F}}{1+\varepsilon\left(\psi_i-1\right)}=1. \qquad \text{(IV.75)}$$

Если ввести уравнение температурной зависимости $\alpha_{i,t}$, например, уравнение (II.29), записанное с использованием температуры t_ε в виде

$$\lg\alpha_{i,t}=\frac{t_i-t_\varepsilon}{273+t_\varepsilon}\left(7{,}30-1{,}15\lg\pi+\frac{273+t_\varepsilon}{179\lg\pi}\right), \qquad \text{(IV.76)}$$

то из уравнения (IV. 74) или (IV. 75) можно найти температуру t_ε методом последовательных приближений.

С этой целью задаются величиной t_ε, а затем рассчитывают коэффициенты относительной летучести для всех компонентов смеси по уравнению (IV.76). После этого определяют коэффициенты распределения компонентов по уравнению (IV.71) при заданном коэффициенте распределения k-го компонента ψ_k. Затем рассчитывают составы продуктов по уравнениям (IV.72) и (IV.73) и проверяют выполнение уравнения (IV.74) или (IV.75). В случае выполнения этих условий температура t_ε с заданной степенью точности определена правильно, а полученные составы продуктов колонны соответствуют заданному разделению. В противном случае задаются новым значением температуры t_ε и расчет повторяют в изложенной выше последовательности.

В результате расчета определяются полные составы ректификата ($x_{i,D}$) и остатка ($x_{i,W}$) при работе колонны в режиме полного орошения.

Если в смеси будут присутствовать компоненты с высокой относительной летучестью ($\alpha_{i,t}\to\infty$), то $x_{i,W}\approx 0$ и в составе ректификата появятся члены вида $x_{i,D}=x_{i,F}/\varepsilon$.

Если же в смеси будут малолетучие компоненты m, для которых $\alpha_{m,t}\to 0$, то $x_{m,D}\approx 0$ и в остатке появятся концентрации вида

$$x_{m,W}=\frac{x_{m,F}}{1-\varepsilon}.$$

При расчетах в качестве начальных условий могут быть заданы любые две концентрации компонентов в продуктовых потоках или одна

концентрация в продуктовом потоке и величина S_{min} (всего шесть вариантов).

Компоненты, концентрации которых заданы в продуктовых потоках и которые определяют результаты разделения смеси, называются *ключевыми*.

При любом способе задания исходных параметров процесса расчет ведут методом последовательных приближений с использованием приведенных уравнений, при этом добиваются выполнения уравнения (IV.74) или (IV.75).

ПРИБЛИЖЕННЫЙ МЕТОД РАСЧЕТА РЕКТИФИКАЦИИ МНОГОКОМПОНЕНТНЫХ СМЕСЕЙ ПРИ РАБОЧЕМ ФЛЕГМОВОМ ЧИСЛЕ

В основе многих приближенных методов расчета ректификации многокомпонентных смесей лежит утверждение о том, что изменение числа тарелок и соответственно флегмового числа практически не сказывается на составах продуктов колонны. Это положение позволяет использовать составы продуктов колонны, найденные при бесконечном флегмовом числе для определения других параметров процесса ректификации: числа тарелок, флегмового числа и др.

При сделанных допущениях минимальное флегмовое число R_{min} можно определить по следующим уравнениям Андервуда:

$$\sum_i \frac{\alpha_i x_{i,F}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q; \qquad \text{(IV.77)}$$

$$\sum_i \frac{\alpha_i x_{i,D}}{\alpha_i - \theta} = R_{min} + 1, \qquad \text{(IV.78)}$$

где q — отношение количества тепла, которое нужно сообщить сырью для перевода его в парообразное состояние, к теплоте испарения; θ — корень уравнения (IV.77).

Если сырье подают в парожидкостном состоянии, т.е. при некоторой доле отгона $0 \le e \le 1$, то $q = 1 - e$ и $1 - q = e$. При вводе сырья в виде кипящей жидкости $q = 1$, а при питании колонны насыщенным паром $q = 0$. Для перегретого пара $q < 0$, для недогретой до кипения жидкости $q > 1$.

В уравнениях (IV.77) и (IV.78) коэффициенты относительной летучести компонентов определяют при температуре ввода сырья в колонну t_F. Корни θ находятся между двумя смежными коэффициентами относительной летучести, т. е. $\alpha_i > \theta_i > \alpha_{i+1}$.

В общем виде зависимость между числом теоретических тарелок S, включая кипятильник и парциальный конденсатор, и флегмовым числом R может быть представлена кривой, приведенной на рис. IV-21.

Для определения координат точек этой кривой при ректификации многокомпонентных смесей можно использовать уравнение, обобщающее большой фактический материал:

$$Y = 1 - \exp\left(\frac{1 + 54{,}4X}{11 + 117{,}2X} \cdot \frac{X-1}{\sqrt{X}}\right), \qquad \text{(IV.79)}$$

где

$$Y = \frac{S - S_{min}}{S+1}; \qquad X = \frac{R - R_{min}}{R+1}.$$

Пределами переменных X и Y являются ноль и единица.

График зависимости, соответствующей уравнению (IV.79), приведен на рис. IV-34.

Уравнение (IV.79) может быть использовано для определения оптимального флегмового числа и соответствующего ему оптимального числа теоретических тарелок. Если, например, в качестве критерия оптимальности использовать выражение $N(R+1)$, пропорциональное объему колонны, или $(N+1)(R+1)$, пропорциональное сумме капитальных и эксплуатационных затрат, то на базе уравнения (IV.79) можно получить, что $X_{опт} \approx 0{,}26$ и $Y_{опт} \approx 0{,}41$. Отсюда получим следующие выражения для расчета оптимальных величин флегмового числа и числа теоретических тарелок:

$$R_{опт} = 1{,}35R_{min} + 0{,}35$$

и

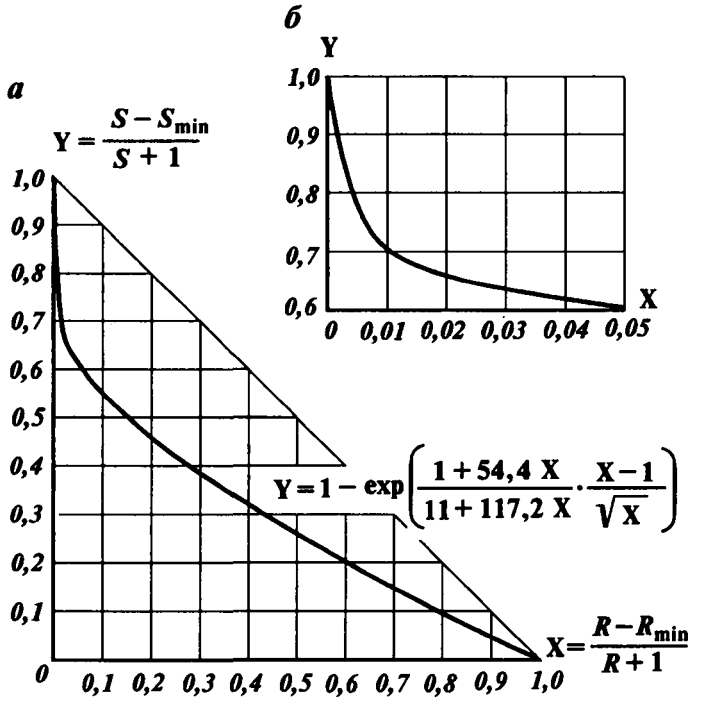


Рис. IV-34. График зависимости числа теоретических тарелок от флегмового числа по уравнению (IV. 79):
а — основной график; *б* — левая часть основного графика в крупном масштабе, обеспечивающая более точные расчеты

$N_{опт} = 1,70N_{min} + 0,70$.

Для определения места ввода питания в колонну используется приближенное соотношение:

$$\frac{N_к}{N_o} = \frac{N_к}{N - N_к} \approx \frac{N_{min.\,к}}{N_{min.\,o}} = \frac{N_{min.\,к}}{1 - N_{min.\,к}} , \qquad (IV.80)$$

где $N_к$, N_o — число теоретических тарелок соответственно в концентрационной и отгонной частях колонны; $N_{min.\,к}$, $N_{min.o}$ — то же, для режима $R \to \infty$.

Чтобы определить величины $N_{min.\,к}$ и $N_{min.o}$, используют уравнения (IV.67) и (IV.68) в пределах изменения концентраций от $(x_{i,W})$ до $(x^*_{i,F})$ для отгонной части колонны и от $(x^*_{i,F})$ до $(y_{i,D})$ для концентрационной части, а также от $(x_{i,W})$ до $(y_{i,D})$ для всей колонны.

Обычно для ввода сырья предусматривают до 5 точек вблизи сечения, определяемого уравнением (IV.80).

АНАЛИТИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ ЧИСЛА ТАРЕЛОК В КОЛОННЕ ПРИ РЕКТИФИКАЦИИ МНОГОКОМПОНЕНТНОЙ СМЕСИ

При допущении о постоянстве относительных летучестей и флегмовых чисел по высоте соответствующей части колонны можно для расчета ректификации многокомпонентной смеси получить уравнения, аналогичные уравнениям для бинарных смесей, воспользовавшись преобразованиями исходных уравнений рабочей линии и равновесия, введенными Андервудом.

Запишем уравнение рабочей линии для любого компонента смеси (в дальнейшем с целью упрощения записи уравнений индекс номера компонента будет опущен) в сечении между n-й и $(n+1)$-й тарелками:

$$y_n = \Phi x_{n+1} + (1 - \Phi)x_p .$$

Умножим левую и правую части уравнения рабочей линии на $\alpha/(\alpha - \theta)$ (где θ — пока неизвестный параметр, подлежащий определению) и просуммируем обе части уравнения по всем компонентам:

$$\sum \frac{\alpha y_n}{\alpha - \theta} = \Phi \sum \frac{\alpha x_{n+1}}{\alpha - \theta} + (1 - \Phi) \sum \frac{\alpha x_p}{\alpha - \theta} . \qquad (IV.81)$$

Выберем параметр θ таким образом, чтобы последнее слагаемое обратилось в единицу, т. е.

$$\sum \frac{\alpha x_p}{\alpha - \theta} = \frac{1}{1 - \Phi} . \qquad (IV.82)$$

Уравнение (IV. 82) будет иметь следующий вид для соответствующих частей колонны:

для концентрационной

$$\sum \frac{\alpha y_D}{\alpha-\theta} = R+1; \qquad \text{(IV.83)}$$

для отгонной

$$\sum \frac{\alpha x_W}{\alpha-\theta} = -\Pi. \qquad \text{(IV.84)}$$

С учетом уравнения (IV.82) уравнение (IV.81) примет вид

$$\sum \frac{\alpha y_n}{\alpha-\theta} = \Phi \sum \frac{\alpha x_{n+1}}{\alpha-\theta} + 1. \qquad \text{(IV.85)}$$

Перенеся единицу в левую часть уравнения (IV.81) и приняв во внимание, что $\sum y_n = 1$, получим

$$\sum \frac{\theta y_n}{\alpha-\theta} = \Phi \sum \frac{\alpha x_{n+1}}{\alpha-\theta}. \qquad \text{(IV.86)}$$

Параметр θ определяется из уравнений (IV.82) или (IV.83) и (IV.84) для соответствующей части колонны. Каждое из этих уравнений имеет столько корней θ, сколько компонентов в разделяемой смеси. Для любых двух корней θ, например θ_i и θ_j, уравнение (IV.86) можно записать следующим образом:

$$\left.\begin{aligned} \Phi \sum \frac{\alpha x_{n+1}}{\alpha-\theta_i} &= \theta_i \sum \frac{y_n}{\alpha-\theta_i}, \\ \Phi \sum \frac{\alpha x_{n+1}}{\alpha-\theta_j} &= \theta_j \sum \frac{y_n}{\alpha-\theta_j}. \end{aligned}\right\} \qquad \text{(IV.87)}$$

Разделим правые и левые части приведенных уравнений одну на другую

$$\frac{\sum \frac{\alpha x_{n+1}}{\alpha-\theta_i}}{\sum \frac{\alpha x_{n+1}}{\alpha-\theta_j}} = \frac{\theta_i}{\theta_j} \frac{\sum \frac{y_n}{\alpha-\theta_i}}{\sum \frac{y_n}{\alpha-\theta_j}}. \qquad \text{(IV.88)}$$

Чтобы исключить суммы, стоящие в правой части уравнения (IV.88), выполним соответствующие преобразования уравнения равновесия:

$$y_n = \frac{\alpha x_n}{\sum \alpha x_n}.$$

Умножим обе части уравнения равновесия на $1/(\alpha-\theta)$ и произведем суммирование по всем компонентам смеси:

$$\sum \frac{y_n}{\alpha-\theta} = \frac{1}{\sum \alpha x_n} \sum \frac{\alpha x_n}{\alpha-\theta}. \qquad \text{(IV.89)}$$

Выражение $\sum \alpha x_n$ вынесено за знак общей суммы, так как оно не зависит от индекса суммирования (номера компонента).

Для двух корней θ_i и θ_j из уравнения (IV.89) можем записать

$$\frac{\sum \frac{y_n}{\alpha-\theta_i}}{\sum \frac{y_n}{\alpha-\theta_j}} = \frac{\theta_i}{\theta_j} \frac{\sum \frac{\alpha x_n}{\alpha-\theta_i}}{\sum \frac{\alpha x_n}{\alpha-\theta_j}} . \qquad \text{(IV.90)}$$

Из уравнений (IV.88) и (IV.90) получим соотношение

$$\frac{\sum \frac{\alpha x_{n+1}}{\alpha-\theta_i}}{\sum \frac{\alpha x_{n+1}}{\alpha-\theta_j}} = \frac{\theta_i}{\theta_j} \frac{\sum \frac{x_n}{\alpha-\theta_i}}{\sum \frac{x_n}{\alpha-\theta_j}} . \qquad \text{(IV.91)}$$

По виду уравнение (IV.91) аналогично уравнению (IV.66), записанному для работы колонны при $R \to \infty$, в то время как уравнение (IV.91) справедливо для рабочего флегмового числа, т.е. $R < \infty$. Отношение корней θ_i/θ_j соответствует приведенной относительной летучести $\alpha^*_{i,j}$ компонентов i и j.

Для упрощения записи последующих уравнений введем функцию

$$E(x,\ \theta) = \sum \frac{\alpha x}{\alpha - \theta} .$$

Функция $E(x,\ \theta)$ является аналогом концентрации, но не самой концентрацией.

Тогда уравнение (IV.91) запишется в виде

$$\frac{E(x_{n+1},\ \theta_i)}{E(x_{n+1},\ \theta_j)} = \frac{\theta_i}{\theta_j} \frac{E(x_n,\ \theta_i)}{E(x_n,\ \theta_j)} .$$

Давая n целые значения от 0 до n-1, получим уравнение связи между числом теоретических тарелок и составами в двух произвольных сечениях колонны:

$$\frac{E(x_n,\ \theta_i)}{E(x_n,\ \theta_j)} = \left(\frac{\theta_i}{\theta_j}\right)^n \frac{E(x_0,\ \theta_i)}{E(x_0,\ \theta_j)} .$$

Отсюда определяется число теоретических тарелок n между двумя произвольными сечениями колонны (для концентрационной и отгонной частей в отдельности, так как корни θ и концентрации различны)

$$n = \frac{\lg \frac{E(x_n,\ \theta_i)\, E(x_0,\ \theta_j)}{E(x_0,\ \theta_i)\, E(x_n,\ \theta_j)}}{\lg \frac{\theta_i}{\theta_j}} .$$

Если в качестве одного из сечений, например, с номером ноль, выбрать сечение продуктового потока, то с учетом уравнения (IV.82) получим

$$n = \frac{\lg \frac{E\left(x_{n,}\ \theta_i\right)}{E\left(x_{n,}\ \theta_j\right)}}{\lg \frac{\theta_i}{\theta_j}}.$$

С учетом действия кипятильника (или парциального конденсатора) число теоретических тарелок в соответствующей части колонны $n = N + 1$ определится из уравнения

$$N+1 = \frac{\lg \frac{E\left(x',\theta_i\right)}{E\left(x',\theta_j\right)}}{\lg \frac{\theta_i}{\theta_j}}, \qquad \text{(IV.92)}$$

где x' — концентрация жидкости, стекающей с нижней тарелки верхней части колонны ($x' = x_1$) для концентрационной части колонны, или концентрация жидкости, поступающей на верхнюю тарелку нижней части колонны ($x' = x_m$) для отгонной части колонны.

Уравнение (IV.92) может быть использовано для расчета числа тарелок в концентрационной $N = N_к$ и отгонной $N = N_о$ частях колонны. При этом для концентрационной части можно приближенно принять $x' = x_1 \approx x_F^*$, а для отгонной части $x' = x_m \approx x_F^*$, уточняя их последующим расчетом.

В уравнении (IV.92) влияние состава ректификата или остатка проявляется через посредство корней в соответствии с уравнениями (IV.82) — (IV.84).

При практическом использовании приведенных уравнений полные составы ректификата и остатка обычно вначале определяют тем или иным приближенным методом, например, при $R \to \infty$, уточняя их затем в процессе расчета. При проверочных расчетах, когда полные составы ректификата и остатка известны, определяют N или R и проверяют их на соответствие фактическим данным.

ОСОБЕННОСТИ РАСЧЕТА СЛОЖНОЙ КОЛОННЫ ДЛЯ РЕКТИФИКАЦИИ МНОГОКОМПОНЕНТНОЙ СМЕСИ

Расчет сложной ректификационной колонны, разделяющей многокомпонентную смесь, требует специального подхода при составлении материальных балансов и определении составов потоков отдельных простых колонн, так как все потоки жестко взаимосвязаны.

Сложная колонна, представленная на рис. IV-31, состоит из трех простых колонн и соответствует их последовательному соединению по схеме, показанной на рис. IV-30, *б*. Эта сложная колонна предназначена для разделения на четыре продукта четырехкомпонентной смеси, в которой первый компонент соответствует НКК, а четвертый — ВКК.

Пары ректификата D_I первой колонны содержат компоненты 1—3 и примесь ВКК. Остаток первой колонны W_I в основном состоит из ВКК и содержит некоторое количество компонентов 1—3 в качестве примеси. В приближенных расчетах без большой погрешности принимают, что примесным компонентом в остатке является компонент 3, а содержанием компонентов 1 и 2 пренебрегают.

В колонну *II* из колонны *I* поступают пары ректификата D_I, состоящие из компонентов 1—3 с примесью ВКК. Кроме того, в колонну *II* поступают также пары орошения g_{II}, состоящие из компонентов 1—3 с примесью ВКК, а также пары G_{II} из стриппинг-секции, состоящие из компонентов 1—2 с примесью компонента 3, который в основном уходит с остатком W_{II} колонны *II*.

В результате процесса ректификации в колонне *II* получаются пары ректификата D_{II}, состоящие в основном из компонентов 1 и 2 с примесью компонента 3. Хотя в ректификате D_{II} может содержаться и компонент 4, его концентрация обычно мала и ею можно пренебречь. Остаток W_{II} колонны *II* в основном состоит из компонента 3 с примесью компонента 4, поступившего в колонну *II* вместе с ректификатом D_I, а также компонентов 1 и 2, из которых в основном присутствует компонент 2, имеющий более высокую температуру кипения, чем компонент 1. Поэтому во многих случаях при расчете колонны *II* содержанием компонента 1 в остатке W_{II} пренебрегают.

Из верха колонны *III* отбирают ректификат D_{III}, состоящий в основном из компонента 1 с примесью компонента 2, и остаток W_{III}, который в основном состоит из компонента 2 с примесью компонентов 1 и 3.

Рассмотрим уравнения материальных балансов для сложной колонны.

Материальный баланс для всей колонны по компоненту 1:

$$F_I x_{1,F_I} = D_{III} y_{1,D_{III}} + W_{III} x_{1,W_{III}} \ . \qquad \text{(IV.93)}$$

В уравнении (IV.93) нет потоков W_I и W_{II}, так как принято, что компонент 1 в них отсутствует.

Материальный баланс колонны по компонентам 1 и 2:

$$F_I \left(x_{1,F_I} + x_{2,F_I}\right) = D_{III} + W_{III}\left(1 - x_{3,W_{III}}\right) + W_{II} x_{2,W_{II}} \ . \qquad \text{(IV.94)}$$

В уравнении (IV.94) нет потока W_I, так как было принято, что компоненты 1 и 2 в нем отсутствуют.

Материальный баланс всей колонны по компонентам 1, 2 и 3:

$$F_I \sum_{i=1}^{3} x_{i,F_I} = D_{III} + W_{III} + W_{II}\left(1 - x_{4,W_{II}}\right) + W_I x_{3,W_I} \ .$$

Кроме того, общий материальный баланс колонны имеет вид

$$F_I = D_{III} + W_{III} + W_{II} + W_I \ .$$

При заданных качествах получаемых из сложной колонны продуктов концентрации $y_{1,D_{III}}$, $x_{1,W_{III}}$, $x_{3,W_{III}}$, $x_{2,W_{II}}$, $x_{4,W_{II}}$ и x_{3,W_I} известны; кроме того, известен поток сырья F_I и концентрации в нем всех компонентов. Таким образом, имеем систему четырех уравнений с четырьмя неизвестными (потоки D_{III}, W_{III}, W_{II} и W_I), которые и определяются.

Рассмотрим теперь колонну *I*. Выход ректификата этой колонны D_I определится из выражения

$$D_I = F_I - W_I = D_{III} + W_{III} + W_{II} .$$

Состав ректификата D_I можно найти следующим образом. В ректификате D_I масса ВКК (компонент 4) должна быть такой, какая допустима в остатке W_{II}, т.е. $W_{II}x_{4,W_{II}}$. Отсюда концентрация компонента 4 в парах ректификата D_I будет равна $W_{II}x_{4,W_{II}} / D_I$, а концентрация компонентов 1—3 составит

$$y_{D_I} = \sum_{i=1}^{3} y_{i,D_I} = 1 - \frac{W_{II}x_{4,W_{II}}}{D_I} .$$

Пары, покидающие колонну *I*, состоят из паров ректификата и сопровождающих их паров орошения g_{II}, т.е.

$$G_{F_{II}} = D_I + g_{II} .$$

Чтобы определить суммарную концентрацию компонентов 1—3 во флегме, примем, что содержание компонента 4 в потоке паров G'_{II} ничтожно мало. Тогда получим концентрацию компонента 4 в жидкости $g'_{II} = W_{II} + G'_{II}$, а следовательно, и в орошении g_{II}

$$x_{4,II} = \frac{W_{II}x_{4,W_{II}}}{W_{II} + G'_{II}} = \frac{W_{II}x_{4,W_{II}}}{g'_{II}} .$$

Таким образом, концентрация x_{II} компонентов 1—3 во флегме g_{II} будет равна

$$x_{II} = 1 - \frac{W_{II}x_{4,W_{II}}}{W_{II} + G'_{II}} = 1 - \frac{W_{II}x_{4,W_{II}}}{g'_{II}} .$$

Концентрация y_I тех же компонентов в потоке $G_{F_{II}} = D_I + g_{II}$ определится из уравнения

$$y_I = \frac{D_I\left(1 - \frac{W_{II}x_{4,W_{II}}}{D_I}\right) + g_{II}\left(1 - \frac{W_{II}x_{4,W_{II}}}{W_{II} + G'_{II}}\right)}{D_I + g_{II}}$$

или

$$y_I = 1 - \frac{W_{II} x_{4,W_{II}} \left(g_{II} + G'_{II} + W_{II} \right)}{\left(D_I + g_{II} \right)\left(W_{II} + G'_{II} \right)} = 1 - \frac{W_{II} x_{4,W_{II}}}{D_I + g_{II}} \left(1 + \frac{g_{II}}{g'_{II}} \right) .$$

Для определения концентраций y_I и x_{II} необходимо предварительно выбрать потоки g_{II} и G'_{II}. Последующим расчетом их можно скорректировать.

Число тарелок в колонне *I* выбирается с таким расчетом, чтобы обеспечить получение паров состава y_I. Аналогично определяются составы потоков для колонн *II* и *III*.

Следует отметить одну важную особенность работы сложной колонны. Если проследить, как изменяются при переходе от первой простой колонны к следующим потоки ректификата и орошения, то можно обнаружить, что в каждой последующей колонне (см. рис. IV-31, колонны *I*, *II*, *III*) поток ректификата убывает, тогда как поток орошения в том же направлении, наоборот, возрастает.

Увеличение потока флегмы от колонны *I* к колонне *III* объясняется тем, что колонны, расположенные выше, должны иметь такое количество флегмы, которое было бы достаточно не только для данной колонны, но и для колонн, расположенных ниже. Такое взаимно противоположное изменение количества ректификата и орошения в сложной колонне обусловливает резкое изменение флегмового числа, которое может уменьшаться в несколько раз при переходе от вышерасположенной простой колонны к нижерасположенным.

Значительно уменьшается также суммарная концентрация низкокипящих компонентов в парах, поступающих в вышерасположенные колонны, что обусловливается тем, что эти пары в значительной своей части состоят из паров орошения, в которых содержание НКК относительно невелико. Вместе с тем это существенно облегчает работу отпарных секций, что особенно важно в случае, когда отпаривание НКК производится без подвода тепла, а только за счет подачи в отпарные секции водяного пара. Низкая концентрация НКК в парах, поступающих на ректификацию данной секции сложной колонны, осложняет работу концентрационных частей колонны, однако это обстоятельство компенсируется высоким флегмовым числом.

Для расчета простых колонн, входящих в состав сложной колонны, также могут быть использованы методы расчета, изложенные ранее, с привлечением упрощающих допущений, упомянутых в данном разделе. При этом надо иметь в виду ту особенность, что питанием вышерасположенных колонн (*II* и *III*) служат пары, поступающие из нижерасположенных колонн (*I* и *II*) и из стриппинг-секций данной колонны (см. рис. IV-31 и IV-32). В общем случае расчет выполняется на ЭВМ с привлечением итерационных методов.

ОСОБЕННОСТИ РАБОТЫ СЛОЖНОЙ КОЛОННЫ С ПРОМЕЖУТОЧНЫМ ОРОШЕНИЕМ

Как было показано выше, сложная колонна, представляющая собой систему последовательно соединенных простых колонн, характеризуется той особенностью, что для каждой простой колонны в направ-

лении движения паров поток ректификата уменьшается, а поток флегмы увеличивается. По этой причине последние по ходу паров простые колонны работают с большими флегмовыми числами g/D, а первые, наоборот, с малыми.

Чтобы уменьшить разницу во флегмовых числах колонн, расположенных как выше, так и ниже, а также регенерировать часть тепла, в промышленности получила распространение схема работы сложной колонны с *промежуточным циркуляционным орошением* (ПЦО). Такая схема организации промежуточного циркуляционного орошения на верху колонны *II* дана на рис. IV-32.

Подобная схема работы колонны позволяет:

1) увеличить регенерацию тепла (в промежуточном сечении, где осуществляется циркуляционное орошение, температура потока $t_{ц1}$ выше температуры верха колонны, хотя количество тепла, которое можно регенерировать в этом сечении, меньше, чем в верхнем сечении);

2) уменьшить количество паров, поднимающихся в расположенную выше простую колонну, и, следовательно, уменьшить ее диаметр;

3) уменьшить тепловую нагрузку конденсатора – холодильника в верху колонны вследствие сокращения количества орошения в этой части колонны.

Однако при промежуточном циркуляционном орошении проявляются два отрицательных момента:

1) уменьшается флегмовое число в вышерасположенной колонне (см. рис. IV-31, колонна *III*), что должно быть скомпенсировано некоторым увеличением числа тарелок в колонне;

2) увеличивается концентрация НКК в парах $G_{m,III}$, поступающих в колонну *III*, а следовательно, и в жидкости g'_m, перетекающей в отпарную секцию колонны *III*, что осложняет работу этой секции.

Количество промежуточного циркуляционного орошения может изменяться в сравнительно широких пределах. В соответствии с этим изменяется и масса флегмы g_{III}, перетекающей в качестве орошения в колонну *II* из колонны *III*. Масса этой флегмы будет максимальной при отсутствии ПЦО. С увеличением количества циркуляционного орошения масса флегмы g_{III} уменьшается. Очевидно, максимальный отвод тепла ПЦО соответствует такому режиму работы, когда масса флегмы $g_{III} = 0$, т.е. когда все тепло, необходимое для образования орошения колонны *II*, отводится с помощью ПЦО. В этом случае из колонны *II* поступают пары, масса которых равна массе ректификата этой колонны без сопровождающих паров орошения.

Таким образом, ПЦО выполняет роль парциального конденсатора, установленного в промежуточном сечении колонны.

Количество тепла, отводимое ПЦО в соответствующем сечении колонны, обосновывается расчетом для каждого конкретного случая. Подобное циркуляционное орошение может быть осуществлено в соответствующем сечении верхней части простой колонны. Однако следует учитывать, что, чем ниже расположена данная простая колонна, тем меньше флегмовое число и меньше ресурсы тепла, которое может быть регенерировано с помощью промежуточного циркуляционного орошения.

Таким образом, чем ниже расположена простая колонна, тем меньше эффект от организации ПЦО, хотя с точки зрения температуры потока, тепло которого используется, применение ПЦО в нижних колоннах является более целесообразным.

Эффективность организации промежуточного циркуляционного орошения зависит также от соотношения между выходами ректификата и остатка расположенной выше колонны, а также от относительной массы паров G'_{III}/W_{III}, которые поднимаются из отгонной части колонны, расположенной выше сечения, где организуется ПЦО.

ГЛАВА V АЗЕОТРОПНАЯ И ЭКСТРАКТИВНАЯ РЕКТИФИКАЦИЯ

ОСОБЕННОСТИ РЕКТИФИКАЦИИ БЛИЗКОКИПЯЩИХ И АЗЕОТРОПНЫХ СМЕСЕЙ

Легкость разделения компонентов при ректификации определяется величиной коэффициента относительной летучести α, который для идеальных растворов определяется как отношение давления насыщенных паров разделяемых компонентов:

$$\alpha = P_1 / P_2 .$$

Для близкокипящих компонентов давления их насыщенных паров сближаются, что приводит к уменьшению значения α. При $\alpha < 1{,}05$ разделение таких смесей обычной ректификацией становится затруднительным, так как при этом требуется большое число теоретических тарелок и большое флегмовое число.

Если компоненты образуют азеотропную смесь, т.е. смесь, кипящую при определенной температуре (см. гл. II) и имеющую $\alpha = 1$, применение обычной ректификации не позволяет разделить смесь на индивидуальные компоненты. В этом случае при любом составе исходной смеси, подвергаемой ректификации, в качестве одного из компонентов будет выступать азеотроп.

Таким образом, при достаточно большом числе тарелок и флегмовом числе смесь близкокипящих компонентов может быть разделена обычной ректификацией, тогда как разделение смеси, образующей азеотроп, этим методом вообще невозможно.

Влияние величины коэффициента относительной летучести на необходимое число теоретических тарелок в ректификационной колонне при различной четкости разделения иллюстрируется кривыми, приведенными на рис. V-1.

Четкость разделения можно охарактеризовать величиной фракционирующего фактора E, определяемого через концентрации продуктовых потоков колонны:

$$E = \frac{y_{D,1} x_{W,2}}{y_{D,2} x_{W,1}}.$$

Из приведенных на рис. V-1 кривых видно, что при данной четкости разделения число теоретических тарелок весьма быстро увеличивается в области $\alpha < 1{,}2$. Так, например, при $E = 10$ уменьшение величины α от 1,2 до 1,03 приводит к необходимости иметь в колонне 120 теоретических тарелок вместо 13.

На величину коэффициента относительной летучести можно воздействовать путем изменения давления в системе, о чем говорилось ранее.

Для ряда смесей величина коэффициента относительной летучести может быть увеличена путем добавления к исходной смеси третьего компо-

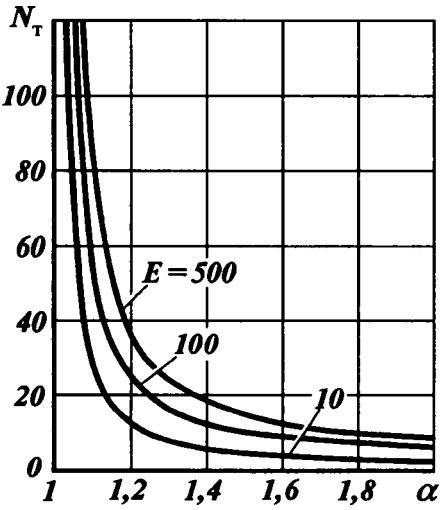


Рис. V-1. Зависимость числа теоретических тарелок $N_т$ в колонне от величины коэффициента относительной летучести α при бесконечном флегмовом числе и различной величине фракционирующего фактора *E*

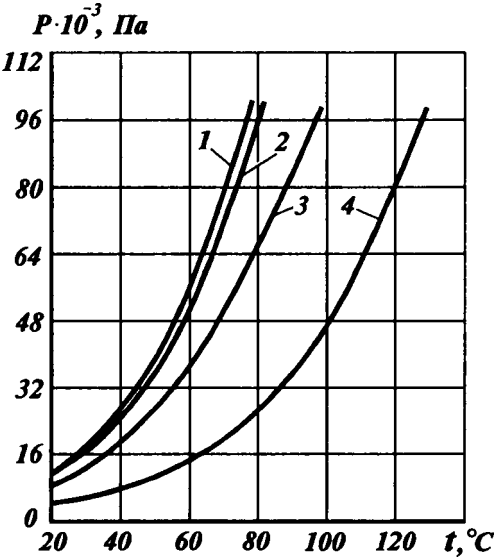


Рис. V-2. Кривые зависимости давления насыщенных паров от температуры:
1 — бензол; *2* — циклогексан; *3* — смесь циклогексана с анилином [80 % (мол.)]; *4* — смесь бензола с анилином [80 % (мол.)]

нента, называемого разделяющим агентом. Этот специально добавляемый компонент обладает различной растворимостью по отношению к разделяемым компонентам, что позволяет изменять относительную летучесть разделяемых компонентов за счет различного воздействия разделяющего агента на их коэффициенты активности.

В общем случае для смесей, отклоняющихся от законов идеальных растворов, величина коэффициента относительной летучести определяется из выражения

$$\alpha = \frac{P_1 \gamma_1}{P_2 \gamma_2},$$

где γ_1 и γ_2 — коэффициенты активности разделяемых компонентов.

В присутствии разделяющего агента разделяемые компоненты вследствие их различной растворимости по-разному отклоняются от законов идеальных растворов и отношение коэффициентов активности этих компонентов γ_1/γ_2 может существенно отличаться от единицы. Поэтому даже в случае одинакового давления насыщенных паров разделяемых компонентов ($P_1/P_2 \approx 1$) величина коэффициента относительной летучести α может значительно отличаться от единицы.

На рис. V-2 приведены кривые, характеризующие давления насыщенных паров бензола и циклогексана в чистом виде, а также в смеси каждого из них с анилином, который служит разделяющим агентом.

Из приведенных данных видно, что без добавки анилина давления насыщенных паров бензола и циклогексана близки между собой ($\alpha \approx 1$), что практически исключает разделение этих компонентов обычной ректификацией. В присутствии разделяющего агента (анилина) давления паров циклогексана и бензола существенно различаются, при этом циклогексан, как менее растворимый в анилине, имеет значительно большее давление насыщенных паров, чем бензол, который хорошо растворяется в анилине. Поэтому в присутствии анилина смесь бензола и циклогексана разделяется достаточно легко, при этом циклогексан ведет себя как НКК, а бензол — как ВКК.

Подобное же явление можно наблюдать для смеси различных углеводородов, содержащих четыре атома углерода в молекуле и входящих в состав бутан-бутиленовой фракции. Ниже приведен порядок расположения упомянутых углеводородов по их относительным летучестям при использовании фурфурола в качестве разделяющего агента, а также в его отсутствие:

В отсутствие фурфурола	В присутствии фурфурола
Изобутан	Изобутан
Изобутен	*н*-Бутан
1-Бутен	Изобутен
1,3-Бутадиен	1-Бутен
н-Бутан	*транс*-2-Бутен
транс-2-Бутен	*цис*-2-Бутен
цис-2-Бутен	1,3-Бутадиен

Из приведенных данных следует, что добавление фурфурола приводит к перераспределению относительных летучестей компонентов, что позволяет более легко разделить те или иные компоненты смеси, например изобутан и изобутен.

Ректификация в присутствии разделяющего агента применяется при разделении близкокипящих смесей ароматических, парафиновых и нафтеновых углеводородов (например, отделение бензола, толуола и ксилолов от парафиновых и нафтеновых углеводородов), парафиновых и непредельных углеводородов (выделение изо- и нормального бутанов из смеси с бутенами и бутадиенами) и т.д.

При существенном различии коэффициентов активности γ_1 и γ_2 более летучим может оказаться компонент, имеющий более высокую температуру кипения.

В зависимости от летучести разделяющего агента по отношению к летучестям разделяемых компонентов процесс разделения осуществляется в виде *азеотропной или экстрактивной ректификации.*

Азеотропная ректификация заключается в осуществлении процесса ректификации в присутствии разделяющего агента, образующего с компонентами разделяемой смеси один или несколько азеотропов, которые преимущественно отбираются в виде ректификата. В качестве кубового остатка отбирается один компонент или смесь компонентов с минимальным содержанием разделяющего агента.

При экстрактивной ректификации применяется разделяющий агент, относительная летучесть которого низка по сравнению с компонентами разделяемой смеси. Поэтому в процессе экстрактивной ректификации практически весь разделяющий агент отводится с кубовым продуктом. В ректификат обычно переходит незначительное количество разделяющего агента.

Образование азеотропных смесей разделяющего агента с компонентами разделяемой смеси нежелательно, если мы хотим избежать значительного загрязнения ректификата разделяющим агентом. Процесс образования такой азеотропной смеси, разделяющего агента с компонентом, отбираемым в ректификат, которая затем легко разделяется, например, расслаиванием, получил название *азеотропно-экстрактивной ректификации.*

Применение азеотропной и экстрактивной ректификации в промышленности определяется в основном экономическими показателями процесса. Эксплуатационные затраты на ректификацию с разделяющим агентом в значительной степени зависят от относительного количества разделяющего агента, циркулирующего в системе, и затрат на его регенерацию.

С увеличением удельного расхода разделяющего агента возрастают энергозатраты на нагрев и перекачку, а при азеотропной ректификации — на испарение разделяющего агента и его конденсацию.

Расход разделяющего агента зависит главным образом от состава сырья. Так, при азеотропной ректификации расход разделяющего агента увеличивается с повышением в сырье концентрации тех компонентов, которые отбираются в ректификат. При экстрактивной ректификации, наоборот, расход разделяющего агента возрастает при повышении в сырье концентрации компонентов, отбираемых в виде кубового продукта.

Разделяющий агент, используемый при азеотропной и экстрактивной ректификации, должен удовлетворять следующим основным требованиям:

1) обеспечивать возможно большее повышение коэффициента относительной летучести разделяемых компонентов;

2) сравнительно легко регенерироваться;

3) хорошо растворять разделяемые компоненты, чтобы исключить расслаивание жидкой фазы при температурном режиме в колонне, поскольку это может привести к ухудшению процесса разделения;

4) быть термически стабильным, не вступать в химическую реакцию с компонентами смеси, не вызывать коррозии аппаратуры, не быть токсичным, иметь невысокую стоимость.

Применяемые в промышленности разделяющие агенты только в той или иной степени удовлетворяют перечисленным требованиям. При разделении парафиновых и ароматических углеводородов с помощью азеотропной ректификации в качестве разделяющего агента применяют метанол, этанол, метилэтилкетон и др., а при экстрактивной ректификации — фенол, фурфурол и др.

ВЛИЯНИЕ КОНЦЕНТРАЦИИ РАЗДЕЛЯЮЩЕГО АГЕНТА И ТЕМПЕРАТУРЫ СИСТЕМЫ НА ВЕЛИЧИНУ КОЭФФИЦИЕНТА ОТНОСИТЕЛЬНОЙ ЛЕТУЧЕСТИ

Величины коэффициентов активности γ и относительной летучести α зависят от свойств компонентов, концентрации разделяющего агента и температуры (давления) системы.

Коэффициенты активности компонентов зависят от концентраций компонентов. В соответствии с уравнением Дюгема — Маргулеса эта зависимость может быть представлена следующим образом:

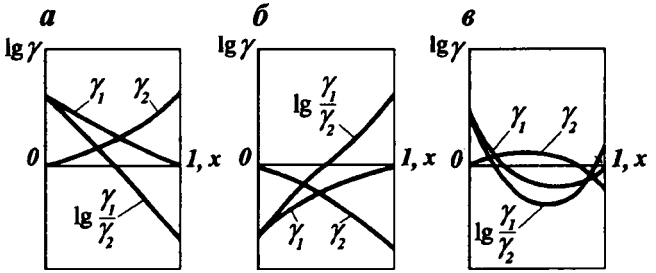


Рис. V-3. Зависимости коэффициентов активности и их отношения от состава бинарной смеси:
а — положительное отклонение от закона Рауля; *б* — отрицательное отклонение от закона Рауля; *в* — промежуточный случай

$$\frac{d\lg\gamma_1}{dx} = -\frac{1-x}{x}\cdot\frac{d\lg\gamma_2}{dx}.$$

Из этого уравнения видно, что наклоны кривых $\lg\gamma_1 = f_1(x)$ и $\lg\gamma_2 = f_2(x)$ имеют разные знаки.

На рис. V-3 приведены зависимости коэффициентов активности и их отношения от состава бинарной смеси. При концентрации компонента равной единице коэффициент его активности равен единице, а $\lg\gamma = 0$. Могут встретиться и более сложные зависимости $\lg\gamma = f(x)$, например имеющие экстремальные точки. Однако такие системы на практике встречаются редко.

С увеличением концентрации разделяющего агента в жидкой фазе коэффициент относительной летучести и отношение коэффициентов активности разделяемых компонентов обычно растут (см. рис. V-3 и рис. V-4).

На рис. V-4 приведены кривые равновесия фаз для смеси метилциклогексан-толуол при различных концентрациях разделяющего агента — фенола. Составы жидкой и паровой фаз даны для смеси метилциклогексана и толуола без учета присутствия разделяющего агента (фенола).

С повышением концентрации фенола в жидкой фазе кривая равновесия фаз становится более выпуклой вследствие увеличения коэффициента относительной летучести.

На величины коэффициентов активности и относительной летучести изменение температуры влияет неодинаково. В большинстве случаев понижение температуры приводит к увеличению коэффициентов активности и относительной летучести.

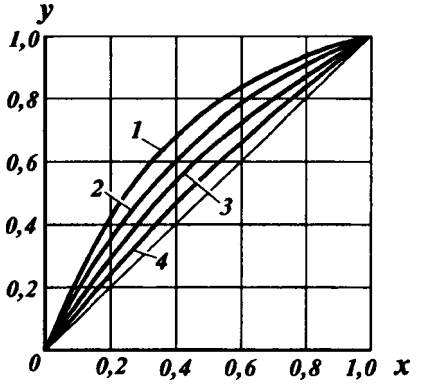


Рис. V-4. Кривые равновесия фаз смеси метилциклогексан-толуол при различных концентрациях фенола (% масс.):
1 — 75; *2* — 50; *3* — 25; *4* — 0

Если с понижением температуры величина коэффициента относительной летучести смеси уменьшается, например, для смеси метилциклогексан-гептан, то эта же закономерность сохраняется в присутствии разделяющего агента.

Изменение температуры системы обусловливает соответствующее изменение давления. В ряде случаев путем изменения температуры (давления) удается перевести систему (включая азеотропные смеси) в область больших коэффициентов относительной летучести.

Сложность расчета колонн для азеотропной и экстрактивной ректификации в первую очередь связана с трудностью расчета фазового равновесия систем, существенно отклоняющихся от законов идеальных растворов. В остальном расчет базируется на тех же основных закономерностях (см. гл. IV).

ПРИНЦИПИАЛЬНЫЕ СХЕМЫ АЗЕОТРОПНОЙ И ЭКСТРАКТИВНОЙ РЕКТИФИКАЦИИ

Изложенные особенности процессов азеотропной и экстрактивной ректификации определяют различия их технологического оформления, связанные главным образом с регенерацией разделяющего агента.

При азеотропной ректификации разделяющий агент выводится в виде азеотропных смесей, поэтому его регенерация может вызвать определенные затруднения. В этой связи для азеотропной ректификации стараются использовать разделяющие агенты, которые обладают ограниченной растворимостью в компонентах, отбираемых в ректификат. Тогда отделение разделяющего агента от целевых компонентов может быть выполнено путем расслаивания охлажденного ректификата. Один слой представляет собой разделяющий агент, возвращаемый в колонну, второй слой — обогащенный целевым компонентом раствор с примесью разделяющего агента. Разделяющий агент может быть выделен во второй колонне в виде азеотропа, который после конденсации и охлаждения направляется на расслаивание. Из низа колонны получают практически чистый целевой компонент.

На рис. V-5 приведена схема установки для азеотропной ректификации в случае, когда разделяющий агент и целевые компоненты, отбираемые в ректификат, образуют расслаивающую систему.

Исходная смесь с разделяющим агентом подается в колонну *1*, где высококипящие компоненты отбираются в виде кубового продукта. Азеотропная смесь после конденсации в конденсаторе *2* и охлаждения в холодильнике *3* поступает в расслаиватель *4*, из которого один поток (в основном разделяющий агент) возвращается в колонну *1*, а второй (смесь низкокипящих компонентов и разделяющего агента) направляется в регенерационную колонну *5*. Из колонны *5* низкокипящие компоненты отбираются в виде кубового продукта, а разделяющий агент в виде азеотропа, который после конденсации в конденсаторе *2'* и охлаждения в холодильнике *3'* направляется в расслаиватель *4*.

Таким образом, разделяющий агент рециркулирует через верхние части обеих колонн и расслаиватель *4*.

В процессе экстрактивной ректификации применяется малолетучий разделяющий агент, поэтому его регенерация обычно осуществляется без затруднений путем обычной ректификации. Разделяющий агент отбирается в виде кубового продукта и вновь подается в колонну экстрактивной ректификации.

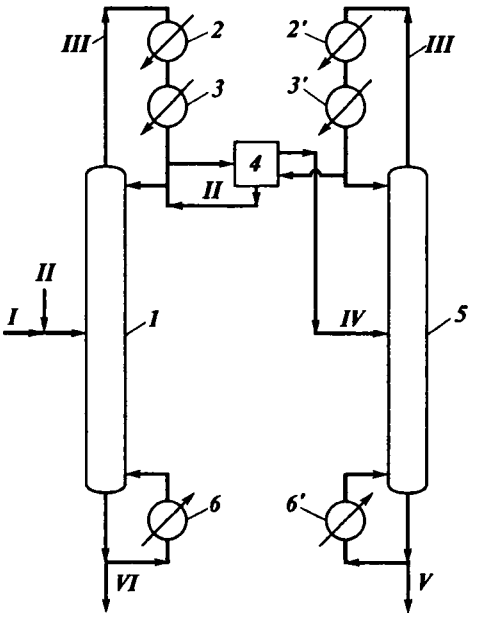


Рис. V-5. Схема установки для азеотропной ректификации:
1 — колонна для азеотропной ректификации; *2, 2'* — конденсаторы; *3, 3'* — холодильники; *4* — расслаиватель; *5* — колонна для регенерации разделяющего агента; *6, 6'* — кипятильники. Потоки: *I* — исходная смесь; *II* — разделяющий агент; *III* — азеотроп; *IV* — смесь низкокипящих компонентов и разделяющего агента; *V* — низкокипящий компонент; *VI* — высококипящий компонент

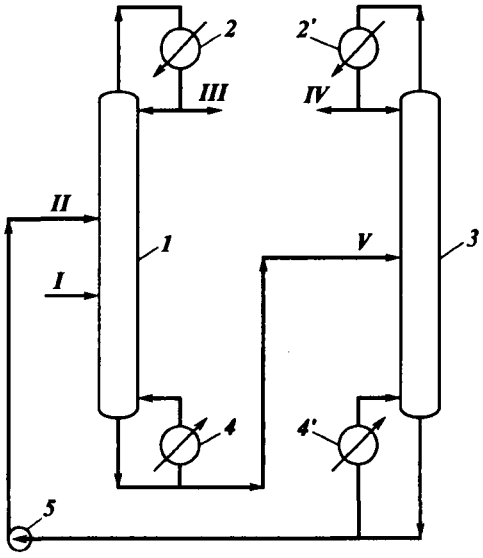


Рис. V-6. Схема установки для экстрактивной ректификации:
1 — колонна для экстрактивной ректификации; *2, 2'* — конденсаторы; *3* — колонна для регенерации разделяющего агента; *4, 4'* — кипятильники; *5* — насос. Потоки: *I* — исходная смесь; *II* — разделяющий агент; *III* — низкокипящий компонент; *IV* — высококипящий компонент; *V* — смесь высококипящих компонентов и разделяющего агента

На рис. V-6 приведена схема установки для экстрактивной ректификации. Разделяющий агент подается в верхнюю часть колонны *1*, из которой низкокипящие компоненты отбираются в виде ректификата. Кубовый продукт — смесь высококипящих компонентов и разделяющего агента направляется в колонну *3*, из которой высококипящие компоненты отбираются в виде ректификата. Разделяющий агент, отбираемый в виде кубового продукта, возвращается насосом *5* в колонну *1*.

Разделение бинарных азеотропных смесей на основе перераспределения областей концентраций азеотропа. Если смесь двух компонентов образует азеотроп, то при ректификации такой смеси можно выделить в одной колонне один из компонентов и азеотроп, а в другой колонне — второй компонент и азеотроп того же состава.

Иногда состав азеотропной смеси заметно изменяется при изменении давления; это обстоятельство можно использовать для разделения азеотропа на составляющие компоненты.

На рис. V-7 приведены равновесные кривые для смесей двух компонентов *a* и *w*, образующих азеотропную смесь с минимумом температуры кипения при давлении π_1 (рис. V-7, *а*) и с максимумом температуры кипения при давлении π_2 (рис. V-7, *б*). Из приведенных кривых видно, что со-

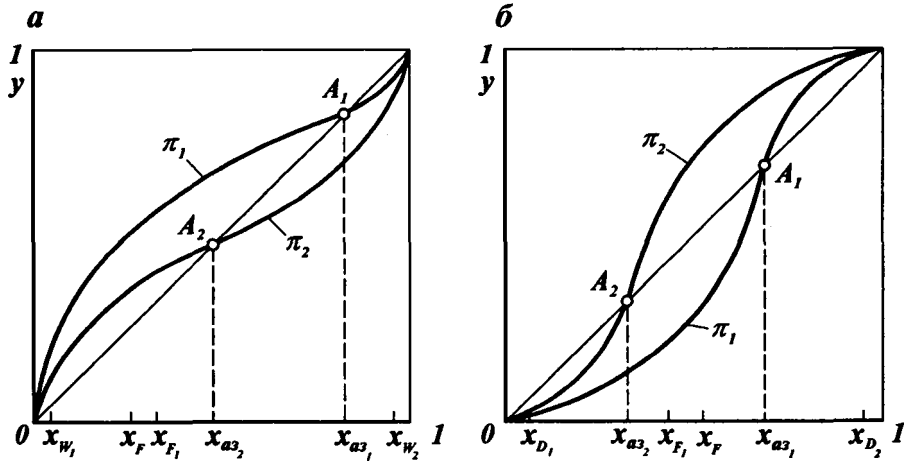


Рис. V-7. Области концентраций на диаграмме $x - y$ в случае разделения азеотропной смеси при двух разных давлениях:
а — для компонентов, образующих азеотропную смесь с минимумом температуры кипения; *б* — то же, с максимумом

став азеотропной смеси $x_{аз_1}$ при давлении π_1 существенно отличается от состава азеотропной смеси $x_{аз_2}$ при давлении π_2. При этом вся площадь диаграммы x–y разделяется на две области, в одной из которых может быть выделен компонент w и смесь близкого к азеотропному состава $x_{аз_1}$ при давлении π_1, а в другой — компонент a и смесь близкого к азеотропному состава $x_{аз_2}$ при давлении π_2.

На рис. V-8 приведены технологические схемы ректификации азеотропной смеси при двух разных давлениях.

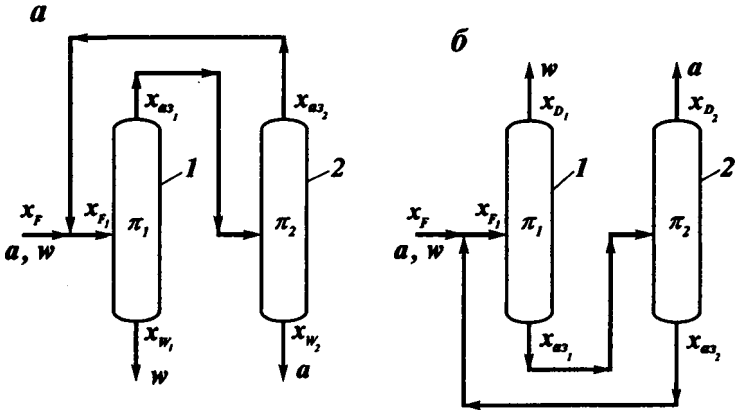


Рис. V-8. Принципиальные технологические схемы разделения азеотропной смеси при двух разных давлениях:
а — для смеси с минимумом температуры кипения; *б* — то же, с максимумом; *1, 2* — колонны

Рассмотрим разделение азеотропной смеси с минимумом температуры кипения. Исходная смесь компонентов *a* и *w* поступает в ректификационную колонну *1*, работающую под давлением π_1. В этой колонне выделяется компонент *w* в виде нижнего продукта состава x_{W_1} и смесь близкого к азеотропному состава $x_{аз_1}$ в виде дистиллята, который подается в колонну *2*, работающую под давлением π_2. В колонне *2* азеотропная смесь состава $x_{аз_1}$ разделяется на компонент *a*, выводимый из колонны в виде нижнего продукта, и смесь близкого к азеотропному состава $x_{аз_2}$, отбираемую из колонны *2* в виде дистиллята. Последний смешивается с исходным сырьем x_F, образуя смесь состава x_{F_1}, которая в конечном итоге служит сырьем колонны *1*.

При разделении азеотропной смеси с максимумом температуры кипения исходная смесь состава x_F подается в ректификационную колонну *1*, работающую под давлением π_1. Здесь смесь разделяется на компонент *w*, выводимый в виде дистиллята, и смесь близкого к азеотропному состава $x_{аз_1}$, отбираемую в виде нижнего продукта. Последний поступает на разделение в колонну *2*, работающую под давлением π_2, в которой получают компонент *a* в виде верхнего продукта и смесь близкого к азеотропному состава $x_{аз_2}$ в виде нижнего продукта. Эту азеотропную смесь смешивают с исходным сырьем, получая смесь состава x_{F_1}, которая и является окончательным сырьем колонны *1*.

Определение параметров процесса ректификации производят методами, изложенными в гл. IV.

ГЛАВА VI АБСОРБЦИЯ И ДЕСОРБЦИЯ

ФИЗИЧЕСКАЯ СУЩНОСТЬ ПРОЦЕССА АБСОРБЦИИ

Абсорбция — процесс избирательного поглощения компонентов газовой смеси жидким поглотителем (абсорбентом). Процесс абсорбции происходит в том случае, когда парциальное давление извлекаемого компонента в газовой смеси выше, чем в жидком абсорбенте, вступающем в контакт с этим газом, т.е. для протекания абсорбции необходимо, чтобы газ и абсорбент не находились в состоянии равновесия. Различие в парциальном давлении извлекаемого компонента в газе и жидкости является той движущей силой, под действием которой происходит поглощение

(абсорбция) данного компонента жидкой фазой из газовой фазы. Чем больше эта движущая сила, тем интенсивнее переходит этот компонент из газовой фазы в жидкую.

По своей природе различают два вида абсорбции: *физическую*, при которой извлечение компонентов из газа происходит благодаря их растворимости в абсорбентах и *химическую* (*хемосорбцию*), основанную на химическом взаимодействии извлекаемых компонентов с активной частью абсорбента. Скорость физической абсорбции определяется диффузионными процессами, скорость хемосорбции зависит от скорости диффузии и химической реакции.

Поглощение компонентов газовой смеси при абсорбции сопровождается выделением тепла, величина которого пропорциональна массе и теплоте растворения q_A поглощенных компонентов.

Процесс абсорбции обратимый, поэтому он используется не только для получения растворов газов в жидкостях, но и для разделения газовых смесей. При этом после поглощения одного или нескольких компонентов газа из газовой смеси необходимо произвести выделение из абсорбента поглощенных компонентов т.е. *десорбцию*.

При выборе абсорбента учитывают состав разделяемого газа, давление и температуру процесса, производительность установки. Выбор абсорбента определяется также его селективностью, поглотительной способностью, коррозионной активностью, стоимостью, токсичностью и другими факторами.

В нефтяной и газовой промышленности процесс абсорбции применяется для разделения, осушки и очистки углеводородных газов. Из природных и попутных нефтяных газов путем абсорбции извлекают этан, пропан, бутан и компоненты бензина; абсорбцию применяют для очистки природных газов от кислых компонентов — сероводорода, используемого для производства серы, диоксида углерода, серооксида углерода, сероуглерода, тиолов (меркаптанов) и т.п.; с помощью абсорбции также разделяют газы пиролиза и каталитического крекинга и осуществляют санитарную очистку газов от вредных примесей.

В качестве абсорбентов при разделении углеводородных газов используют бензиновые или керосиновые фракции, а в последние годы и газовый конденсат, при осушке — диэтиленгликоль (ДЭГ) и триэтиленгликоль (ТЭГ). Для абсорбционной очистки газов от кислых компонентов применяют *N*-метил-2-пирролидон, гликоли, пропиленкарбонат, трибутилфосфат, метанол; в качестве химического поглотителя используются моно- и диэтаноламины.

В отличие от ректификации процесс абсорбции протекает в основном однонаправленно, т.е. абсорбент можно считать практически нелетучим. В случае абсорбции многокомпонентной газовой смеси на некоторой ее стадии отдельные компоненты могут вытесняться другими поглощаемыми компонентами. В результате наряду с процессом абсорбции будет протекать процесс частичной десорбции некоторых компонентов, что приведет к распределению компонентов между газовой и жидкой фазами, обусловленному обоими указанными процессами.

ОСНОВНОЕ УРАВНЕНИЕ МАССОПЕРЕДАЧИ ПРИ АБСОРБЦИИ

Абсорбция (десорбция) — диффузионный процесс, в котором участвуют две фазы: газовая и жидкая. Движущей силой процесса абсорбции (десорбции) является разность парциальных давлений поглощаемого компонента в газовой и жидкой фазах, который стремится перейти в ту фазу, где его концентрация меньше, чем это требуется по условию равновесия.

Обозначим парциальное давление поглощаемого компонента в газовой фазе через $p_г$, а парциальное давление того же компонента в газовой фазе, находящейся в равновесии с абсорбентом, через $p_р$. Если $p_г > p_р$, то компонент газа переходит в жидкость, т.е. протекает процесс абсорбции (рис. VI-1, *а*). Если $p_г < p_р$, то поглощенные компоненты газа переходят из абсорбента в газовую фазу, т.е. осуществляется процесс десорбции (рис. VI-1, *б*).

Чем больше величина $p_г - p_р$, тем интенсивнее осуществляется переход компонента из газовой фазы в жидкую. При приближении системы к состоянию равновесия движущая сила уменьшается и скорость перехода компонента из газовой фазы в жидкую замедляется.

Поскольку парциальное давление компонента пропорционально его концентрации, то движущая сила процесса абсорбции или десорбции может быть выражена также через разность концентраций компонента в газовой $\Delta y = y - y_р$ или жидкой фазе $\Delta x = x_р - x$.

Количество вещества M, поглощаемого в единицу времени при абсорбции или выделяемого при десорбции, прямо пропорционально поверхности контакта газовой и жидкой фаз F, движущей силе процесса и коэффициенту пропорциональности K, зависящему от гидродинамического режима процесса и физико-химических свойств системы.

Уравнение массопередачи при абсорбции можно записать в виде

$$M = K_р F(p_г - p_р) = K_y F(y - y_р) = K_x F(x_р - x) \qquad \text{(VI.1)}$$

или

$$K_р(p_г - p_р) = K_y(y - y_р) = K_x(x_р - x).$$

Коэффициент K называется *коэффициентом массопередачи при абсорбции* и характеризует массу вещества, переданную в единицу времени через единицу поверхности контакта фаз при движущей силе, равной единице.

Единица измерения величины K зависит от единиц измерения составляющих, входящих в уравнение (VI.1). Так, например, если измерять массу поглощенного компонента в кг/ч, поверхность контакта фаз в м^2, а движущую силу процесса абсорбции в МПа, то из уравнения (VI.1) получим единицу измерения K в кг/(м^2 · МПа · ч).

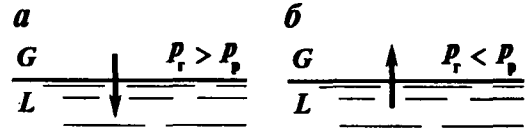


Рис. VI-1. Схема переноса компонентов при контакте газа с абсорбентом

ПРИНЦИПИАЛЬНЫЕ СХЕМЫ АБСОРБЦИОННЫХ УСТАНОВОК

В промышленности процессы абсорбции и десорбции обычно осуществляются на одной установке, обеспечивающей непрерывную регенерацию и циркуляцию абсорбента по замкнутому контуру между абсорбером и десорбером (рис. VI-2). Поток газа G_{N+1} поступает в нижнюю часть абсорбера *1*, а сверху подается поток свежего (регенерированного) абсорбента L_0. Непоглощенные компоненты газа G_1 уходят с верха абсорбера, а из его низа выводится поток насыщенного абсорбента L_N, который поступает через теплообменник *7* и подогреватель *3* на регенерацию в десорбер *4*. Регенерация осуществляется либо за счет подвода тепла Q_B в нижнюю часть десорбера, либо за счет ввода водяного пара. Регенерированный абсорбент, охлажденный в теплообменнике *7* и холодильнике *2*, возвращается в абсорбер. В случае работы десорбера с подводом тепла его можно рассматривать как отгонную ректификационную колонну.

Такую схему применяют, когда абсорбент обладает высокой избирательностью и необходимо из смеси извлечь один компонент или одну целевую фракцию (например, извлечение из газа кислых компонентов, осушка газов). При переработке природных и попутных газов такие схемы не эффективны, так как не обеспечивают получение кондиционной товарной продукции.

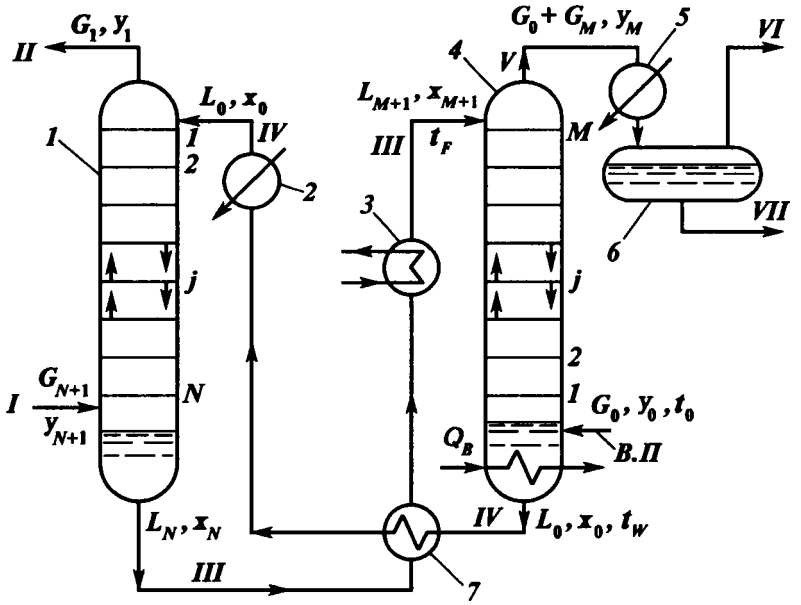


Рис. VI-2. Принципиальная схема абсорбционно-десорбционной установки:
1 — абсорбер; *2* — холодильник; *3* — подогреватель; *4* — десорбер; *5* — конденсатор; *6* — емкость; *7* — теплообменник. Потоки: *I* — сырой газ; *II* — сухой (тощий) газ; *III* — насыщенный абсорбент; *IV* — регенерированный абсорбент; *V* — извлеченные компоненты; *VI* — несконденсированные газовые компоненты; *VII* — жидкий продукт

На рис VI-3 показана схема абсорбционной установки для разделения природного и попутного нефтяного газов.

Сырой газ *I* поступает на установку при температуре 30—40 °С, пройдя систему сырьевых теплообменников *10* и холодильников *3*, охлаждается до температуры абсорбции и поступает в фазный разделитель *13*. Для удаления из газа паров воды (см. гл. X) на вход сырьевых теплообменников подается 70—80 % раствор ДЭГ *II*. Из фазного разделителя газ подается на вход абсорбера *1*, конденсат — на деэтанизацию, а обводненный раствор ДЭГ — на регенерацию.

Регенерированный абсорбент контактирует с сухим газом после абсорбера в холодильнике *3*, где он насыщается главным образом легкими углеводородами — этаном и метаном и подается в емкость предварительно насыщенного абсорбента *2*. Из емкости *2* предварительно насыщенный абсорбент подается на верх абсорбера, а сухой газ *III* после сырьевых теплообменников отводится с установки.

Чтобы разгрузить десорбер от наиболее легких компонентов, используют комбинированный аппарат — фракционирующий абсорбер, или абсорбционно-отпарную колонну (АОК), нижняя часть которой работает как десорбер, обеспечивая удаление наиболее легких компонентов из основного потока абсорбента, а верхняя как абсорбер, обеспечивая улавливание из газа тяжелых компонентов, отпаренных в нижней части. АОК включается в технологическую схему между абсорбером и десорбером.

Насыщенный абсорбент в смеси с конденсатом из фазного разделителя проходит теплообменник *10*, сепаратор *12* и двумя потоками подается в питательную секцию АОК. В нижнюю часть АОК подводится тепло, обеспечивающее частичную отпарку извлеченных из газа компонентов. Поток частично регенерированного абсорбента, пройдя гидравлическую турбину *11* и теплообменник *10*, направляется в десорбер *8* для окончательной регенерации. Чтобы обеспечить извлечение в АОК соответствующих компонентов газа, в верхнюю часть АОК вводится свежий (регенерированный) абсорбент. В отличие от ректификационной колонны орошением АОК является вводимый со стороны абсорбент, а не конденсат паров ректификата. Применение АОК позволяет исключить конденсационное охлаждение и несколько упростить технологическую схему.

Для исключения уноса абсорбента из десорбера вместе с нестабильным бензином над ним устанавливают небольшую концентрационную ректификационную колонну, работающую, как и обычно, с орошением конденсатом паров ректификата. С этой целью на верху

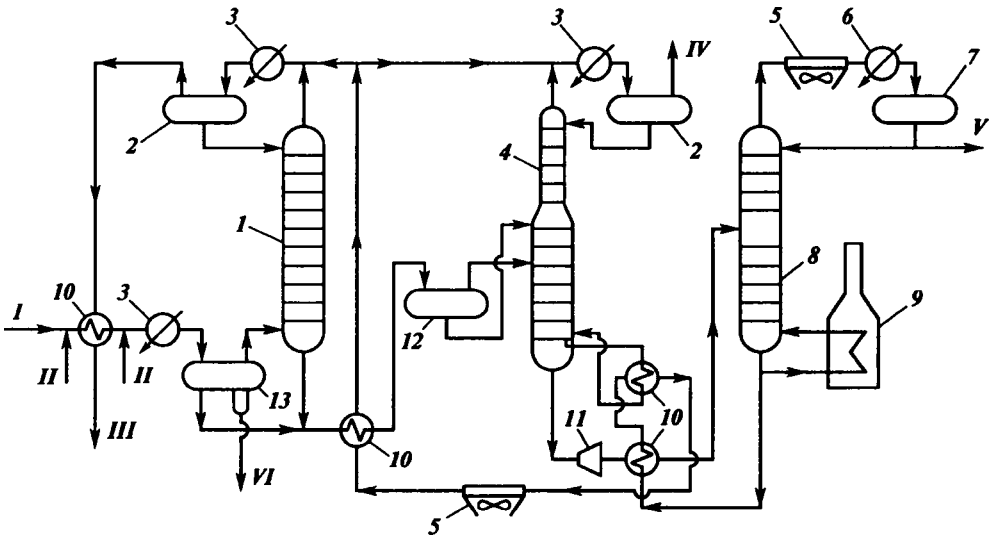


Рис. VI-3. Схема абсорбционной установки для разделения природного и попутного нефтяного газов:
1 — абсорбер; *2* — емкость предварительно насыщенного абсорбента; *3* — холодильник (пропановый испаритель); *4* — абсорбционно-отпарная колонна (АОК); *5* — воздушный холодильник; *6* — водяной холодильник; *7* — емкость для орошения; *8* — десорбер; *9* — трубчатая печь; *10* — теплообменник; *11* — гидравлическая турбина; *12* — сепаратор; *13* — фазный разделитель. Потоки: *I* — сырой газ; *II* — исходный раствор гликоля; *III* — сухой газ; *IV* — топливный газ; *V* — нестабильный бензин; *VI* — на регенерацию

колонны установлен воздушный холодильник *5*, водяной холодильник *6* и емкость для орошения *7*, из которой отбирается нестабильный бензин *V*. Работа такого десорбера аналогична работе АОК лишь с той разницей, что в качестве орошения подается не абсорбент, а конденсат паров ректификата: такой десорбер работает как обычная ректификационная колонна.

МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС АБСОРБЕРА

Вследствие поглощения при абсорбции определенных компонентов газа потоки абсорбента и газа могут существенно изменяться по высоте аппарата. Аналогичная картина наблюдается и при десорбции. Обычно различают абсорбцию *тощих* (*сухих*) *газов*, при которой количество извлекаемых компонентов не превышает 10—15 %, и в этом случае можно пользоваться усредненными характеристиками потоков, и абсорбцию *жирных газов*, при которой требуется учитывать изменение характеристик газового и жидкостного потоков по высоте аппарата.

При расчетах процесса абсорбции (десорбции) пользуются приведенными концентрациями, определяя составы жидкой и газовой фаз по отношению к входящим в абсорбер (или десорбер) потокам. В приведенном ниже расчете с целью упрощения записи уравнений индекс номера компонента и штрих при обозначении мольных потоков и концентраций опущены.

Для любой *j*-й тарелки аппарата приведенные концентрации определяются из соотношений

$$Y_j = \frac{G_j}{G_{N+1}} \text{ и } X_j = \frac{L_j}{L_0},$$

где G_j и L_j — мольные потоки любого компонента на *j*-й тарелке соответственно в газе и абсорбенте; G_{N+1} и L_0 — мольные потоки газа и абсорбента на входе в абсорбер.

С обычными концентрациями приведенные концентрации связаны следующим образом:

$$y_j = \frac{G_j}{\sum G_j} = \frac{G_j \cdot G_{N+1}}{\sum G_j \cdot G_{N+1}} = \frac{G_{N+1}}{\sum G_j} Y_j; \qquad \text{(VI.2)}$$

$$x_j = \frac{L_j}{\sum L_j} = \frac{L_j \cdot L_0}{\sum L_j \cdot L_0} = \frac{L_0}{\sum L_j} X_j. \qquad \text{(VI.3)}$$

Если потоки газа и жидкости мало меняются по высоте аппарата, т.е. $G_{N+1} \approx \sum G_j$ и $L_0 \approx \sum L_j$, то $y_j \approx Y_j$ и $x_j \approx X_j$.

При использовании приведенных концентраций уравнение равновесия несколько преобразуется. Для *j*-й ступени контакта уравнение равновесия имеет вид

$$y_j = K_j x_j.$$

Использовав связь обычных и приведенных концентраций, согласно уравнениям (VI.2) и (VI.3), можно записать

$$\frac{G_{N+1}}{\sum G_j} Y_j = K_j \frac{L_0}{\sum L_j} X_j$$

или

$$\frac{\sum L_j}{K_j \sum G_j} Y_j = \frac{L_0}{G_{N+1}} X_j.$$

Входящий в это уравнение комплекс величин

$$\frac{\sum L_j}{K_j \sum G_j} = A_j \qquad \text{(VI.4)}$$

называется *фактором абсорбции*, а отношение

$$\frac{L_0}{G_{N+1}} = l$$

– *удельным расходом абсорбента.*

Тогда уравнение равновесия можно записать в виде

$$A_j Y_j = l X_j. \qquad \text{(VI.5)}$$

В приведенных концентрациях уравнение материального баланса абсорбера запишется в виде (см. рис. VI-2):

$$G_{N+1}\left(Y_{N+1} - Y_1\right) = L_0\left(X_N - X_0\right)$$

или

$$Y_{N+1} - Y_1 = l\left(X_N - X_0\right). \qquad \text{(VI.6)}$$

Отсюда можно определить удельный расход абсорбента

$$l = \frac{Y_{N+1} - Y_1}{X_N - X_0}. \qquad \text{(VI.7)}$$

Анализ уравнения (VI.7) показывает, что с увеличением содержания извлекаемых компонентов в исходном газе Y_{N+1} и в поступающем в аппарат абсорбенте X_0 удельный расход абсорбента возрастает. Поэтому для снижения расхода абсорбента необходимо так организовать работу десорбера, чтобы $X_0 \to 0$.

Уравнение (VI.7) можно несколько преобразовать, заменив концентрации X_0 и X_N их выражениями через концентрации равновесной газовой фазы Y_0 и Y_N:

$$Y_N = \frac{Y_{N+1} - Y_1 + A_0 Y_0}{A_N}. \qquad \text{(VI.8)}$$

Материальный баланс для нижней части абсорбера (рис. VI-4):

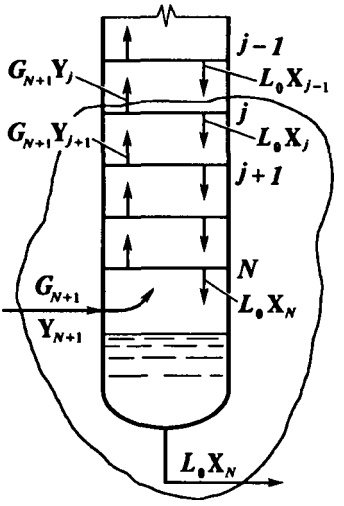
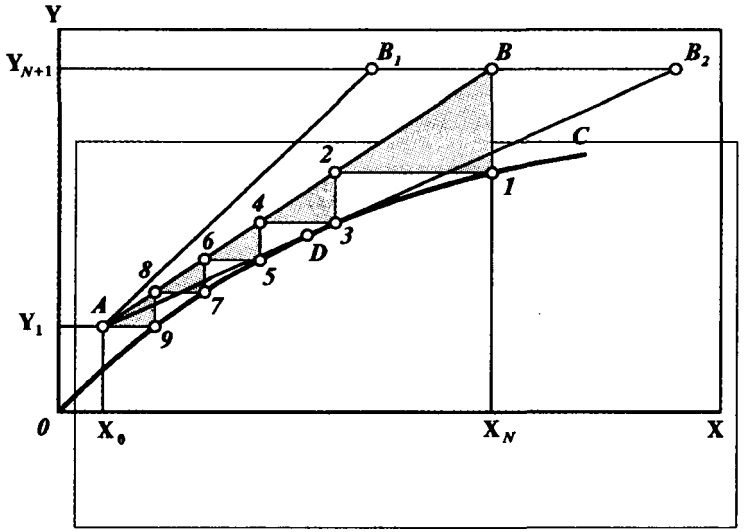


Рис. VI-4. Схема потоков в произвольном сечении абсорбера

Рис. VI-5. Графический расчет числа теоретических тарелок в абсорбере:
AB — рабочая линия; *OC* — кривая равновесная фаз



$$G_{N+1}Y_j + L_0X_N = G_{N+1}Y_{N+1} + L_0X_{j-1}$$

или

$$Y_j = \frac{L_0}{G_{N+1}}X_{j-1} + Y_{N+1} - \frac{L_0}{G_{N+1}}X_N = lX_{j-1} + Y_{N+1} - lX_N \quad . \qquad \text{(VI.9)}$$

Уравнение (VI.9) связывает концентрации газа и абсорбента в любом сечении абсорбера и называется уравнением его *рабочей линии*. В системе координат $X-Y$ уравнению (VI.9) соответствует прямая, проходящая через точки с координатами A (X_0, Y_1) и B (X_N ,Y_{N+1}) (рис. VI-5). Тангенс угла наклона рабочей линии к оси абсцисс равен удельному расходу абсорбента l. С увеличением удельного расхода абсорбента l наклон рабочей линии

увеличивается (прямая AB_1). При $l = 1$ из уравнения рабочей линии получим уравнение (VI.6) общего материального баланса абсорбера.

Материальный баланс для произвольной j-й тарелки абсорбера можно записать следующим образом (см. рис. VI-4):

$$L_0(X_j - X_{j-1}) = G_{N+1}(Y_{j+1} - Y_j)$$

или

$$Y_{j+1} - Y_j = l(X_j - X_{j-1}).$$

Заменив концентрации X_j и X_{j-1} их выражениями через Y_j и Y_{j-1}, согласно уравнению (VI.5), после преобразований получим

$$Y_j = \frac{Y_{j+1} + A_{j-1}Y_{j-1}}{1 + A_j}. \qquad \text{(VI.10)}$$

Это соотношение дает связь составов газа на двух смежных тарелках абсорбера, позволяя вести расчет от тарелки к тарелке.

Чтобы проанализировать влияние основных факторов на работу абсорбера, рассмотрим однотарельчатый абсорбер ($N = 1$).

Для однотарельчатого абсорбера из уравнения (VI.10) получим

$$Y_1 = \frac{Y_2 + A_0Y_0}{1 + A_1}. \qquad \text{(VI.11)}$$

Из анализа уравнения (VI.11) следует, что на выходе из абсорбера содержание извлекаемого компонента Y_1 тем меньше, чем больше фактор абсорбции A и чем меньше содержание извлекаемого компонента в потоке абсорбента на входе в абсорбер X_0 или соответственно в потоке газа при его равновесии с абсорбентом на входе Y_0. В идеальном случае следует стремиться к тому, чтобы X_0 и соответственно Y_0 были по возможности меньшими.

Кроме того, как следует из выражения (VI.4), фактор абсорбции тем больше, чем больше расход абсорбента L и меньше константа равновесия K. Откуда вытекает, что понижение температуры и повышение давления благоприятствуют процессу абсорбции.

Рассмотренные закономерности будут справедливы и для многотарельчатого аппарата.

В дальнейшем для характеристики процесса абсорбции введем понятия о *коэффициенте извлечения компонента* φ и *эффективности извлечения компонента* ε.

Под коэффициентом извлечения φ при абсорбции понимают отношение количества поглощенного компонента к его содержанию в исходной газовой смеси. В соответствии с этим определением

$$\varphi = \frac{G_{N+1}Y_{N+1} - G_{N+1}Y_1}{G_{N+1}Y_{N+1}} = \frac{Y_{N+1} - Y_1}{Y_{N+1}}.$$

Очевидно, что при полном извлечении компонента $Y_1 = 0$ и $\varphi = 1$. Во всех остальных случаях $\varphi < 1$.

Под эффективностью извлечения ε при абсорбции понимают отношение количества поглощенного компонента к теоретическому, достигаемому в условиях равновесия между уходящим из абсорбера газом и вводимым абсорбентом. Следовательно

$$\varepsilon = \frac{G_{N+1}Y_{N+1} - G_{N+1}Y_1}{G_{N+1}Y_{N+1} - G_{N+1}Y_0} = \frac{Y_{N+1} - Y_1}{Y_{N+1} - Y_0}. \qquad \text{(VI:12)}$$

Разделив числитель и знаменатель правой части уравнения (VI.12) на Y_{N+1}, получим

$$\varepsilon = \frac{\varphi}{1 - \frac{Y_0}{Y_{N+1}}}.$$

Отсюда следует, что $\varepsilon > \varphi$ и $\varepsilon \to \varphi$ только при $Y_0 \to 0$. При достижении равновесия на выходе из абсорбера: $Y_1 = Y_0$ и $\varepsilon = 1$. Во всех остальных случаях $0 < \varepsilon < 1$.

Из приведенных уравнений вытекает, что обеспечение возможно полной десорбции извлекаемых компонентов из насыщенного адсорбента ($X_0 \to 0$) и снижение содержания извлекаемого компонента на выходе из аппарата (Y_1) увеличивают коэффициент извлечения и эффективность при абсорбции.

ГРАФИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ ЧИСЛА ТЕОРЕТИЧЕСКИХ ТАРЕЛОК В АБСОРБЕРЕ

Как следует из общей теории массообменных процессов, абсорбция может осуществляться в том случае, если рабочая концентрация компонента в газовой фазе больше равновесной. Поэтому на диаграмме X–Y рабочая линия процесса абсорбции должна располагаться выше равновесной кривой (см. рис. VI-5).

При заданном расходе абсорбента число теоретических тарелок в абсорбере определяется построением ступенчатой линии между кривой равновесия и рабочей линией.

Рассмотрим последовательность такого построения.

Входящий в абсорбер поток газа G_{N+1} состава Y_{N+1} в нижнем сечении встречается с потоком насыщенного абсорбента L_N, состав которого равен X_N. Очевидно, что составы этих потоков должны удовлетворять уравнению рабочей линии (точка *B*). При контактировании потоков газа и жидкости на нижней тарелке абсорбера образуются потоки газа и жидкости, которые покидают нижнюю тарелку в состоянии равновесия. Составы этих потоков определяются точкой *1* на равновесной кривой. Проведя из точки *1* горизонталь до пересечения в точке *2* с рабочей линией, получим состав жидкости, стекающей с вышележащей тарелки.

Проводя аналогичные построения, придем к точке *A*, которая находится на рабочей линии и координаты которой определяются составами уходящего из абсорбера газа Y_1 и поступающего в аппарат абсорбента X_0. Очевидно, что число горизонтальных или вертикальных отрезков между рабочей и равновесной линиями соответствует числу теоретических тарелок N, необходимых для заданного извлечения компонента. В рассмотренном примере $N = 5$.

Нетрудно видеть, что увеличение удельного расхода абсорбента *l* приводит к росту угла наклона рабочей линии и уменьшению числа тарелок в

абсорбере. При уменьшении расхода абсорбента и неизменном составе уходящего из абсорбера газа Y_1 рабочая линия приближается к кривой равновесия фаз, поворачиваясь вокруг точки A. При некотором расходе абсорбента рабочая линия займет положение ADB_2 — касательной к линии равновесия в точке D. В этом случае заданное извлечение компонента может быть обеспечено только при бесконечно большом числе теоретических тарелок ($N \to \infty$), а соответствующий расход абсорбента будет минимальным.

При повышении давления в абсорбере кривая равновесия фаз становится более пологой, что позволяет обеспечить заданное извлечение компонента при меньшем числе тарелок. С увеличением температуры равновесная кривая становится более крутой и приближается к рабочей линии, что связано с необходимостью увеличивать число тарелок в аппарате.

Варьируя в определенных пределах давление, температуру и удельный расход абсорбента, можно выбрать оптимальные размеры абсорбера.

ТЕПЛОВОЙ БАЛАНС АБСОРБЕРА

Поглощение компонентов газовой смеси при абсорбции сопровождается выделением тепла, величина которого пропорциональна массе и теплоте растворения q_A поглощаемых компонентов, которая в первом приближении может быть принята равной теплоте конденсации соответствующего компонента. Если считать, что все выделившееся при абсорбции тепло пошло на увеличение температуры абсорбента, т.е. не учитывать некоторое повышение температуры газа и тепловые потери в окружающую среду, то такое допущение дает некоторый запас в расчетах. Общее количество тепла, выделяющееся при абсорбции, равно

$$Q_A = G_{N+1}\sum\left(Y_{N+1} - Y_1\right)q_A = L_0\sum\left(X_N - X_0\right)q_A .$$

Выделяющееся в процессе абсорбции тепло Q_A повышает температуру абсорбента, что приводит к ухудшению поглощения компонентов газовой смеси.

Если выделенное при абсорбции тепло не отводить, то температура абсорбента на выходе из аппарата без учета нагревания газа и теплопотерь в окружающую среду будет равна

$$t'_N = t_0 + \frac{Q_A}{LC},$$

где C — средняя теплоемкость абсорбента в интервале температур от t_0 до t'_N; L — средний расход абсорбента в абсорбере.

Средняя температура в абсорбере

$$t_{\text{ср}} = \frac{t_0 + t'_N}{2}.$$

При абсорбции жирных газов, когда поглощается значительная масса газа, тепло, выделенное при абсорбции, окажется большим и приведет к недопустимому повышению температуры, что потребует увеличения расхо-

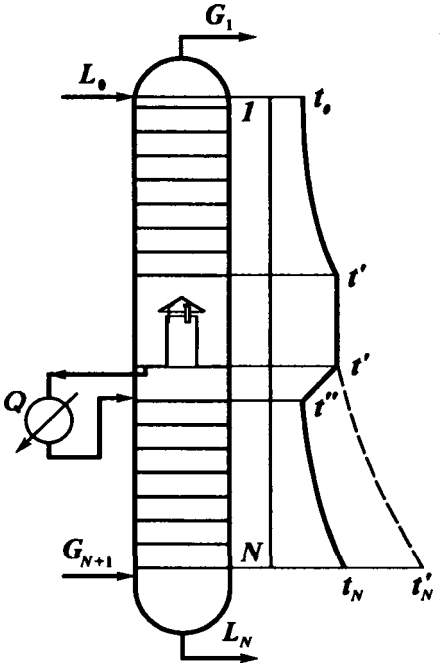


Рис. VI-6. Схема абсорбера с промежуточным отводом тепла и изменение температуры по высоте аппарата

да абсорбента или числа тарелок в абсорбере. Чтобы избежать этого, в одном-двух сечениях аппарата проводят промежуточный отвод тепла Q, обеспечивая тем самым на выходе из абсорбера необходимую температуру t_N. При промежуточном отводе тепла (рис. VI-6) температура абсорбента на выходе из абсорбера будет равна

$$t_N = t_0 + \frac{Q_A - Q}{LC}.$$

Применение промежуточного охлаждения обеспечивает более равномерное распределение температур по высоте аппарата и более благоприятные условия протекания процесса абсорбции.

ГРАФИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ ЧИСЛА ТЕОРЕТИЧЕСКИХ ТАРЕЛОК В ДЕСОРБЕРЕ

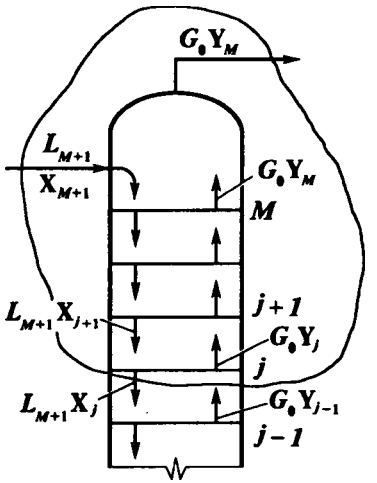
Материальный баланс для верхней части десорбера, расположенной выше тарелки с номером $j-1$ (рис. VI-7), запишется в виде

$$G_0\left(Y_M - Y_{j-1}\right) = L_{M+1}\left(X_{M+1} - X_j\right).$$

Обозначив отношение $G_0/L_{M+1} = g$, которое называют *удельным расходом отпаривающего агента*, получим

$$Y_{j-1} = \frac{1}{g}X_j + Y_M - \frac{1}{g}X_{M+1}. \qquad \text{(VI.13)}$$

Рис. VI-7. Схема потоков в произвольном сечении верхней части десорбера



Уравнение (VI.13) связывает неравновесные концентрации газа и жидкости в произвольном сечении десорбера и называется уравнением его *рабочей линии*. В системе координат $X-Y$ ему соответствует прямая (см. прямую AB на рис. VI-8), тангенс угла наклона которой к оси абсцисс равен $1/g$.

При увеличении расхода десорбирующего агента рабочая линия (прямая AB_1) удаляется от равновесной кривой.

Из уравнения (VI.13) при $j = 1$ получаем уравнение материального баланса десорбера:

$$g\left(Y_M - Y_0\right) = X_{M+1} - X_1,$$

откуда удельный расход отпаривающего агента

$$g = \frac{X_{M+1} - X_1}{Y_M - Y_0}.$$

Чем меньше остаточное содержание компонента в отпаренном абсорбенте X_1, тем больше удельный расход отпаривающего агента. Аналогичным образом на расход отпаривающего агента влияет присутствие в нем извлекаемых компонентов ($Y_0 \neq 0$).

Графический расчет числа теоретических тарелок в десорбере производится построением ступенчатой линии между равновесной кривой и рабочей линией (см. рис. VI-8). Точка B, находящаяся на рабочей линии, определяет состав газа на выходе из десорбера. Этот состав газа определяет концентрацию жидкости X_M (абсцисса точки *1*), стекающей с верхней тарелки десорбера. При пересечении с рабочей линией в точке *2* абсцисса X_M дает состав газа Y_{M-1}, поднимающегося с нижележащей тарелки.

Проведя аналогичные построения, придем в точку A, лежащую на рабочей линии, координаты которой определяют составы десорбирующего агента Y_0 и покидающего десорбер тощего абсорбента X_1. Число горизонтальных или вертикальных отрезков ступенчатой линии между равновесной и рабочей линиями определяет число теоретических тарелок в десорбере, которое в данном случае равно 5. Чем меньше X_1, тем лучше работа

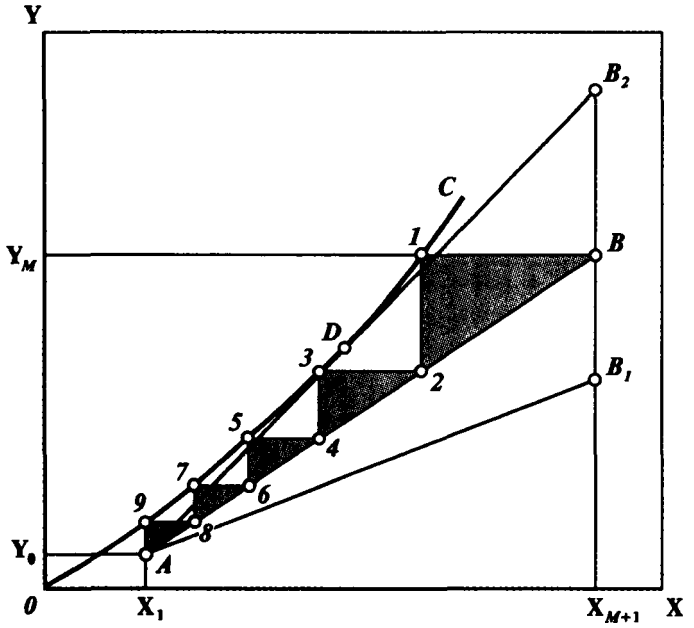


Рис. VI-8. Графический расчет числа теоретических тарелок в десорбере: *AB* — рабочая линия; *OC* — кривая равновесная фаз

десорбера. На практике минимальное значение X_1 отвечает условиям равновесия на нижней тарелке десорбера, а при подводе тепла в низ десорбера — условиям равновесия в кипятильнике.

Увеличение расхода десорбирующего агента приводит к уменьшению тангенса угла наклона рабочей линии (прямая AB_1) и числа теоретических тарелок в аппарате. При уменьшении удельного расхода отпаривающего агента рабочая линия перемещается ближе к линии равновесия, что приводит к увеличению числа теоретических тарелок. При минимальном расходе десорбирующего агента рабочая линия займет предельное положение ADB_2 касательной в точке D к линии равновесия и для обеспечения заданного извлечения потребуется бесконечно большое число тарелок.

Понижение давления или повышение температуры увеличивает наклон кривой равновесия и приводит к уменьшению числа тарелок в десорбере.

Проведя ряд расчетов при изменении рабочих параметров процесса, можно определить оптимальные размеры абсорбера.

ТЕПЛОВОЙ БАЛАНС ДЕСОРБЕРА

Как было выявлено ранее, повышение температуры благоприятствует протеканию процесса десорбции. Тепло подводят в низ десорбера в количестве Q_B с потоком водяного пара G_0 и с потоком насыщенного абсорбента, нагреваемого в подогревателе *3* до температуры t_F (см. рис. VI-2). Это тепло (без учета теплопотерь в окружающую среду, которыми для крупных промышленных установок можно пренебречь), отводится потоками регенерированного абсорбента и десорбированных компонентов.

Тепловой баланс десорбера

$$Q_B + G_0 H_{t_0} + L_{M+1} h_F = G_0 H_{t_M} + G_M H_{t_M} + L_0 h_{t_W}.$$

Отсюда, например, можно определить количество подводимого в кипятильник тепла

$$Q_B = G_M H_{t_M} - G_0 \left(H_{t_0} - H_{t_M} \right) + L_0 h_{t_W} - L_{M+1} h_F \ .$$

В десорбер насыщенный абсорбент может быть введен также в виде парожидкостной смеси. В этом случае необходимо выполнить расчет процесса однократного испарения абсорбента (см. гл. III), а десорбер снабдить ректифицирующей верхней частью (см. гл. IV).

РАСЧЕТ ПРОЦЕССА АБСОРБЦИИ МНОГОКОМПОНЕНТНОЙ СМЕСИ

Абсорбция сухих газов. В случае абсорбции так называемых "сухих" газов количество извлекаемых компонентов невелико, что позволяет в расчетах пользоваться усредненным абсорбционным фактором A, который рассчитывают как среднее геометрическое между абсорбционными факторами для низа и верха абсорбера:

$$A = \sqrt{A_1 A_N} \ .$$

В этом случае уравнение (VI.10) запишется в виде

$$Y_{j+1} - Y_j = A\left(Y_j - Y_{j-1} \right). \qquad \text{(VI.14)}$$

Варьируя номер тарелки j от 1 до N, получим систему равенств:

$$\left.\begin{aligned}
Y_2 - Y_1 &= A\left(Y_1 - Y_0 \right); \\
Y_3 - Y_2 &= A\left(Y_2 - Y_1 \right); \\
Y_4 - Y_3 &= A\left(Y_3 - Y_2 \right); \\
&\cdots\cdots\cdots\cdots \\
Y_N - Y_{N-1} &= A\left(Y_{N-1} - Y_{N-2} \right); \\
Y_{N+1} - Y_N &= A\left(Y_N - Y_{N-1} \right).
\end{aligned}\right\}$$

После соответствующих подстановок и преобразований получим выражение

$$Y_{N+1} - Y_N = A^N \left(Y_1 - Y_0 \right). \qquad \text{(VI.15)}$$

Использовав уравнение (IV.8), исключим Y_N из уравнения (VI.15). Получим

$$\left(A - 1 \right) Y_{N+1} = \left(A^{N+1} - 1 \right) Y_1 - \left(A^{N+1} - A \right) Y_0 \ .$$

Это уравнение можно привести к виду уравнения (VI.12), если в левой

части последнего прибавить и отнять $A^{N+1}Y_{N+1}$. После преобразований получим

$$\varepsilon = \frac{Y_{N+1} - Y_1}{Y_{n+1} - Y_0} = \frac{A^{N+1} - A}{A^{N+1} - 1}. \qquad \text{(VI.16)}$$

При заданных эффективности извлечения ε и абсорбционном факторе A из уравнения (VI.16) можно определить N — число теоретических тарелок в абсорбере. Выражение (VI.16) известно в литературе как уравнение Кремсера.

При идеальном отделении абсорбента от извлеченных компонентов, когда $Y_0 = 0$, получим уравнение для расчета коэффициента извлечения через фактор абсорбции.

Из уравнения (VI.16) может быть получено следующее уравнение для расчета числа теоретических тарелок в абсорбере:

$$N = \frac{\lg\frac{A-\varepsilon}{1-\varepsilon}}{\lg A} - 1. \qquad \text{(VI.17)}$$

Для компонента, у которого абсорбционный фактор $A = 1$, из уравнения (VI.17) после раскрытия неопределенности получим

$$N = \frac{\varepsilon}{1-\varepsilon}.$$

Зависимость между эффективностью абсорбции, абсорбционным

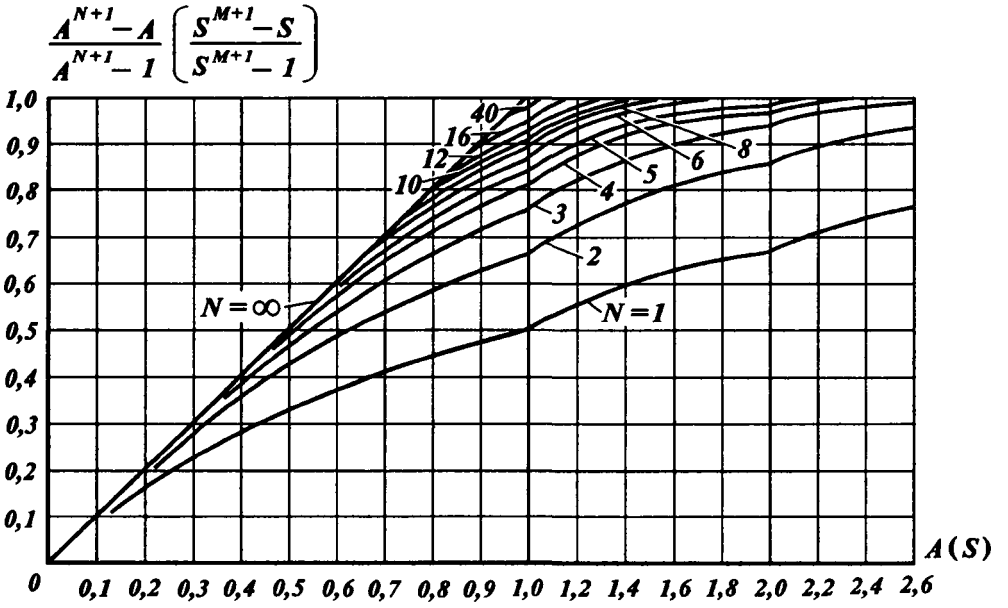


Рис. VI-9. График для расчета процесса абсорбции (десорбции) многокомпонентной смеси

фактором и числом теоретических тарелок, определяемая уравнением (VI.16), представлена графически на рис. VI-9. Этот же график, как будет показано далее, может быть использован и для расчета процесса десорбции.

Абсорбция жирных газов. При абсорбции жирных газов количество извлекаемых компонентов относительно велико, что обусловливает более значительное изменение потоков и температур по высоте аппарата, приводит к изменению абсорбционных факторов и степени извлечения компонентов. В этой связи расчет абсорбции жирных газов должен проводиться с учетом изменения основных параметров процесса.

При расчете процесса абсорбции в качестве исходного уравнения используем уравнение (VI.10). Для однотарельчатого абсорбера ($N = 1$) получим уравнение (VI.11). При $N = 2$ из уравнения (VI.10) находим

$$Y_2 = \frac{Y_3 + A_1 Y_1}{1 + A_2}.$$

Подставив в это уравнение выражение для Y_1 из уравнения (VI.15), получим

$$Y_2 = \frac{\left(A_1 + 1\right)Y_3 + A_1 A_0 Y_0}{A_2 A_1 + A_1 + 1}. \qquad \text{(VI.18)}$$

Для абсорбера с тремя теоретическими тарелками ($N = 3$) из уравнения (VI.10) получим

$$Y_3 = \frac{Y_4 + A_2 Y_2}{1 + A_3}.$$

Заменив в этом уравнении Y_2 его выражением из уравнения (VI.18), после преобразований получим

$$Y_3 = \frac{\left(A_2 A_1 + A_2 + 1\right)Y_4 + A_2 A_1 A_0 Y_0}{A_3 A_2 A_1 + A_3 A_2 + A_3 + 1}.$$

Продолжив процесс получения аналогичных уравнений при дальнейшем варьировании числа тарелок в абсорбере, находим следующее уравнение для N-тарельчатого абсорбера:

$$Y_N = \frac{\left(A_{N-1}A_{N-2}\cdots A_1 + A_{N-1}A_{N-2}\cdots A_2 + \cdots + A_{N-1} + 1\right)Y_{N+1} + \left(A_{N-1}A_{N-2}\cdots A_1 A_0\right)Y_0}{A_N A_{N-1}\cdots A_1 + A_N A_{N-1}\cdots A_2 + \cdots + A_N + 1}. \qquad \text{(VI.19)}$$

Чтобы исключить из уравнения (VI.19) концентрацию газа, покидающего N-ю тарелку абсорбера, используем уравнение (VI.8) общего материального баланса

$$\frac{Y_{N+1} - Y_1 + A_0 Y_0}{A_N} =$$

$$= \frac{\left(A_{N-1}A_{N-2}\cdots A_1 + A_{N-1}A_{N-2}\cdots A_2 + \cdots + A_{N-1} + 1\right)Y_{N+1} + \left(A_{N-1}A_{N-2}\cdots A_1 A_0\right)Y_0}{A_N\cdots A_2A_1 + A_N\cdots A_2 + \cdots + A_N + 1},$$

откуда получим выражение для коэффициента извлечения

$$\varphi = \frac{Y_{N+1} - Y_1}{Y_{N+1}} = \frac{A_NA_{N-1}\cdots A_1 + A_NA_{N-1}\cdots A_2 + \cdots + A_N}{A_NA_{N-1}\cdots A_1 + A_NA_{N-1}\cdots A_2 + \cdots + A_N + 1} -$$

$$- \frac{L_0Y_0}{G_{N+1}Y_{N+1}} \cdot \frac{A_NA_{N-1}\cdots A_2 + A_NA_{N-1}\cdots A_3 + \cdots + A_N + 1}{A_NA_{N-1}\cdots A_1 + A_NA_{N-1}\cdots A_2 + \cdots + A_N + 1}. \qquad \text{(VI.20)}$$

Второй член в правой части уравнения (VI.20) отражает влияние качества подготовки абсорбента на значение коэффициента извлечения. При $Y_0 = 0$, т.е. в случае отсутствия в абсорбенте извлекаемых компонентов, получаем максимальный коэффициент извлечения φ, который при $Y_1 \to 0$ стремится к единице.

При $A_j = A$ из уравнения (VI.20) можно получить уравнение (VI.16).

Для использования уравнения (VI.20) необходимо знать значения факторов абсорбции A_j на каждой тарелке абсорбера, которые зависят от характеристик газа и абсорбента в соответствующих сечениях аппарата и могут быть получены в результате расчета процесса абсорбции. Для инженерных расчетов Хортон и Франклин предложили долю поглощения принимать постоянной на всех тарелках абсорбера, а изменение температуры по высоте аппарата — пропорциональным сокращению массы газового потока. Эти допущения сводятся к уравнениям

$$\left(\frac{G_1}{G_{N+1}}\right)^{\frac{1}{N}} = \left(\frac{G_j}{G_{j+1}}\right)$$

и

$$\frac{t_N - t_j}{t_N - t_0} = \frac{G_{N+1} - G_{j+1}}{G_{N+1} - G_1},$$

где t_N и t_0 — температуры абсорбента соответственно на выходе и входе в абсорбер.

Эти уравнения, имеющие приближенный характер, позволяют при соответствующих температурах и давлении в аппарате рассчитать потоки газа и жидкости, а также константы равновесия по сечению аппарата. Используя их, можно определить факторы абсорбции A_j на каждой тарелке абсорбера и для каждого компонента газовой смеси, состав газа на выходе из аппарата и общее извлечение соответствующих компонентов газовой смеси.

Для предварительных расчетов можно пользоваться уравнением (VI.16), в котором среднюю величину фактора абсорбции определяют из выражения

$$A = \sqrt{A_N\left(A_1 + 1\right) + 0,25} - 0,5.$$

При расчете процесса абсорбции обычно задаются коэффициентом извлечения этана или пропана, а затем определяют другие параметры процесса и извлечение остальных компонентов газовой смеси.

РАСЧЕТ ПРОЦЕССА ДЕСОРБЦИИ МНОГОКОМПОНЕНТНОЙ СМЕСИ

Поглощенные при абсорбции компоненты газовой смеси выделяют из абсорбента путем десорбции.

Для расчета многокомпонентной десорбции используют уравнения, аналогичные тем, которые получены для абсорбции, заменяя фактор абсорбции

$$A_j = \frac{\sum L}{K_j \sum G}$$

на фактор десорбции

$$S_j = \frac{K_j \sum G}{L_j} = \frac{1}{A_j}. \qquad \text{(VI.21)}$$

Нетрудно установить (см. рис. VI-2), что в этом случае основные расчетные уравнения для абсорбции, включая график, приведенный на рис. VI-9, могут быть использованы и для расчета десорбции. Так, в случае обработки сухого газа *эффективность десорбции*

$$\varepsilon' = \frac{X_{M+1} - X_1}{X_{M+1} - X_0} = \frac{S^{M+1} - S}{S^{M+1} - 1}, \qquad \text{(VI.22)}$$

а *коэффициент извлечения* при десорбции

$$\varphi' = \varepsilon'\left(1 - \frac{X_0}{X_{M+1}}\right) = \frac{S^{M+1} - S}{S^{M+1} - 1}\left(1 - \frac{X_0}{X_{M+1}}\right). \qquad \text{(VI.23)}$$

Усредненный фактор десорбции

$$S = \sqrt{S_M S_1}\ .$$

График, отвечающий уравнению (VI.22), приведен на рис. VI-9; вместо A следует подставлять S, а вместо ε использовать ε'.

В вышеприведенных уравнениях для расчета десорбции X_0 отвечает концентрации извлекаемого при десорбции компонента в отпаривающем агенте, находящемся в состоянии равновесия. При применении водяного пара используют значения $X_0 = 0$ и $\varepsilon' = \varphi'$.

При заданных давлении, температуре и расходе отпаривающего агента из уравнения (VI.22) можно определить число теоретических тарелок в десорбере:

$$M = \frac{\lg \frac{S - \varepsilon'}{1 - \varepsilon'}}{\lg S} - 1.$$

Для компонента, имеющего $S = 1$, после раскрытия неопределенности получим

$$M = \frac{\varepsilon'}{1 - \varepsilon'}.$$

При расчете задаются извлечением какого-нибудь компонента (обычно *н*-пентана) остальные параметры процесса десорбции определяют расчетом. Имея величину φ_{C_5} и задавшись числом теоретических тарелок в десорбере M, находят фактор десорбции для нормального пентана S_{C_5}, по уравнению (VI.22) или по графику (см. рис. VI-9); затем определяют удельный расход отпаривающего агента

$$g = \frac{G_0}{L_{M+1}} = \frac{S_{C_5}}{K_{C_5}}. \qquad \text{(VI.24)}$$

Константу равновесия *н*-пентана K_{C_5}, определяют при средних температуре и давлении в десорбере.

Факторы десорбции остальных компонентов определяют из уравнения (VI.21) при удельном расходе отпаривающего агента согласно уравнению (VI.24):

$$S = \frac{G_0 K}{L_{M+1}}.$$

На основании выполненных расчетов составляют материальный покомпонентный баланс десорбера.

В случае переработки жирных газов факторы десорбции S_j будут меняться при переходе от тарелки к тарелке. Поэтому в общем случае коэффициент извлечения каждого компонента φ' может быть определен по уравнению

$$\varphi' = \frac{X_{M+1} - X_1}{X_{M+1}} = \frac{S_M S_{M-1} \cdots S_1 + S_M S_{M-1} \cdots S_2 + \cdots + S_M}{S_M S_{M-1} \cdots S_1 + S_M S_{S-1} \cdots S_2 + \cdots + S_M + 1} -$$

$$- \frac{G_0 Y_0}{L_{M+1} Y_{N+1}} \cdot \frac{S_M S_{M-1} \cdots S_2 + S_M S_{M-1} \cdots S_3 + \cdots + S_M + 1}{S_M S_{M-1} \cdots S_1 + S_M S_{M-1} \cdots S_2 + \cdots + S_M + 1},$$

где X_1 — приведенная мольная концентрация извлекаемого компонента в отпаренном (тощем) абсорбенте, покидающем десорбер. Остальные обозначения показаны на рис. VI-2.

При использовании в качестве десорбирующего агента водяного пара $Y_0 = 0$.

В первом приближении для расчета десорбции жирных газов можно использовать также уравнение (VI.22), приняв следующее значение усредненного фактора десорбции

$$S = \sqrt{S_M\left(S_1 + 1\right) + 0{,}25} - 0{,}5 .$$

ОСУШКА ПРИРОДНЫХ ГАЗОВ

Все природные и попутные нефтяные газы в пластовых условиях насыщены водяными парами. При добыче газа в технологических схемах промысловой обработки происходит изменение термодинамических условий (давление, температура), при которых конденсируются пары влаги. Выпавшая капельная влага вызывает серьезные осложнения как в работе технологических аппаратов установок промысловой подготовки газа, так и при транспортировании его по магистральным газопроводам.

Абсорбционная осушка имеет ряд преимуществ по сравнению с адсорбционной: низкие перепады давления в системе; меньшие капитальные и эксплуатационные затраты; возможность осушки газов, содержащих вещества, отравляющие твердые сорбенты. Однако следует отметить, что использование твердых поглотителей позволяет достичь более глубокой степени осушки, причем осушке можно подвергнуть газ, имеющий любую температуру, даже отрицательную.

Влагосодержание природных и попутных нефтяных газов. *Влагосодержанием* газа называется отношение массового количества влаги, содержащейся во влажном газе, к массовому количеству сухого газа.

Различают абсолютную и относительную влажность газа. Под *абсолютной влажностью* (влагосодержанием) понимают массу водяных паров, находящихся в единице объема или в единице массы газа. Абсолютную влажность газа можно определить также величиной парциального давления водяного пара во влажном газе.

Относительной влажностью газа называется отношение массы водяного пара, фактически находящегося в газовой смеси, к массе насыщенного водяного пара, который мог бы быть в данном объеме при той же температуре. Относительная влажность газа может быть также выражена отношением парциального давления водяных паров в газе к давлению насыщенных водяных паров при той же температуре.

Температура, при которой происходит конденсация водяных паров, содержащихся в газе или воздухе, называется *точкой росы*.

При определении влажности природных газов с относительной (по воздуху) плотностью 0,6 при различных сочетаниях температур и давлений можно пользоваться уравнением Р.Ф. Бюкачека:

$$W_{0,6} = \frac{A}{P} + B, \qquad \text{(VI.24)}$$

где A — коэффициент, равный влагосодержанию идеального газа; P — абсолютное давление газа, МПа; B — коэффициент, учитывающий отклонение реального газа от идеального.

В уравнении (VI.24) значения коэффициентов A и B для различных температур найдены по экспериментальным данным и приводятся в специальной литературе. На основе использования уравнения (VI.24) была составлена номограмма влагосодержания природных газов с относительной плотностью (по воздуху) 0,6, приведенная на рис. VI-10.

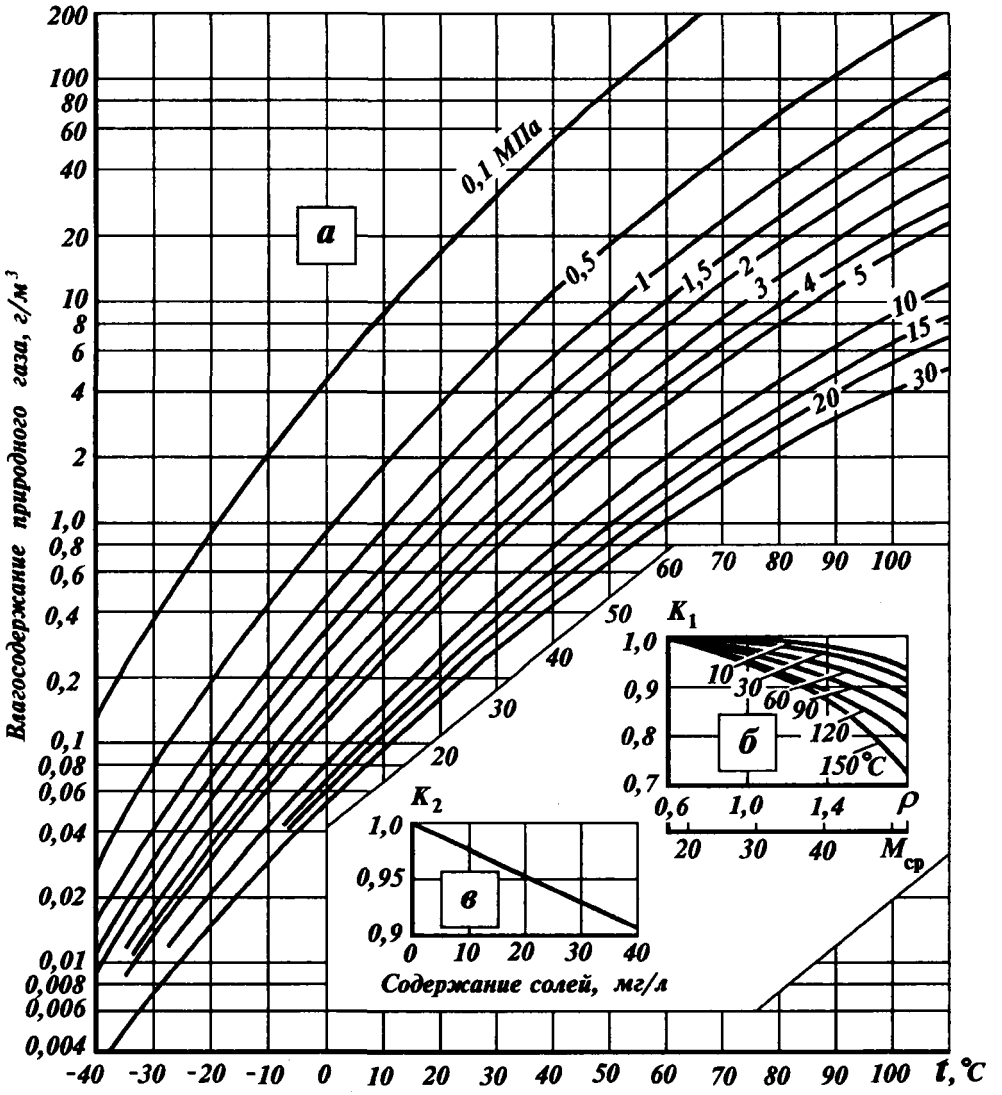


Рис. VI-10. Диаграмма к определению влагосодержания природного газа с относительной (по воздуху) плотностью 0,6:
а — равновесное содержание паров воды в системе природный газ—вода; *б* — поправочный коэффициент K_1 в уравнении (VI. 25); *в* — поправочный коэффициент K_2 в уравнении (VI. 25)

Для определения влажности газа, относительная плотность которого отличается от 0,6, необходимо ввести поправку на плотность K_1 (см. рис. VI-10, *б*):

$$K_1 = W/W_{0,6},$$

где W — абсолютная влажность исследуемого газа, г/м³; $W_{0,6}$ — абсолютная влажность газа с относительной плотностью (по воздуху) 0,6, г/м³.

Наличие в воде растворенных солей (NaCl, $CaCl_2$, $MgCl_2$ и др.) снижает парциальное давление паров воды над раствором, а следовательно, и влажность равновесного с ним газа. Поправочный коэффициент на соленость K_2 (см. рис. VI-10, *в*) определяется соотношением

$$K_2 = W_c / W_п ,$$

где W_c — абсолютная влажность газа при его насыщении парами соленой воды, г/м^3; $W_п$ — абсолютная влажность газа при его насыщении парами пресной воды, г/м^3.

С учетом коэффициентов K_1 и K_2 для расчета используют обобщенное уравнение

$$W = \left(\frac{A}{P} + B\right) K_1 K_2, \qquad (VI.25)$$

с помощью которого можно определить влагосодержание природных газов различной плотности при любых температурах и давлениях с точностью ±4 %.

Расчет осушки осуществляют по изложенной выше методике при извлечении из газа одного компонента. Для расчета принимают, что температура абсорбции остается постоянной и равной температуре газа на входе в аппарат, так как массовая теплоемкость газа, поступающего в абсорбер, значительно превышает теплосодержание подаваемого гликоля. Влажность газа на входе и выходе абсорбера определяют по заданным давлению и температуре с использованием рис. VI-10 и по известному расходу газа, подлежащего осушке, находят количество извлекаемой влаги.

Задавшись требуемой точкой росы осушаемого газа и температурой контакта (температура газа), по рис. VI-11 определяют исходную

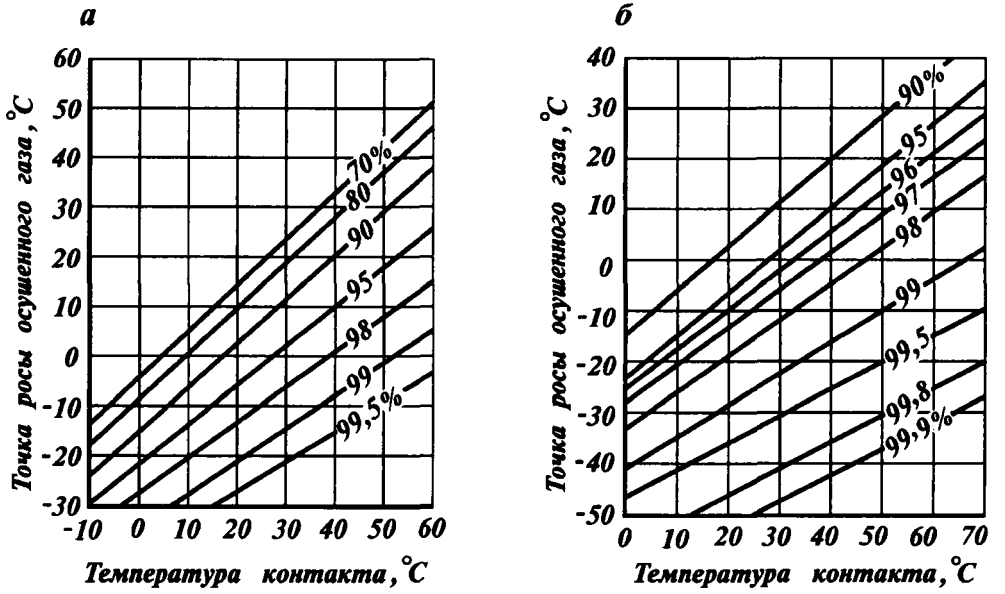


Рис. VI-11. Равновесная точка росы по воде над растворами ДЭГ (*а*) и ТЭГ (*б*) при различных температурах контакта.
Цифры на прямых — содержание ДЭГ (ТЭГ) в растворе, % (масс.)

концентрацию гликоля, подаваемого на осушку и, приняв концентрацию насыщенного раствора, находят количество регенерированного раствора гликоля, необходимого для осушки газа до заданной точки росы.

Число теоретических тарелок в абсорбере определяют графическим методом. При построении кривой равновесия задаются различными концентрациями гликоля и при рабочей температуре контакта по рис. VI-11 определяют равновесную точку росы для принятых концентраций гликоля. Затем по графику влагосодержания (см. рис. VI-10) определяют содержание паров воды в газе для найденных равновесных точек росы. Влажность газа и гликоля пересчитывают в приведенные мольные концентрации и в координатах $X-Y$ строят кривую равновесия фаз. Оперативную прямую строят по двум точкам, одна из которых соответствует концентрации влаги во входящем газе и выходящем гликоле, а другая — концентрации влаги в выходящем газе и входящем гликоле.

ОСНОВНЫЕ ФАКТОРЫ, ВЛИЯЮЩИЕ НА ПРОЦЕССЫ АБСОРБЦИИ И ДЕСОРБЦИИ

Технико-экономические показатели разделения газов путем абсорбции зависят от выбора рабочих параметров абсорбера и десорбера. Рассмотрим некоторые общие положения, которыми необходимо руководствоваться при выборе оптимальных рабочих режимов этих аппаратов, применительно к схеме установки, представленной на рис. VI-2.

Из приведенного ранее анализа следует, что в процессе абсорбции одна и та же степень извлечения может быть достигнута при изменении таких основных параметров процесса абсорбции, как давление, температура, число тарелок и удельный расход абсорбента.

Повышение давления благоприятно сказывается на процессе абсорбции. Оно приводит к увеличению растворимости газа в абсорбенте, позволяет снизить удельный расход абсорбента и уменьшить число тарелок в абсорбере. Однако в случае необходимости предварительного сжатия газа возрастает расход потребляемой энергии, что часто лимитирует величину выбранного давления в аппарате.

Понижение температуры процесса абсорбции позволяет снизить удельный расход абсорбента и уменьшить необходимое число тарелок. В промышленных условиях температура абсорбции зависит главным образом от применяемого охлаждающего агента. В современных абсорбционных установках, обеспечивающих извлечение практически всех компонентов газа, включая этан, экономически оправдано ведение процесса при пониженных температурах с использованием специальных хладагентов: испаряющихся аммиака, пропана и др. В этом случае затраты на сооружение и эксплуатацию специальных холодильных установок быстро окупаются за счет сокращения капитальных и эксплуатационных затрат на другое оборудование.

Число тарелок в абсорбере и удельный расход абсорбента взаимосвязаны. Увеличивая расход абсорбента, можно уменьшить число тарелок и наоборот. Увеличение числа тарелок приводит к увеличению высоты аппарата, обслуживающих металлоконструкций и затрат на транспортирование абсорбента в пределах установки.

Увеличение расхода абсорбента связано с дополнительными эксплуатационными расходами, обусловленными нагревом абсорбента перед подачей в десорбер, охлаждением абсорбента перед вводом его в абсорбер, увеличением расхода энергии на перекачку циркулирующего абсорбента. Кроме того, увеличиваются также капитальные затраты на подогреватели и холодильники.

Оптимальные рабочие условия для абсорбера определяют из технико-экономических расчетов установки. Как правило, более экономичным оказывается вариант работы с повышенным числом тарелок и сравнительно небольшим удельным расходом абсорбента, несколько превышающим минимальный его расход.

Технико-экономические показатели работы десорбера также зависят от температуры процесса, числа тарелок, расхода десорбирующего агента и давления в аппарате.

Повышение температуры при десорбции позволяет сократить расход десорбирующего агента, уменьшить число тарелок в аппарате. Однако с повышением температуры возрастает расход тепла на нагрев абсорбента и хладагента и на его охлаждение перед подачей в абсорбер, увеличиваются также размеры нагревателей, теплообменников и холодильников, требует проведения процесса при более высоком давлении.

При выборе давления в десорбере необходимо иметь в виду, что снижение давления благоприятно сказывается на процессе десорбции, позволяя сократить расход десорбирующего агента и уменьшить число тарелок в десорбере. Однако возможная степень понижения давления в десорбере обусловлена возможностью конденсации десорбированных компонентов без дополнительного их сжатия.

Оптимальный вариант работы десорбера определяется на основе сопоставительных технико-экономических расчетов.

КОНСТРУКЦИИ АБСОРБЕРОВ

Абсорберы разделяют по способу контактирования взаимодействующих фаз на три группы: *поверхностные*, *барботажные* и *распыливающие*.

В поверхностных абсорберах поверхностью контакта фаз является зеркало жидкости или поверхность стекающей пленки (пленочные абсорберы). К этой группе относятся аппараты со свободной поверхностью; насадочные с насыпной и регулярной насадкой; пленочные, в которых пленка образуется при гравитационном стекании жидкости внутри вертикальных труб или на поверхности листов; механические пленочные с пленкой, формирующейся под действием центробежных сил.

В барботажных абсорберах поверхность контакта развивается потоками газа, распределяющегося в жидкости в виде пузырей и струй. К этой группе относятся аппараты со сплошным барботажным слоем с непрерывным контактом между фазами, тарельчатого типа, с подвижной (плавающей) насадкой, с механическим перемешиванием жидкости.

В распыливающих абсорберах поверхность контакта образуется путем распыления жидкости на мелкие капли. К этой группе относятся аппараты полые форсуночные, с распылением за счет энергии жидкости, скоростные прямоточные с распылением абсорбента за счет кинетической энергии движущегося с большой скоростью газового потока, механические с распылением жидкости быстро вращающимися элементами.

Отдельные типы аппаратов в зависимости от режима работы могут быть отнесены к одной или другой группе, например, насадочные абсорберы при инверсии фаз становятся барботажными аппаратами, а тарельчатые при работе в струйном режиме являются распыливающими.

Важными характеристиками, которые необходимо учитывать при выборе конструкции абсорбера, также являются гидравлическое сопротивление, диапазон возможного изменения нагрузок по газу и жидкости, время пребывания жидкости, чувствительность и склонность к загрязнениям.

В нефтегазовых производствах наиболее распространены *тарельчатые и насадочные* абсорберы. Тарельчатый абсорбер (рис. VI-12, *а*) представляет собой вертикальный аппарат, в верхней части корпуса *1* которого установлен каплеотбойник *2*, предотвращающий унос абсорбента потоком газа. Контактирование газового потока и абсорбента осуществляется на контактных тарелках *3* той или иной конструкции. Для ремонта и монтажа внутренних устройств абсорбера через 4—5 тарелок установлены люки-лазы *4* условным диаметром не менее 450 мм. В нижней части корпус аппарата приварен к опорной обечайке *5*. Насадочный абсорбер (рис. VI-12,

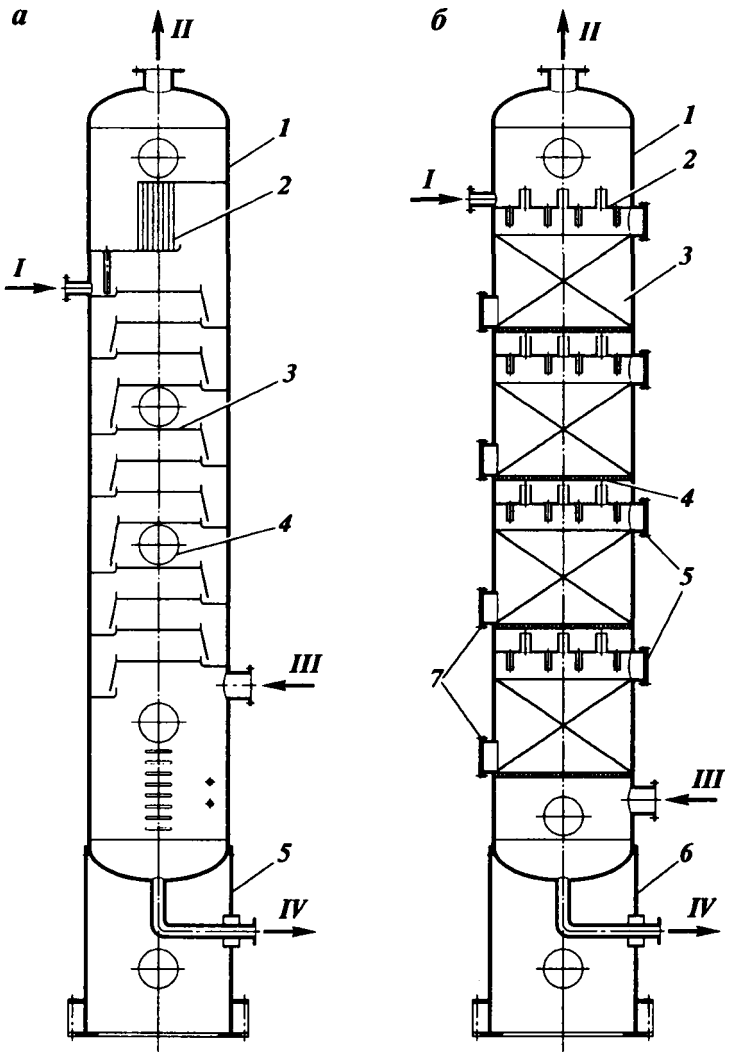


Рис. VI-12. Абсорберы:
а — тарельчатый: *1* — корпус; *2* — каплеотбойник; *3* — тарелка; *4* — люк; *5* — опорная обечайка; *б* — насадочный: *1* — корпус; *2* — распределительная тарелка; *3* — насадка; *4* — опорная решетка; *5* — загрузочные люки; *6* — опора; *7* — люки выгрузки насадки. Потоки: *I* — ненасыщенный абсорбент; *II* — сухой газ; *III* — сырой газ; *IV* — насыщенный абсорбент

б) в верхней части оснащен распределителем *2* регенерированного абсорбента. Слой насыпной или регулярной насадки опирается на опорную решетку *4*. Для загрузки и выгрузки насадки служат люки *5* и *7*.

Обычно давление в абсорберах при разделении нефтяных попутных газов составляет 1,6—2,0 МПа, а при извлечении компонентов природного газа, имеющего большее устьевое давление, 4,0—7,5 МПа. Температура зависит от применяемого *хладагента* и может составлять при извлечении пропана минус 40 °С, этана минус 80—100 °С. Диаметр промышленных абсорберов зависит от производительности и достигает 3 м, число тарелок составляет 30—40.

При промысловой очистке и осушке природного газа производительность по газу одного абсорбера достигает 10—35 млн. $м^3$/сут. Для таких условий работы предназначены специальные конструкции абсорберов.

На рис VI-13 представлена конструкция многофункционального аппарата, состоящего из трех секций. Исходный газ по тангенциально расположенному штуцеру поступает в первую по ходу газа секцию сепарации. Отделение капельной жидкости в этой секции осуществляется при прохождении газа через сетчатый отбойник *1* и сепарационную тарелку *2*, на которой установлены центробежные сепарирующие элементы. Вторая секция предназначена для осушки газа и включает четыре тарелки *4* с контактными элементами центробежного типа.

Каждый прямоточный центробежный элемент состоит из цилиндрического корпуса *12* диаметром 60—100 мм и оснащен в нижней части тангенциальным завихрителем *17*. В различных модификациях таких элементов тангенциальный завихритель может быть заменен осевым или комбинированным. На небольшом расстоянии от полотна тарелки *11* центробежный элемент оснащен трубкой *15*, служащей для подачи жидкости в центр элемента. Над трубкой в центральной части по оси элемента установлена коническая чашка *14*, обеспечивающая сужение потока газа, что создает область пониженного давления. Благодаря уменьшению давления внутри элементов жидкость по трубке *15*, имеющей отверстие *16* в нижней части, подается внутрь элемента. При контакте с закрученным потоком газа жидкость распределяется по стенке элемента и поднимается вверх. Для отделения пленки жидкости от потока газа служит отбойник *13* в форме полутора.

Насыщенный гликоль собирается во внутренней емкости *3*, откуда он отводится на регенерацию. Последняя по ходу газа секция улавливания гликоля образована сепарационной тарелкой *5* и тарелкой, на которой установлены фильтр-патроны *6*. Фильтр-патроны выполнены в виде перфорированного цилиндрического каркаса с намоткой 10—15 слоев стекловолокна. Изнутри и снаружи слой фильтрующего материала закреплен двумя-тремя слоями рукавной сетки.

В последние годы значительно возрос интерес к аппаратам, работающим в режиме затопленной насадки, что позволяет уменьшить высоту абсорбера. Так, для осушки газа до температуры точки росы —25 °С достаточно иметь слой насадки высотой 600—1200 мм. В этом случае выгодным оказывается использование не вертикальных а горизонтальных абсорберов. При постоянном диаметре абсорбера его производительность можно повышать, увеличивая длину. Применение горизонтальных аппаратов позволяет упростить конструкцию фундаментов и площадок обслуживания, сократить размер производственных площадей и уменьшить затраты на монтаж оборудования.

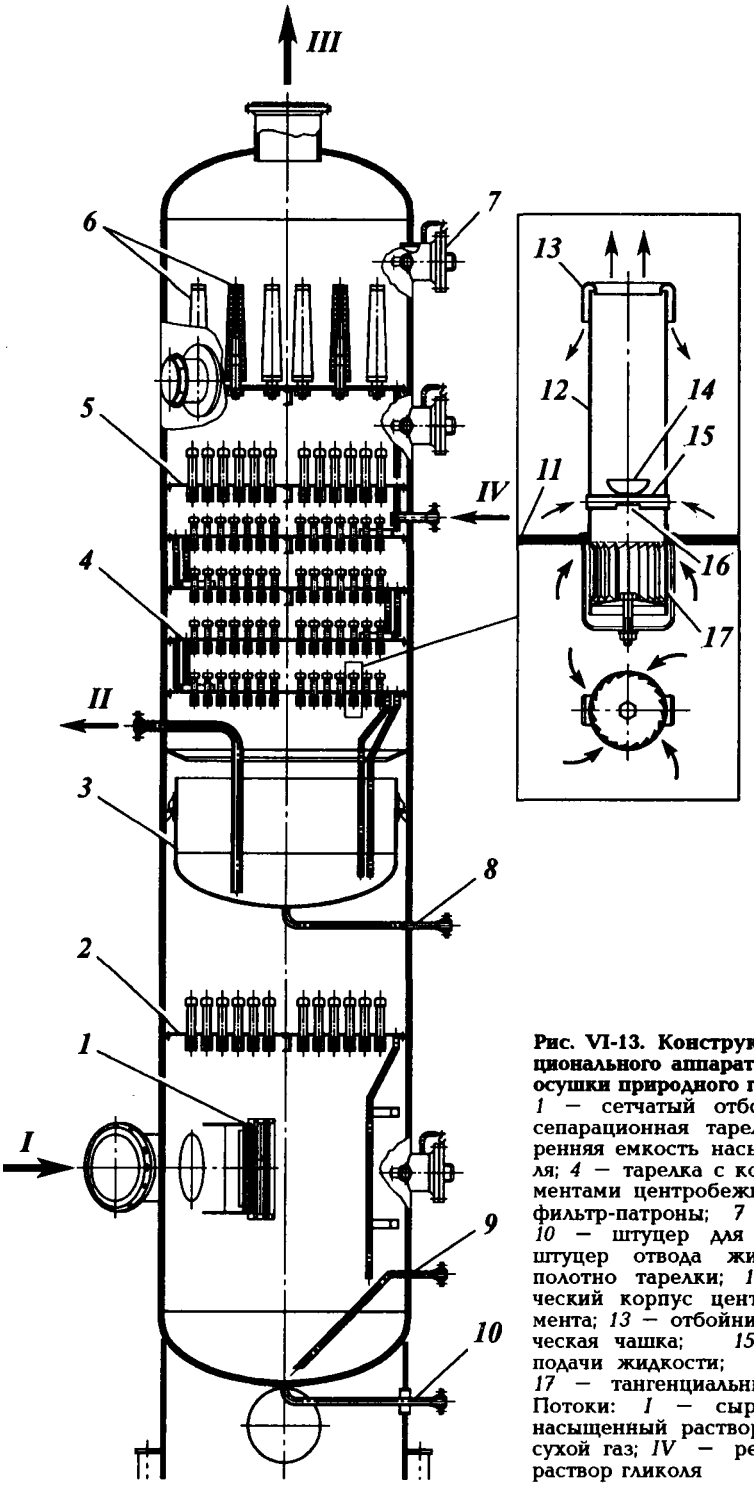


Рис. VI-13. Конструкция многофункционального аппарата для очистки и осушки природного газа:
1 — сетчатый отбойник; *2, 5* — сепарационная тарелка; *3* — внутренняя емкость насыщенного гликоля; *4* — тарелка с контактными элементами центробежного типа; *6* — фильтр-патроны; *7* — люк-лаз; *8, 10* — штуцер для дренажа; *9* — штуцер отвода жидкости; *11* — полотно тарелки; *12* — цилиндрический корпус центробежного элемента; *13* — отбойник; *14* — коническая чашка; *15* — трубка для подачи жидкости; *16* — отверстие; *17* — тангенциальный завихритель. Потоки: *I* — сырой газ; *II* — насыщенный раствор гликоля; *III* — сухой газ; *IV* — регенерированный раствор гликоля

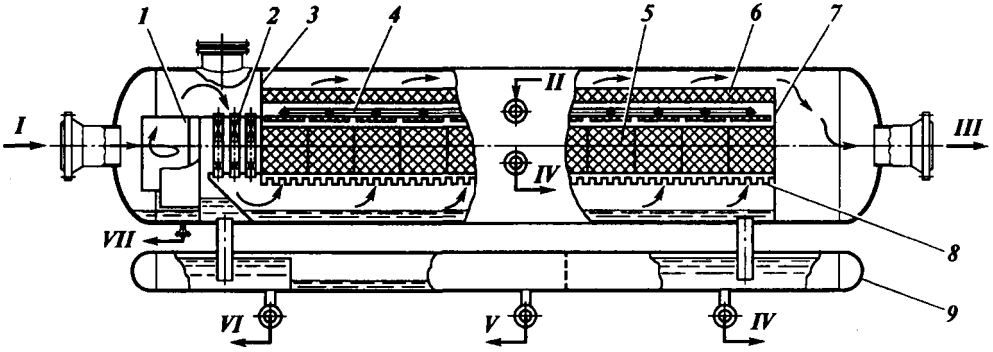


Рис. VI-14. Принципиальная схема горизонтального абсорбера для очистки и осушки природного газа:
1 — тангенциальные сепараторы; *2* — центробежные сепараторы; *3, 7* — сегментные перегородки; *4* — оросители; *5* — насадка; *6* — каплеотбойник; *8* — распределительная решетка; *9* — фазный разделитель. Потоки: *I* — сырой газ; *II* — регенерированный гликоль; *III* — сухой газ; *IV* — насыщенный гликоль; *V* — конденсат; *VI* — вода; *VII* — смесь пластовой воды и конденсата

Принципиальная схема горизонтального абсорбера для очистки и осушки природного газа показана на рис. VI-14. Абсорбер включает ступень предварительной и тонкой сепарации для отделения механических примесей, пластовой воды и конденсата; ступень осушки газа диэтиленгликолем; сепарационный отсек для улавливания гликоля.

Газ поступает в аппарат через осевой патрубок и подается в два тангенциальных сепаратора *1*, где отделяется основная масса пластовой воды и конденсат, а газ отводится в центробежные сепараторы *2* тонкой очистки, которые он проходит сверху вниз. Выделенная жидкая фаза отводится в фазный разделитель *9*, установленный под абсорбером.

Отсепарированный газ по сегментному каналу направляется под распределительную решетку *8*, проходит ее и контактирует с диэтиленгликолем, который с помощью оросителей *4* подается в слой насадки *5*. Абсорбер работает в режиме затопленной насадки. Осушенный газ проходит каплеотбойник *6* для улавливания капель унесенного диэтиленгликоля, отводится в выходную камеру и через осевой патрубок — в газопровод. Насыщенный абсорбент отводится на регенерацию частично из пространства, образованного между корпусом и боковыми вертикальными перегородками, а частично из фазного разделителя. Проведенные во ВНИИгазе опытно-промышленные испытания показали, что при диаметре горизонтального абсорбера 2,4 м и длине 26 м можно обработать до 35 млн. $м^3$/сут газа при давлении 8 МПа.

ГЛАВА VII ОСНОВНЫЕ ТИПЫ И РАСЧЕТ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ И АБСОРБЦИОННЫХ КОЛОНН

ОСНОВЫ КЛАССИФИКАЦИИ АППАРАТОВ КОЛОННОГО ТИПА

Для контактирования потоков пара (газа) и жидкости в процессах ректификации и абсорбции применяются аппараты различных конструкций, среди которых наибольшее распространение получили вертикальные аппараты колонного типа. Аппараты этого типа могут быть классифицированы в зависимости от рабочего давления, технологического назначения и типа контактных устройств.

В зависимости от применяемого давления колонные аппараты подразделяются на атмосферные, вакуумные и колонны, работающие под давлением.

К **атмосферным колоннам** обычно относят колонны, в верхней части которых рабочее давление незначительно превышает атмосферное и определяется сопротивлением коммуникаций и аппаратуры, расположенных на потоке движения паров ректификата после колонны. Давление в нижней части колонны зависит в основном от сопротивления ее внутренних устройств и может значительно превышать атмосферное (например, колонна для разделения смеси этилбензола и ксилолов).

В **вакуумных колоннах** давление ниже атмосферного (создано разрежение), что позволяет снизить рабочую температуру процесса и избежать разложения продукта (разделение мазута, производство стирола, синтетических жирных кислот и др.). Величина остаточного давления в колонне определяется физико-химическими свойствами разделяемых продуктов и главным образом допустимой максимальной температурой их нагрева без заметного разложения.

В **колоннах, работающих под давлением**, величина последнего может значительно превышать атмосферное (колонны ГФУ, стабилизаторы, абсорберы и др.).

По технологическому назначению колонные аппараты подразделяются на колонны атмосферных и атмосферно-вакуумных установок разделения нефти и мазута, колонны установок вторичной перегонки бензинов, каталитического крекинга, установок газоразделения, установок регенерации растворителей при депарафинизации масел и др.

По типу внутренних контактных устройств различают тарельчатые, насадочные и пленочные колонные аппараты (рис. VII-1). Области применения контактных устройств определяются свойствами разделяемых смесей, рабочим давлением в аппарате, нагрузками по пару (газу) и жидкости и т.п.

В **тарельчатых аппаратах** (рис. VII-1, *а*) контакт между фазами происходит при прохождении пара (газа) сквозь слой жидкости, находящейся на контактном устройстве (тарелке).

В **насадочных колоннах** (рис. VII-1, *б*) контакт между газом (паром) и

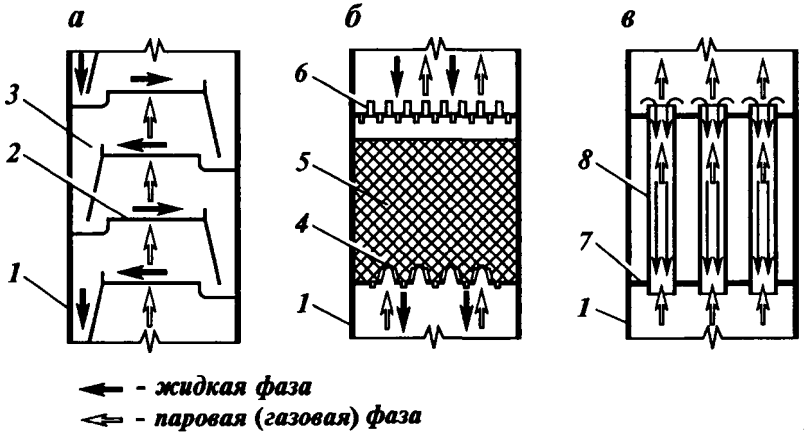


Рис. VII-1. Схемы основных типов колонных аппаратов:
а — тарельчатый; *б* — насадочный; *в* — пленочный; *1* — корпус колонны; *2* — полотно тарелки; *3* — переточное устройство; *4* — опорная решетка; *5* — насадка; *6* — распределитель; *7* — трубная решетка; *8* — трубка

жидкостью осуществляется на поверхности специальных насадочных тел, а также в свободном пространстве между ними.

В **пленочной колонне** (рис. VII-1, *в*) фазы контактируют на поверхности тонкой пленки жидкости, стекающей по вертикальной или наклонной поверхности.

В нефтегазопереработке в основном применяются тарельчатые колонны. Однако в последние годы в связи с созданием эффективных насадок возрос интерес и к насадочным колоннам, особенно это относится к вакуумным процессам, приобретающим в этом случае ряд положительных характеристик: низкое гидравлическое сопротивление, малая задержка жидкости, высокая эффективность в широком интервале изменения нагрузок по пару (газу) и жидкости и др.

ТАРЕЛЬЧАТЫЕ КОЛОННЫ

В ректификационных и абсорбционных колоннах применяются тарелки различных конструкций (колпачковые, клапанные, струйные, провальные и т.п.), существенно различающиеся по своим рабочим характеристикам и технико-экономическим данным. При выборе конструкции контактного устройства учитывают как их гидродинамические и массообменные характеристики, так и экономические показатели работы колонны при использовании того или иного типа контактных устройств.

Основные принципы классификации тарелок. В настоящее время в промышленной практике известны сотни различных конструкций тарелок, которые можно классифицировать по способу передачи жидкости с тарелки на тарелку, по способу взаимодействия жидкой и паровой (газовой) фаз, по характеру диспергирования взаимодействующих фаз, по конструкции устройства для ввода пара (газа) в жидкость и др.

По способу передачи жидкости различают тарелки со специальными переточными устройствами и тарелки провальные.

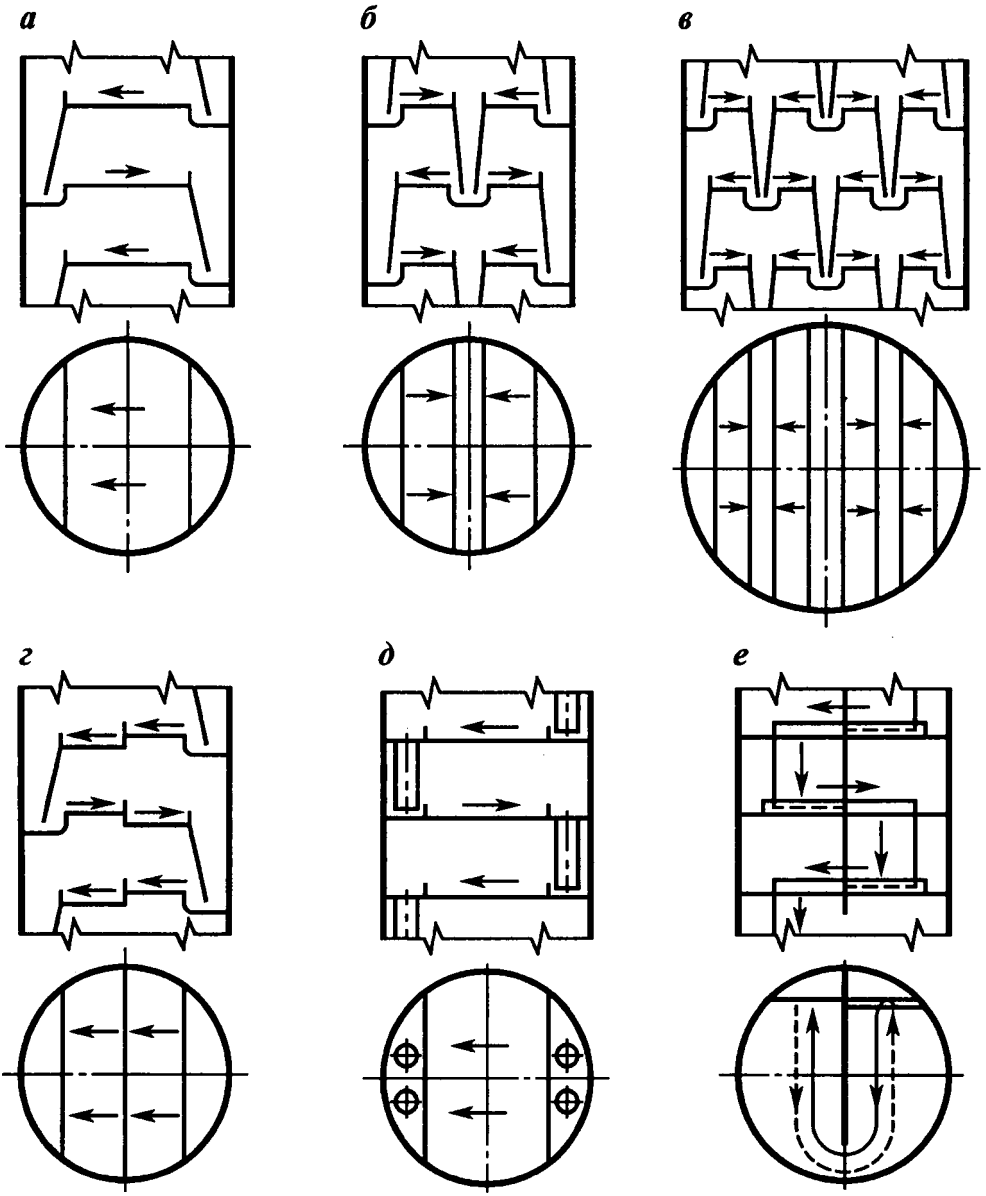
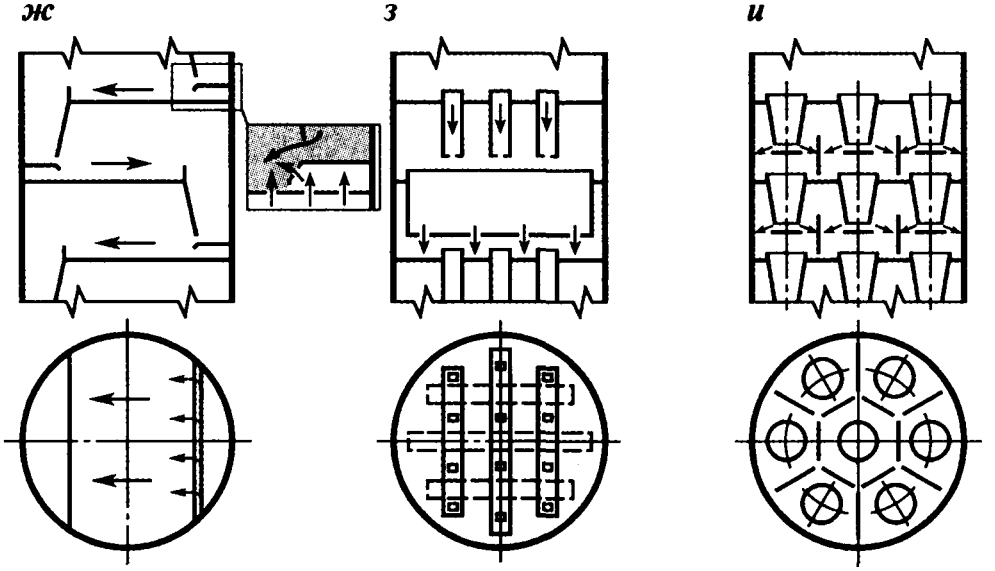


Рис. VII-2. Различные схемы организации движения потока жидкости на тарелках с переливными устройствами:
а — однопоточная; *б* — двухпоточная; *в* — четырехпоточная; *г* — каскадная; *д* — с переливными трубами; *е* — с кольцевым движением жидкости на тарелке; *ж* — тарелка NYE фирмы "Glitsch"; *з* — многосливная тарелка фирмы "Union Carbide Corp."; *и* — с двумя зонами контакта фаз

У тарелок *со специальными переточными устройствами* жидкость перетекает с тарелки на тарелку отдельно от потока пара через специальные каналы (рис. VII-2). В зависимости от нагрузки по жидкости и технологического назначения колонны переток жидкости может осуществляться



одним, двумя и более потоками (рис. VII-2, *а* – *в*). При применении тарелок с большим числом потоков следует учитывать, что при этом уменьшается длина пути жидкости на тарелке и, как следствие, снижается эффективность массопередачи. Колонна разбивается на несколько самостоятельных отсеков, что препятствует перераспределению пара по сечению аппарата в целом и ухудшает равномерность работы тарелок.

В пределах полотна тарелки течение жидкой фазы можно направить по горизонтальной поверхности или по слегка наклонной в сторону слива как в одном уровне, так и каскадом (рис. VII-2, *г*). Применение каскадных тарелок позволяет уменьшить значение градиента уровня жидкости Δ, что обеспечивает в колоннах большого диаметра более эффективную работу тарелок. Однако в этом случае увеличивается расстояние между тарелками и усложняется конструкция полотна.

При низких значениях нагрузки по жидкости обычно используют переливные трубы (рис. VII-2, *д*) или специальные конструкции переливов с кольцевым движением жидкости на тарелке (рис. VII-2, *е*). В последнем случае корпус аппарата и полотно тарелки разделяются вертикальной перегородкой на две части, что позволяет вдвое уменьшить длину сливной перегородки и увеличить нагрузку по жидкости на единицу длины сливной перегородки.

Стремление увеличить производительность колонны по паровой фазе привело к разработке переливных устройств (рис. VII-2, *ж*), оснащенных в месте ввода жидкости на тарелку дополнительной горизонтальной перегородкой, под которой располагаются контактные элементы (отверстия, клапаны и т. д.). Такая конструкция устраняет «мертвые» зоны под сливным карманом, что позволяет увеличить производительность колонны на 10÷20 %.

Конструкции тарелок, приведенных на рис. VII-2, *з* и VII-2, *и*, оснащены специальными переливными устройствами, распределенными по полотну и не доходящими до нижележащей тарелки. Применение таких таре-

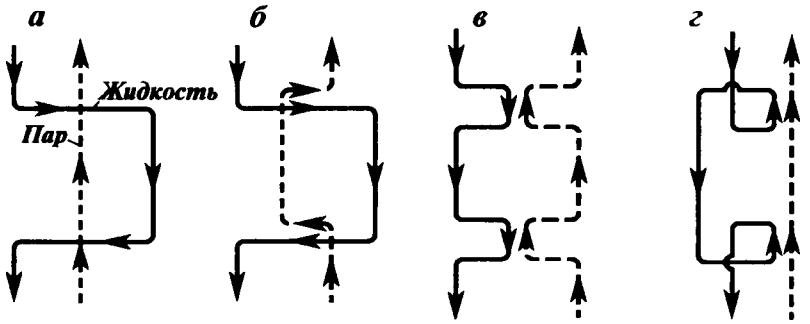


Рис. VII-3. Основные схемы движения пара и жидкости в контактной зоне тарелки:
а — перекрестный ток; *б* — перекрестный прямоток; *в* — противоток; *г* — прямоток

лок целесообразно при повышенных нагрузках по жидкости. Тарелки с двумя зонами контакта фаз (см. рис. VII-2, *и*) обеспечивают взаимодействие жидкости и пара как в барботажном слое на полотне тарелки, так и в стекающих струях, что увеличивает эффективность массопередачи.

Контакт между жидкой и паровой фазами осуществляется главным образом по схемам *перекрестного тока* (тарелки с переливными устройствами) (рис. VII-3, *а*) или *противотока* (провальные тарелки) (рис. VII-3, *в*). В последние годы получили распространение *перекрестно-прямоточные* контактные устройства, использующие сочетание перекрестного тока и прямотока в зоне контакта фаз, что в целом обеспечивает высокие показатели по производительности и эффективности (рис. VII-3, *б*). Скоростные *прямоточные* тарелки (рис. VII-3, *г*) обеспечивают контактирование пара и жидкости в закрученном восходящем потоке.

По характеру диспергирования взаимодействующих фаз различают тарелки *барботажного* и *струйного* типов. На тарелках пар (газ), диспергируясь на мелкие пузырьки и струи, с большой скоростью проходит через слой жидкости. Образующаяся при этом газожидкостная система называется пеной. Режим взаимодействия фаз, когда пар является дисперсной фазой, а жидкость сплошной фазой, называется *барботажным*, а тарелки, реализующие этот режим работы, называются *барботажными*. У барботажных тарелок элементы контактных устройств (колпачки, клапаны, отверстия) создают в слое жидкости движение пара почти в вертикальном направлении. Барботажный режим имеет место при относительно небольших скоростях пара.

Тарелки барботажного типа могут иметь стесненное или свободное зеркало барботажа (рис. VII-4). У тарелок со *стесненным зеркалом барботажа* часть поверхности жидкости, через которую пар выходит в межтарельчатое пространство, занята контактными устройствами — желобчатыми или круглыми колпачками (примерно от 40 до 75 %), поэтому площадь для выхода пара из жидкости составляет 25—60 % рабочей площади тарелки. У тарелок *со свободным зеркалом барботажа* устройства для ввода пара в жидкость размещены практически на одном уровне с полотном тарелки (отверстия, клапаны и т. п.), вследствие чего пар может выходить из слоя жидкости в межтарельчатое пространство практически в любом месте барботажного слоя. Площадь для выхода пара из жидкости в этом случае составляет 70—90 % рабочей площади тарелки.

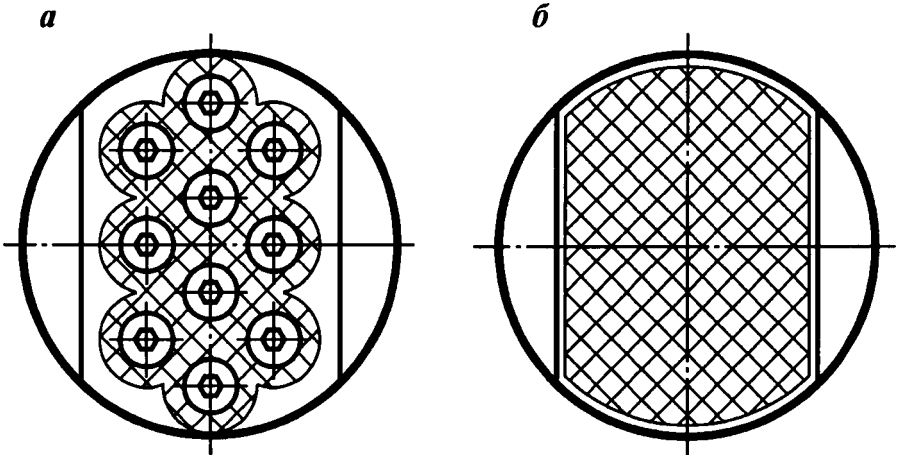


Рис. VII-4. Схемы барботажных тарелок со стесненным (*а*) и свободным (*б*) зеркалом барботажа. Зеркало барботажа заштриховано

При больших скоростях пара дисперсной фазой становится жидкость, а пар — сплошной фазой. Контакт между фазами осуществляется на поверхности капель и струй жидкости, движущихся в межтарельчатом пространстве с большой скоростью. Этот режим называется *струйным*, а контактные устройства, основанные на этом принципе взаимодействия фаз, — *струйными*.

При струйном режиме контакт между паром (газом) и жидкостью осуществляется в прямотоке. Необходимо отметить, что при реализации чистого прямоточного движения контактирующих фаз, несмотря на значительное повышение производительности аппарата, эффективность такого взаимодействия в пределах отдельного контактного элемента обычно невысока и ограничена условиями достижения равновесия на выходе из области контактной зоны, где осуществляется прямоток фаз. Для повышения общей эффективности взаимодействия контактирующих фаз прибегают к различным способам локализации (компенсации) прямотока.

В зависимости от конструкции устройств для ввода пара в жидкость различают ситчатые (дырчатые), колпачковые, клапанные, язычковые (чешуйчатые) и другие типы тарелок.

Направление ввода газа (пара) в жидкость и характер взаимодействия фаз в зоне контакта оказывают существенное влияние на производительность и эффективность работы тарелки, а также на зависимость эффективности тарелки от нагрузки по пару.

Для повышения производительности тарелки используют для контактирования фаз прямоток, а для повышения эффективности взаимодействия фаз предпочитают перекрестный ток или противоток. Оптимальное сочетание указанных характеристик обеспечивает реализацию наиболее высоких эксплуатационных показателей тарельчатых контактных устройств.

Оценка конструкций тарелок. При оценке конструкций тарелок обычно принимают во внимание следующие показатели: производительность; гидравлическое сопротивление Δp; эффективность η при разных

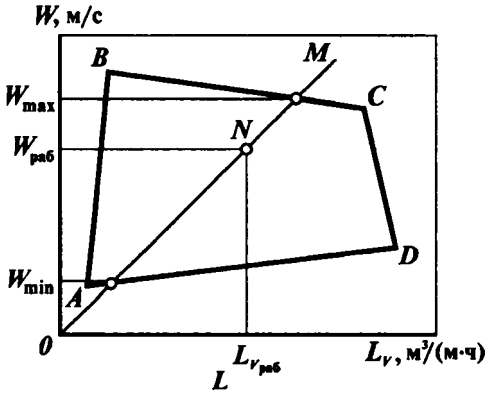


Рис. VII-5. Область устойчивой работы тарелки с переливными устройствами

рабочих нагрузках; диапазон рабочих нагрузок в условиях достаточно высокой эффективности; сопротивление одной теоретической тарелки ($\Delta p/\eta$) при различных рабочих нагрузках; возможность работы на средах, склонных к полимеризации, образованию инкрустаций и т.п.; простоту конструкции, проявляющуюся в трудоемкости изготовления, монтажа, ремонтов; металлоемкость.

В большинстве случаев для оценки конструкции решающее значение имеют первые четыре показателя.

Важной характеристикой тарелки является диапазон рабочих нагрузок $n = W_{max}/W_{min}$, где W_{max} и W_{min} – максимальная и минимальная допустимые скорости пара в колонне. Чем больше величина n, тем большие колебания нагрузок по жидкой и паровой фазам можно допустить в условиях эксплуатации аппарата с тем или иным типом контактных устройств.

На рис. VII-5 показана область устойчивой работы контактных тарелок с переливными устройствами. Максимально допустимая скорость пара в колонне (линия *BC*) определяется величиной допустимого уноса жидкости, которая обычно принимается равной 10 %. Линия *AD* определяет минимально допустимые скорости пара, соответствующие 10 % провалу жидкости. Справа область устойчивой работы ограничена линией *CD*, которая соответствует максимальным нагрузкам по жидкости, соответствующим 85 % режима «захлебывания». Линия *AB* определяет минимальные нагрузки по жидкости, при которых на тарелке обеспечивается устойчивый барботажный слой и отсутствует «проскок» пара. Нагрузки по пару и жидкости, соответствующие координатам любой точки внутри области, обеспечивают устойчивую работу аппарата.

Линия *OM*, соединяющая рабочую точку *N* с началом координат, называется рабочей линией процесса. Пересечение рабочей линии *OM* с прямыми, ограничивающими область устойчивой работы тарелки, позволяет определить максимальную и минимальную допустимую скорость пара в колонне.

Построение области устойчивой работы тарелки является одним из основных этапов гидравлического расчета тарелки. В инженерных методиках расчета используются эмпирические зависимости для построения области устойчивой работы, полученные при исследовании контактных устройств на экспериментальных стендах и модельных системах.

Ниже приведены усредненные данные по величинам рабочего диапазона нагрузок n для тарелок некоторых типов:

Колпачковая с круглыми колпачками	4–5
Струйная с вертикальными перегородками	3–3,5
Из S-образных элементов	2,5
Решетчатые провального типа	2
Клапанные	4 и более

Поскольку величина эффективности η зависит от изменения значения скорости паров W, важной характеристикой работы контактной тарелки является диапазон ее эффективной работы $n_{эф} = W_{эф.max}/W_{эф.min}$, где $W_{эф.max}$ и $W_{эф.min}$ – максимальная и минимальная скорости пара в колонне, соответствующие принятому значению эффективности η. На рис. VII-6 приведены типичные кривые зависимости η от W для основных типов тарелок.

У тарелок барботажного типа с переливными устройствами зависимость η от W соответствует кривой *1*, т. е. эффективность мало изменяется в широком интервале изменения нагрузок (обычно $n_{эф} > 3$). Кривая *2* характерна для тарелок с барботажным режимом работы в начале рабочего диапазона и прямоточным движением фаз в его конце, а также для барботажных тарелок провального типа. В этом случае реализация большого рабочего диапазона связана с существенной потерей эффективности тарелки по сравнению с максимальной. Кривая *3* характерна для тарелок с прямоточным движением фаз, имеющих максимальную эффективность в области больших скоростей пара. В этом случае широкий диапазон рабочих нагрузок может быть получен при относительно низкой эффективности.

Стремление при проектировании реализовать рабочую нагрузку колонны вблизи максимума эффективности может привести к тому, что на практике даже при наличии современных систем автоматизации колонна не сможет обеспечить заданное разделение фракций или производительность.

Устройство и работа барботажной тарелки. Рассмотрим особенности работы барботажной тарелки на примере колпачковой тарелки с круглыми колпачками, схема которой приведена на рис. VII-7.

Жидкость поступает на полотно тарелки из переливного устройства (рис. VII-7, *а*) и течет от приточной стороны тарелки к сточной, при этом на тарелке возникает градиент уровня жидкости Δ. Стенка переливного устройства погружена в жидкость, находящуюся на нижележащей тарелке, что обеспечивает в колонне соответствующий гидравлический затвор, ис-

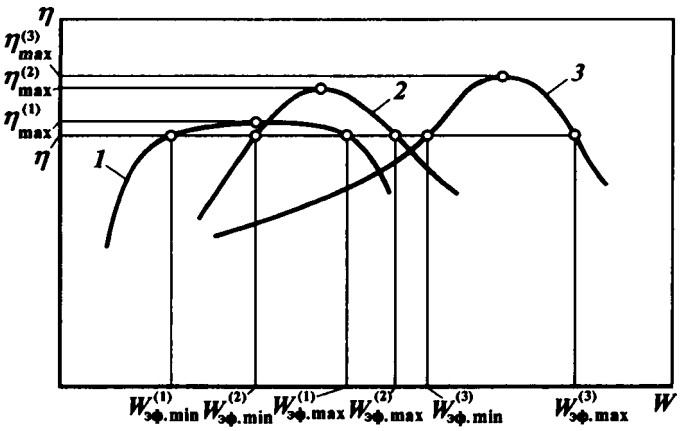


Рис. VII-6. Кривые зависимости эффективности работы тарелки η от скорости пара (газа) для тарелок с переливными устройствами:
1 – барботажная; *2* – барботажно-прямоточная; *3* – прямоточная (струйная)

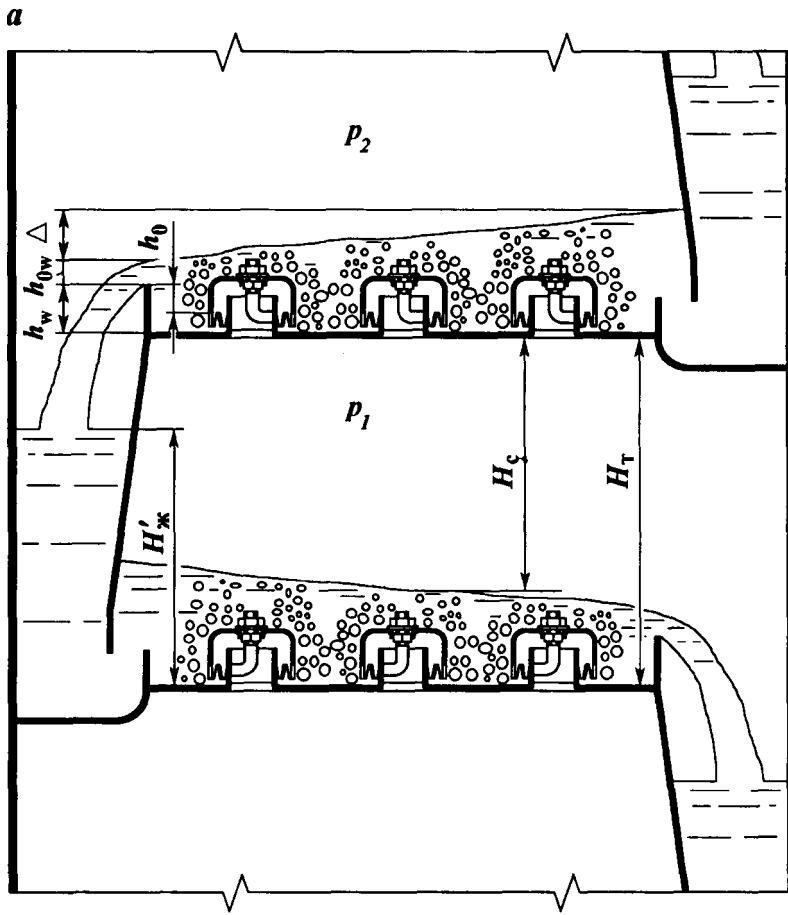
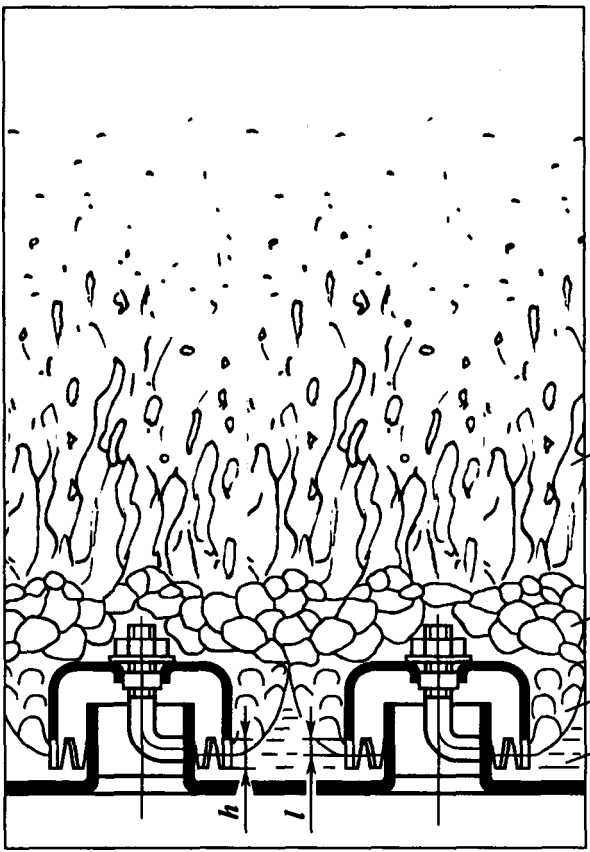


Рис. VII-7. Схема работы барботажной тарелки с круглыми колпачками:
а — общий вид тарелки; *б* — схема барботажа газа в зоне контакта

б



ключающий возможность прохождения паров через переливное устройство. Уровень жидкости $H'_ж$ в переливном устройстве выше уровня жидкости на тарелке, что обеспечивает необходимый расход жидкости.

Высота слоя жидкости на полотне тарелки определяется высотой сливной перегородки h_w и подпором жидкости над гребнем слива h_{ow}. Изменяя высоту сливной перегородки, можно менять уровень жидкости на тарелке.

Вследствие разности давлений $p_1 > p_2$ между двумя смежными тарелками и наличия гидравлического затвора в переливном устройстве поток паров направляется через паровые патрубки под колпачки и через прорези в его нижних кромках поступает в слой жидкости на тарелке. При барботаже, т. е. прохождении газа (пара) сквозь слой жидкости, осуществляется контакт между фазами и протекает процесс массообмена между ними.

Данному рабочему режиму соответствует определенная степень открытия прорезей колпачков *l*, которая обеспечивает пропуск паров, приходящихся на одну прорезь. При этом уровень жидкости под колпачком ниже, чем на полотне тарелки (см. также рис. VII-16).

Поток паров при поступлении в слой жидкости прорезями колпачков разбивается на большое число отдельных струй, которые с большой скоростью входят в жидкость. В пространстве между смежными колпачками паровые и жидкостные струи, сталкиваясь, деформируются, образуя слой газожидкостной системы (пены) с сильно развитой поверхностью контакта фаз (рис. VII-7, *б*).

Наблюдения за работой колпачков тарелки на прозрачных моделях показали, что все пространство между смежными колпачками может быть разбито на следующие основные зоны: 1) небарботируемой жидкости (зона *I*); 2) недеформируемых струй (зона *II*); 3) деформируемых струй — пены (зона *III*); 4) парового пространства с взвешенными каплями жидкости (зона *IV*).

Зона небарботируемой жидкости *I* образуется между полотном тарелки и нижней границей открытых прорезей. Непосредственно через этот слой жидкости пар не проходит, поэтому массообмен в этой зоне малоэффективен. Он обусловлен главным образом молекулярной диффузией в слое жидкости, а также перемешиванием жидкости вследствие наличия градиента давления.

Для уменьшения высоты зоны небарботируемой жидкости следует более глубоко погружать колпачки в жидкость, оставляя зазор между нижним обрезом прорезей колпачков и днищем тарелки не более 5 — 10 мм. При этом паровая нагрузка, приходящаяся на одну прорезь, должна быть такой, чтобы обеспечить по возможности более полное открытие прорези, включая случай $l \geq h$.

К зоне недеформируемых струй *II* относится часть пространства между колпачками от места выхода паровых струй из прорезей колпачков до места столкновения струй, выходящих из двух смежных колпачков. В этой зоне поверхность контакта фаз обусловлена в основном поверхностью струй. Высота этой зоны зависит от расстояния между колпачками и скорости выхода пара (газа) из прорезей колпачков.

С увеличением скорости паров в прорезях колпачков увеличивается вылет газовой струи в жидкости и сокращается путь струй до момента их столкновения, что приводит к уменьшению высоты зоны недеформируемых струй.

Уменьшение расстояния между колпачками также приводит к сокращению зоны недеформируемых струй. Однако чрезмерное уменьшение этого расстояния затрудняет движение жидкости по тарелке, увеличивает градиент уровня жидкости Δ и может привести к повышению уноса жидкости с тарелки потоком паров вследствие увеличения скорости выхода паров из жидкости между колпачками в зоне барботажа.

Для зоны пены *III* характерны наиболее развитая поверхность контакта и наиболее эффективный массообмен. Высота зоны пены возрастает с увеличением слоя жидкости на тарелке и скорости потока паров. Высота слоя пены на тарелке зависит от физических свойств жидкости, характеризующих ее способность к пенообразованию (поверхностное натяжение, плотности фаз). Вместе с тем необходимо иметь в виду, что при увеличении высоты слоя пены увеличивается гидравлическое сопротивление дви-

жению потока паров и вследствие уменьшения высоты сепарационного пространства H_c (расстояния от поверхности пены до вышележащей тарелки) возрастает унос жидкости на вышележащую тарелку. При максимальных рабочих нагрузках высота сепарационного пространства не должна быть меньше 100 – 150 мм.

В межтарельчатое сепарационное пространство вместе с потоком паров попадают капли жидкости различных размеров. Крупные капли, вследствие того что скорость паров в межтарельчатом пространстве меньше их скорости витания, как правило, под действием силы тяжести вновь возвращаются в слой жидкости. Мелкие капли, скорость витания которых меньше скорости движения паров в межтарельчатом пространстве, а также часть крупных капель, получивших большую начальную скорость, транспортируются потоком паров на вышележащую тарелку, что и приводит к их уносу. Концентрация капель жидкости в межтарельчатом пространстве убывает в направлении движения паров. Поверхность контакта фаз в сепарационном пространстве барботажных тарелок в основном определяется поверхностью капель жидкости, вклад которой в массообмен незначителен.

Для нормальной работы барботажной тарелки должно быть обеспечено равномерное распределение потока паров по всей рабочей площади тарелки, т.е. гидравлическое сопротивление каждого контактного элемента (колпачка, клапана, отверстия) должно быть одинаковым. Этого можно достичь погружением контактных элементов в слой жидкости на одну и ту же глубину. Если высота слоя жидкости на тарелке меняется незначительно, что характерно для колонн относительно небольшого диаметра (обычно менее 1 м), то колпачки могут быть установлены на одном горизонтальном уровне. Для колонн большого диаметра и при значительных расходах жидкости, когда высота слоя жидкости на тарелке существенно меняется (более 10 мм), применяют разный уровень установки колпачков (более высокий у колпачков, расположенных ближе к входу жидкости на тарелку). Кроме того, устраивают несколько каскадов по пути движения жидкости или делят общий поток жидкости на несколько потоков (см. рис. VII-2, *а – г*).

Из рассмотренной схемы работы колпачковой тарелки следует, что на тарелке контакт между паровой и жидкой фазами осуществляется по схеме перекрестного тока: пары движутся снизу вверх, жидкость течет перпендикулярно направлению движения потока паров. В пространстве между смежными колпачками жидкость интенсивно перемешивается по высоте слоя, и концентрации ее в этих зонах выравниваются. Состав жидкости вдоль потока за счет массообмена меняется. Обычно принимают, что пар в межтарельчатом пространстве полностью перемешан, т.е. во всех точках поперечного сечения колонны состав его одинаков. Такое допущение справедливо для колонн относительно небольшого размера при достаточной величине межтарельчатого расстояния. Для колонн большого диаметра это допущение неправомочно. Однако на эффективность контакта фаз степень перемешивания пара в межтарельчатом пространстве оказывает значительно меньшее влияние, чем степень перемешивания жидкости на полотне тарелки.

Бесколпачковые барботажные тарелки (из S-образных элементов, клапанные, струйные, ситчатые), снабженные переливными устройствами, по принципу работы аналогичны работе колпачковой тарелки. У этих тарелок поток паров разбивается на струи в соответствии с числом отверстий, имеющихся на тарелке. Слой жидкости удерживается на таких тарелках благодаря напору потока паров, проходящих через отверстия в полотне тарелки. Высота слоя жидкости регулируется высотой сливной перегородки h_w. При недостаточном напоре паров жидкость начинает стекать на нижележащую тарелку через те же отверстия, через которые проходит и пар, в связи с чем поддержание необходимого уровня жидкости на та-

релке становится невозможным. Это приводит к значительному снижению эффективности контакта фаз (см. левую ветвь кривой зависимости эффективности от скорости пара, приведенной на рис. VII-6).

Тарелки из S-образных элементов (рис. VII-8) являются разновидностью колпачковых тарелок и состоят из отдельных элементов, каждый из которых образует одновременно полость для паров и жидкости. В начале

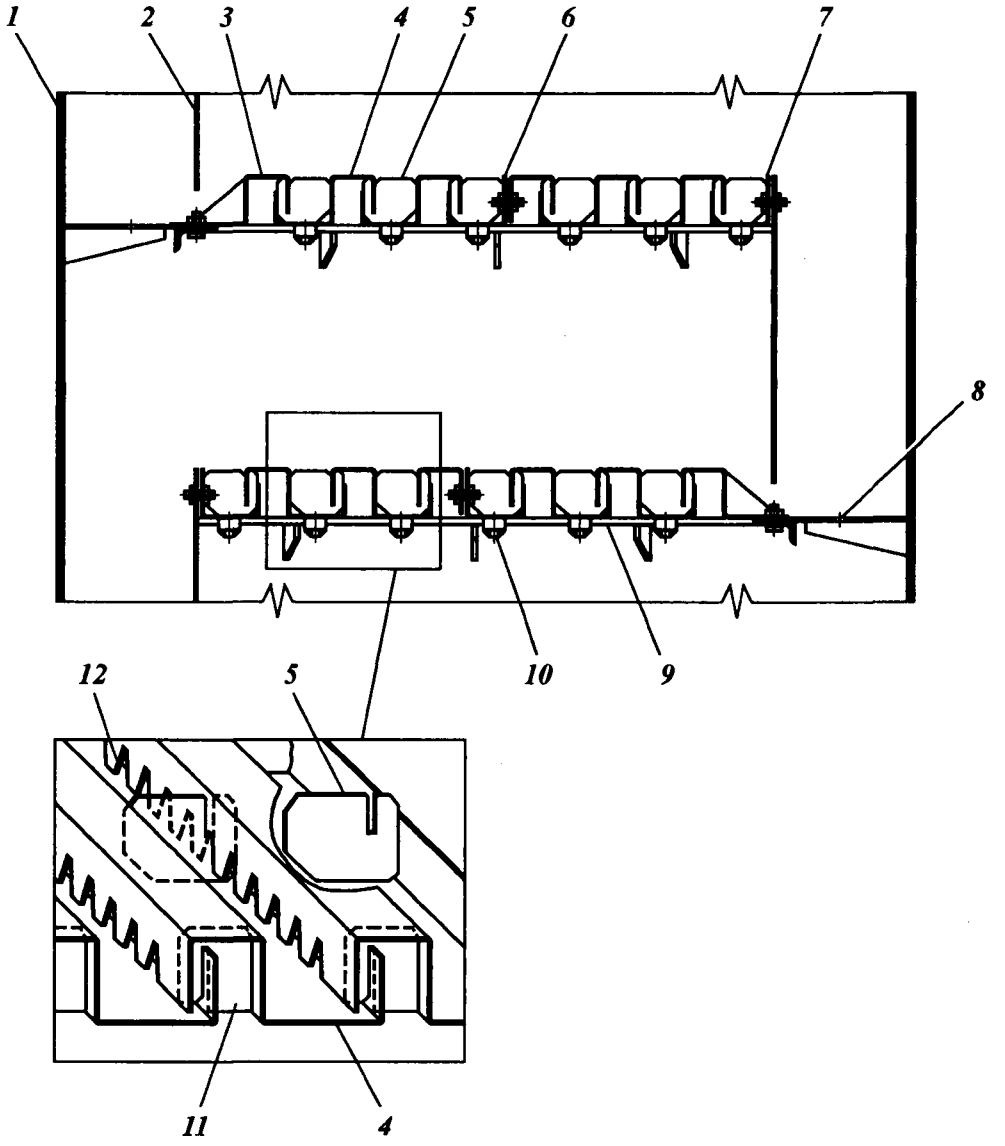


Рис. VII-8. Конструкция тарелки из S-образных элементов:
1 — корпус колонны; *2* — сливная перегородка; *3* — паровой элемент; *4* — S-образный элемент; *5* — поперечные перегородки; *6* — разъемный S-образный элемент; *7* — жидкостный элемент; *8* — отверстие для слива жидкости; *9* — опорное кольцо; *10* — струбцина; *11* — заглушки; *12* — прорези в S-образных элементах

тарелки установлен паровой элемент *3*, у слива с тарелки — жидкостный элемент *7*. Вертикальная стенка части S-образного элемента *4*, выполняющей роль колпачка, снабжена трапециевидными прорезями *12*. Паровая часть S-образного элемента с торцов перекрыта заглушками *11*, препятствующими выходу пара в этом направлении. Для повышения жесткости конструкции и упрощения монтажа тарелки по длине S-образных элементов привариваются поперечные перегородки *5*. При большом числе элементов вдоль потока жидкости в середине тарелки предусматривают разъемный S-образный элемент, что позволяет начинать разборку тарелки также и в средней части. Профиль *S*-образного элемента имеет повышенную жесткость, что позволяет изготавливать их из стального листа толщиной 2 мм и при диаметре колонны до 4000 мм не применять промежуточных опорных балок.

Жидкость движется единым потоком по тарелке в направлении к сливу, проходя над S-образными элементами и переливаясь через них. Пары проходят через прорези S-образных элементов, барботируют через жидкость и при этом способствуют ее движению по тарелке.

Клапанные тарелки. Отличительной особенностью клапанных тарелок является увеличение их свободного сечения по мере увеличения скорости газа. Благодаря этому скорость газа при его выходе в слой жидкости остается примерно постоянной вплоть до полного открытия клапана. Перекрытие отверстий тарелки саморегулирующимися клапанами позволяет расширить интервал рабочих нагрузок.

Первые конструкции контактных тарелок клапанного типа были разработаны и запатентованы в США в начале двадцатых годов. В отверстиях полотна тарелки вместо неподвижных колпачков предлагалось устанавливать подвижные элементы в форме заклепок с развернутыми внизу стержнями. Эти конструкции оказались неработоспособными и, не найдя применения в промышленности, не могли составить сколько-нибудь серьезной конкуренции колпачковым тарелкам, которые в то время занимали ведущее положение в массообменных аппаратах. Но идея устанавливать на полотнах тарелок подвижные элементы, которые могли бы изменять свободное сечение полотна тарелки в зависимости от газовой нагрузки, сыграла важную роль в дальнейшем совершенствовании тарельчатых контактных устройств.

Понадобилось еще более тридцати лет, прежде чем были разработаны конструкции клапанных тарелок, нашедших широкое применение в промышленности. В пятидесятых годах американские фирмы «Glitsch», «Koch» и «Nutter» вводят в эксплуатацию первые промышленные колонны с клапанными тарелками. Тарелки испытывались в абсорберах, отпарных и ректификационных колоннах. Оказалось, что клапанные тарелки, по сравнению с колпачковыми, имеют меньшую массу и меньшую склонность к загрязнениям, повышенную пропускную способность, более высокую эффективность массопередачи в широком диапазоне нагрузок по газу (пару) и жидкости.

Первое отечественное авторское свидетельство на клапанную тарелку было выдано в 1961 г. И.Ф. Малежику. Эта конструкция была успешно внедрена в спиртовой промышленности. Вторая клапанная прямоточная тарелка, разработанная во ВНИИнефтемаше в 1965 г., получила широкое распространение в нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности.

Среди известных в настоящее время конструкций клапанных тарелок с перекрестным движением фаз особое место занимает тарелка, разработанная фирмой "Glitsch", с дисковыми клапанами V-1, у которых направляющие с нижними ограничителями подъема штампуются заодно с клапаном и отгибаются затем под углом 90°. Края клапана несколько отогнуты вниз, что повышает локальную скорость газа при выходе его из-под клапана. Эти тарелки многие годы успешно эксплуатируются в промышленности и хорошо себя зарекомендовали.

На рис. VII-9, *а* представлена конструкция тарелки с дисковыми клапанами, являющаяся дальнейшим усовершенствованием клапана V-1. В отверстиях полотна *1* тарелки установлены дисковые клапаны *2*, которые центрируются тремя, расположенными под углом 120°, направляющими *4*, имеющими нижние ограничители подъема *5*. Начальный зазор между кромкой диска клапана и полотном тарелки получают при помощи ограничителей *6*. Для уменьшения гидравлического сопротивления в центре клапана выполнено коническое углубление *3*, направленное навстречу потоку пара, что обеспечивает плавное обтекание паровым потоком диска клапана.

При сборке клапанных тарелок в зависимости от диаметра аппарата на полотне одной тарелки устанавливают от нескольких десятков до нескольких тысяч клапанов. В связи с этим для аппаратов больших диаметров необходимо упрощение сборки клапанных тарелок. Один из вариантов конструкции клапана, которая значительно облегчает сборку тарелки, представлена на рис. VII-9, *б*. Направляющие *4* выполнены с упругими язычками *5*, ограничивающими вертикальный подъем клапана. Клапаны устанавливаются сверху без специальных приспособлений путем нажатия на пластину клапана. При этом пружинящие концы направляющих *4* сжимаются навстречу друг другу, а язычки-ограничители *5* заводятся под полотно тарелки. Такая конструкция обеспечивает также снижение расхода металла, так как для изготовления клапана используют диски, образовавшиеся при вырубке отверстий в полотне тарелки.

Во ВНИИнефтемаше разработана тарелка с трапециевидными клапанами (рис. VII-9, *в*), у которых меньшее основание трапеции обращено в сторону слива жидкости. Интенсивность прямотока на таких тарелках зависит от отношения высоты трапеции к длине ее боковой стороны: чем меньше это отношение, тем интенсивнее прямоток на тарелке. Простота конструкции тарелок с трапециевидными клапанами и практически безотходная технология изготовления клапанов позволяет изготавливать их в ремонтно-механических цехах НПЗ.

С целью повышения производительности тарелки, увеличения поверхности контакта фаз и расширения диапазона устойчивой работы разработаны балластные клапанные тарелки (рис. VII-9, *г*). При малых нагрузках по пару тарелка работает как обычная с дисковыми клапанами меньшей массы. При увеличении нагрузки дисковый клапан упирается в балласт и работает совместно с ним как один утяжеленный клапан. Такая конструкция позволяет расширить диапазон саморегулирования и уменьшить сопротивление тарелки, особенно при низких нагрузках по пару.

Представляет интерес конструкция прямоточной клапанной тарелки с групповым балластом, разработанная во ВНИИнефтемаше (рис. VII-9, *д*). Полотно *1* тарелки изготовлено с прямоугольными отверстиями, закрытыми сверху клапанами *2* прямоугольной формы 25×150 или 25×300 мм.

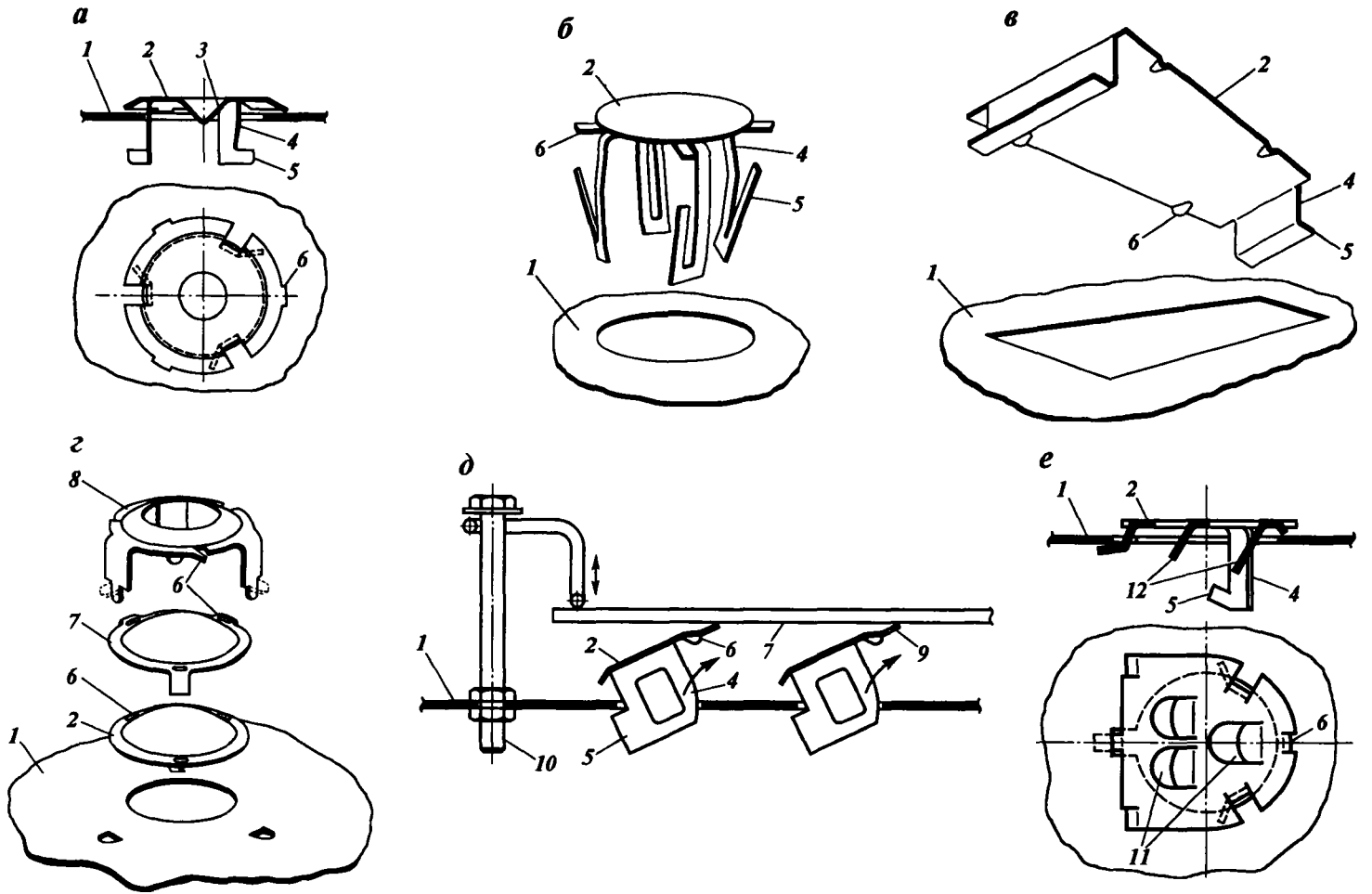

а
1
2
3
4
5
6
б
2
6
4
5
1
в
2
4
6
5
1
г
8
6
7
6
2
1
д
1
2
6
7
9
4
5
10
е
1
2
12
5
4
6
11

Рис. VII-9. Конструкции клапанных тарелок:
а — дисковый клапан фирмы "Nutter"; *б* — дисковый клапан фирмы "Sulzer"; *в* — трапециевидный клапан ВНИИнефтемаша; *г* — балластный клапан V-4 фирмы "Glitsch"; *д* — балластный клапан ВНИИнефтемаша; *е* — прямоточный клапан РГУ нефти и газа им. И.М. Губкина; *1* — полотно тарелки; *2* — клапан; *3* — коническое углубление; *4* — направляющие; *5* — ограничители вертикального подъема; *6* — ограничители начального зазора; *7* — балласт; *8* — специальный ограничитель подъема; *9* — рычаг; *10* — болт; *11* — отверстия в клапане; *12* — козырьки

Клапаны такой формы изготавливаются практически без отходов, а достаточно большие размеры клапана позволяют уменьшить их количество на полотне и снизить тем самым трудоемкость изготовления и стоимость тарелки. Клапаны центрируются в отверстиях полотна тарелки двумя направляющими *4* с ограничителями *5* вертикального перемещения. Каждый клапан имеет рычаг *9*, один конец которого жестко прикреплен к клапану, а другой находится над полотном тарелки между клапанами.

При низких паровых нагрузках клапаны поднимаются вертикально до тех пор, пока ограничители на направляющих *4* не упрутся в полотно тарелки. При этом тарелка работает в режиме перекрестного тока. Увеличение паровой нагрузки приводит к повороту клапанов, который обеспечивает выход пара в сторону слива жидкости, т.е. на тарелке создается перекрестно-прямоточный режим. Наличие рычагов *9* на клапанах сдвигает переход от перекрестного к перекрестно-прямоточному режиму в сторону повышенных скоростей парового потока.

На рис. VII-9, *е* представлена конструкция прямоточной клапанной тарелки с перфорированными клапанами, в которой выгодно сочетаются повышенная производительность прямоточных клапанных тарелок и высокая эффективность ситчатых тарелок. В отверстиях горизонтального полотна *1* установлены пластинчатые клапаны *2*, имеющие отверстия *11* с козырьками *12*, высота которых увеличивается в сторону открытия клапанов. Максимальный угол открытия клапанов составляет 25°, при этом площадь зазора между клапаном и полотном тарелки примерно равна площади отверстия в полотне тарелки.

При небольших нагрузках пар проходит через отверстия в клапанах и тарелка работает всем сечением как обычная ситчатая. В области повышенных газовых нагрузок одна часть парового потока выходит из-под клапанов в прямоток с жидкостью, а другая направляется козырьками в отверстия клапанов. Этим достигаются интенсивное взаимодействие контактирующих фаз, увеличение запаса жидкости на тарелке и высокая эффективность массопередачи.

Струйные тарелки. У струйных тарелок контактные элементы (просечки, лепестки и т. п.) расположены таким образом, что пар, выходящий в жидкость под некоторым углом к горизонту, приобретает горизонтальную составляющую скорости, совпадающую с направлением движения жидкости по тарелке или под некоторым углом к нему. Благодаря этому можно создать наиболее благоприятные условия для эффективного контакта фаз при высокой производительности контактного устройства. При чисто прямоточном движении фаз и большой скорости пара происходит снос жидкости в направлении сливного кармана, что затрудняет работу переливного устройства и приводит к снижению эффективности работы тарелки.

Чтобы избежать этого, прибегают к различным приемам, позволяющим локализировать (скомпенсировать) прямоточное движение фаз и не

допустить его распространения на всю тарелку, примером может служить установка поперечных секционирующих перегородок (рис. VII-10, *б* и *д*), создание движения фаз в пересекающихся направлениях, когда оси соседних лепестков расположены во взаимно перпендикулярном направлении или образуют пучок прямых (рис. VII-10, *в* и *г*) и т.п.

Тарелки провального типа (рис. VII-11) перекрывают все сечение колонны и состоят из отдельных секций, укрепленных на опорном кольце и балках каркаса. Для прохода паровой и жидкой фаз выполнены отверстия или прорези, площадь которых составляет от 10 до 30 % площади всей тарелки. На тарелках провального типа паровая и жидкая фазы контактируют по схеме противотока, благодаря чему происходит интенсивное перемешивание жидкости по всей высоте контактной зоны. Пар и жидкость

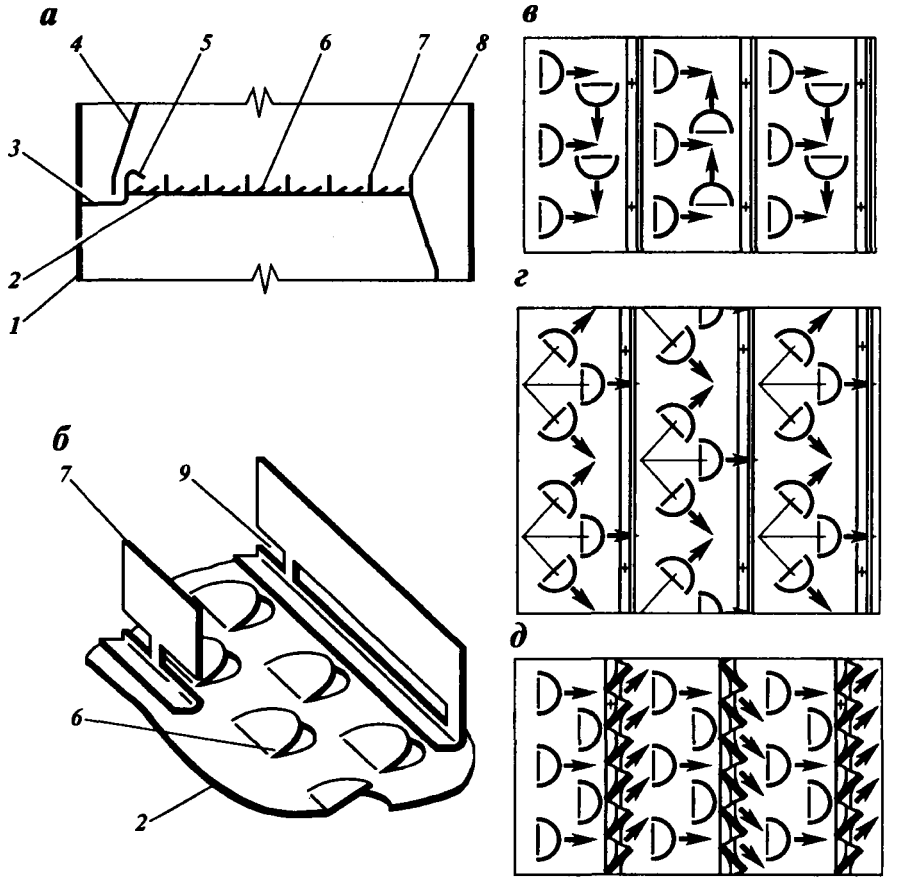


Рис. VII-10. Схема струйно-направленной тарелки с вертикальными поперечными секционирующими перегородками:
а — общий вид; *б* — схема контактной зоны; *в* — ввод части потока пара поперек потока жидкости; *г* — ввод части потока пара под углом к потоку жидкости; *д* — установка поперечных перегородок в форме гребенки: *1* — корпус колонны; *2* — полотно тарелки; *3* — приемный карман; *4* — стенка переливного кармана; *5* — подпорная перегородка; *6* — лепесток (язычок); *7* — вертикальная перегородка; *8* — сливная перегородка; *9* — прорезь в вертикальной перегородке

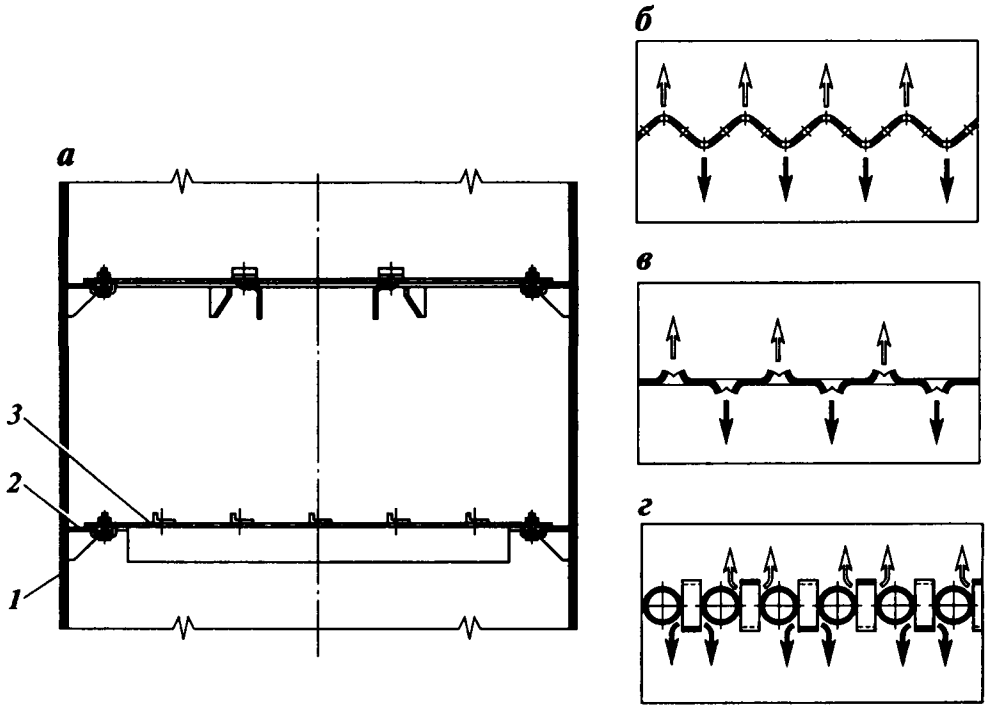


Рис. VII-11. Схемы тарелок провального типа:
а — решетчатая тарелка; *б* — ситчатая волнистая тарелка; *в* — решетчатая тарелка с отогнутыми кромками щелей; *г* — трубчато-решетчатая тарелка, оснащенная гофрированной лентой; *1* — корпус колонны; *2* — опорное кольцо; *3* — секция полотна тарелки

проходят через одни и те же каналы, при этом места стока жидкости и прохода паров случайным образом перемещаются по площади тарелки.

Тарелки этого типа гораздо более чувствительны к изменению нагрузок по жидкости и пару и имеют более узкий диапазон рабочих нагрузок *n*, чем тарелки со специальными переливными устройствами. При небольшой паровой нагрузке напор паров недостаточен для образования слоя жидкости на тарелке. При больших паровых нагрузках сопротивление течению жидкости через отверстия тарелки становится столь значительным, что пена заполняет практически все межтарельчатое пространство и нормальный переток жидкости с тарелки на тарелку нарушается. При этом резко возрастает гидравлическое сопротивление потоку паров. Такой режим работы называется *захлебыванием* и определяет предельные паровую и жидкостную нагрузки колонны.

Стандартные провальные решетчатые тарелки диаметром 1000—3000 мм имеют ширину прямоугольных прорезей 6×60 мм, шаг от 10 до 36 мм. На двух смежных тарелках прорези выполняют во взаимно перпендикулярных направлениях. На рис. VII-11, *а* показан прогрессивный вариант изготовления решетчатой провальной тарелки, когда край полотна отгибается и выполняет роль несущей балки. Такая конструкция применяется при переработке коррозионных продуктов и позволяет изготовить полотно и опорные конструкции из легированной стали.

Для увеличения производительности и эффективности провальных тарелок за счет более равномерного распределения потоков по сечению колонны применяют ситчатые волнистые тарелки (рис. VII-11, *б*), решетчатые тарелки с отогнутыми кромками щелей (рис. VII-11, *в*). Представляет интерес трубчато-решетчатая тарелка (рис. VII-11, *г*), полотно которой набирают из труб, расположенных параллельными рядами. В зазоре между трубами расположена гофрированная стальная лента, ширина которой равна величине зазора. Пар проходит через зазор между трубами в местах, где горизонтальные участки ленты выступают над поверхностью труб, так как сопротивление на этих участках минимально. В тех местах, где горизонтальные участки ленты расположены под трубами, проходит жидкость. В случае необходимости отвода (подвода) тепла по трубам может быть пущен хладагент (теплоноситель).

ГИДРАВЛИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ ТАРЕЛОК С ПЕРЕЛИВНЫМИ УСТРОЙСТВАМИ

Расчет гидравлического сопротивления тарелки. В результате гидравлического расчета определяют сопротивление тарелки прохождению потока паров, размеры переливного устройства и расстояние между тарелками.

Сопротивление потоку паров $\Delta p = p_1 - p_2$ (рис. VII-12) складывается из следующих трех составляющих: сопротивления сухой тарелки Δp_1, обусловленного потерями на трение и местными сопротивлениями при движении пара в каналах тарелки; сопротивления слоя жидкости на тарелке Δp_2; сопротивления Δp_3, связанного с преодолением сил поверхностного натяжения на границе жидкость — пар при выходе пара из отверстий тарелки в жидкость. Таким образом

$$\Delta p = \Delta p_1 + \Delta p_2 + \Delta p_3.$$

Вследствие относительно небольшой длины каналов, по которым пар проходит сквозь тарелку, сопротивление сухой тарелки в основном определяется местными гидравлическими сопротивлениями, связанными с изменением сечений и направления движения потока; сопротивлением трения обычно можно пренебречь.

В этой связи сопротивление сухой тарелки рассчитывают по известному уравнению гидравлики:

$$\Delta p_1 = \rho_п \sum_{i=1}^{n} \xi_i \frac{W_i^2}{2}, \qquad \text{(VII.1)}$$

где $\rho_п$ — плотность пара, кг/м^3; ξ_i — коэффициент местного сопротивления в произвольном i-м сечении парового канала; W_i — скорость пара в этом сечении, м/с.

Если взять скорость пара $W_{0п}$ в каком-то определенном сечении, то уравнение (VII.1) можно записать в следующем виде:

$$\Delta p_1 = \xi \frac{\rho_п W_{0п}^2}{2}, \qquad \text{(VII.2)}$$

где ξ — общий коэффициент сопротивления тарелки.

Из сопоставления уравнений (VII.1) и (VII.2) получим

$$\xi = \sum_{i=1}^{n} \xi_i \left(\frac{W_i}{W_{0п}}\right)^2 = \sum_{i=1}^{n} \xi_i \left(\frac{F_0}{F_i}\right)^2,$$

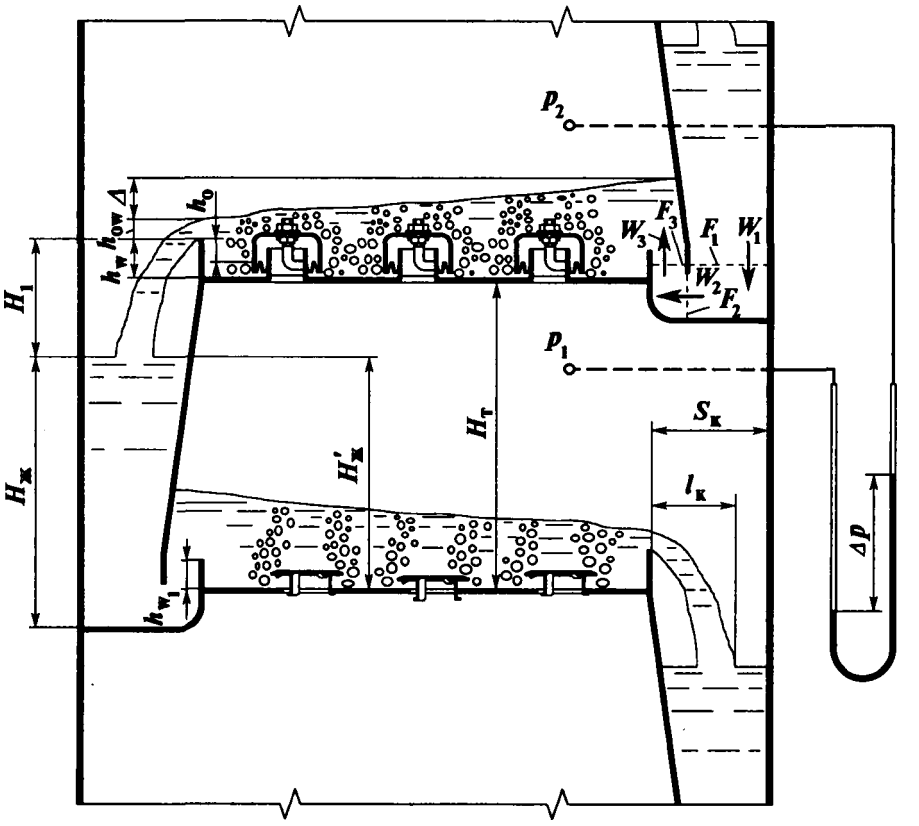


Рис. VII-12. Схема к гидравлическому расчету тарелок с переливными устройствами

где, F_i, F_0 – площади соответственно поперечного сечения канала для произвольного (i-го) и базового сечений, м^2.

Как правило, в качестве базового сечения при определении общего коэффициента сопротивления тарелки ξ принимают площадь отверстий в полотне тарелки для прохода пара.

Тарелки некоторых типов имеют следующие значения коэффициента ξ:

Колпачковые тарелки	4,5–7,0
Тарелки из S-образных элементов (по скорости паров в патрубках)	20,0
Ситчатые тарелки	1,4–2,0
Клапанные тарелки (клапаны полностью открыты)	4,8
Струйные тарелки с углом отгибки лепестков 25°:	
без секционирующих перегородок	1,8
с секционирующими перегородками высотой 35–50 мм	2,37

Расчет с использованием общего коэффициента сопротивления тарелки дает достаточно хорошие результаты для тарелок со сложным каналом (колпачковые, из S-образных элементов и т.п.), у которых входные кромки не оказывают решающего влияния на величину гидравлического сопротивления, а стенки канала получаются достаточно гладкими в результате технологических операций при изготовлении тарелки (штамповка, гибка и т.п.). Для тарелок с относительно простым каналом (ситчатые, клапанные,

струйные и др.) большое влияние на расчет величины Δp_1 оказывают состояние кромок отверстий, относительный размер отверстий, а также направление ввода и вывода потока пара.

На рис. VII-13 показана зависимость общего коэффициента гидравлического сопротивления ξ от отношения высоты подъема клапана h к диаметру отверстия D_0 для клапана "Glitsch" V-1 и плоского дискового клапана с нижним ограничением подъема. В интервале значений h = 2÷10 мм коэффициент гидравлического сопротивления клапана V-1 в среднем на 60 % меньше, чем у плоского дискового клапана. Это обусловлено влиянием конструкции клапана V-1, имеющего несколько отогнутые края, что увеличивает зазор между диском клапана и полотном тарелки при заданной высоте подъема клапана.

Величину общего коэффициента гидравлического сопротивления рассчитывают по уравнениям:

для клапана "Glitsch" V-1

$$\xi = \frac{0{,}0756}{(h / D_0)^{1{,}92}} + 3{,}12;$$

для плоского дискового клапана

$$\xi = \frac{0{,}14}{(h / D_0)^2} + 3{,}12.$$

Отличительной особенностью любой клапанной тарелки является наличие *диапазона саморегулирования* свободного сечения. Типовая зависимость гидравлического сопротивления сухой клапанной тарелки от скорости пара имеет три характерные области (рис. VII-14). При малых скоростях пара клапан неподвижен, пар проходит через начальный зазор между клапаном и плоскостью тарелки (область *I*, клапан закрыт), гидравлическое сопротивление тарелки пропорционально квадрату скорости пара. При дальнейшем увеличении нагрузки по пару клапан начинает подниматься в тот момент (точка *A* на кривой), когда энергия проходящего пара оказывается достаточной для того, чтобы поднять клапан (область *II*, клапан частично открыт). В этой области гидравлическое сопротивление тарелки определяется в основном массой клапана. При увеличении массы клапана гидравлическое сопротивление в области *II* растет (линии *1*, *2* и *3*). После подъема клапана в крайнее верхнее положение (точка *B* на кривой) свободное сечение тарелки становится постоянным и гидравлическое сопротивление растет пропорционально квадрату скорости пара (область *III*, клапан открыт). Увеличение максимальной высоты подъема в области *III* приводит к снижению гидравлического сопротивления (линии *4*, *5* и *6*). Граничные скорости смены режимов $W_{I\text{-}II}$ и

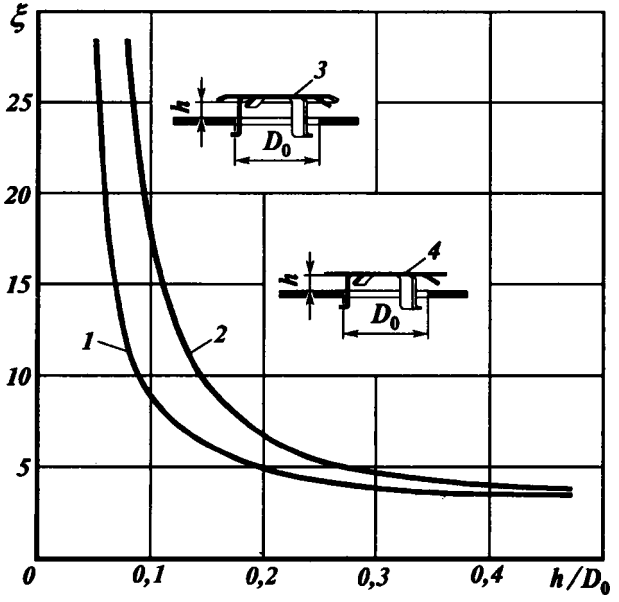


Рис. VII-13. Зависимость общего коэффициента гидравлического сопротивления ξ от отношения высоты подъема клапана h к диаметру отверстия D_0:
1 — кривая для клапана "Glitsch" V-1; *2* — кривая для плоского дискового клапана с нижним ограничением подъема; *3* — клапан "Glitsch" V-1; *4* — плоский дисковый клапан с нижним ограничением подъема

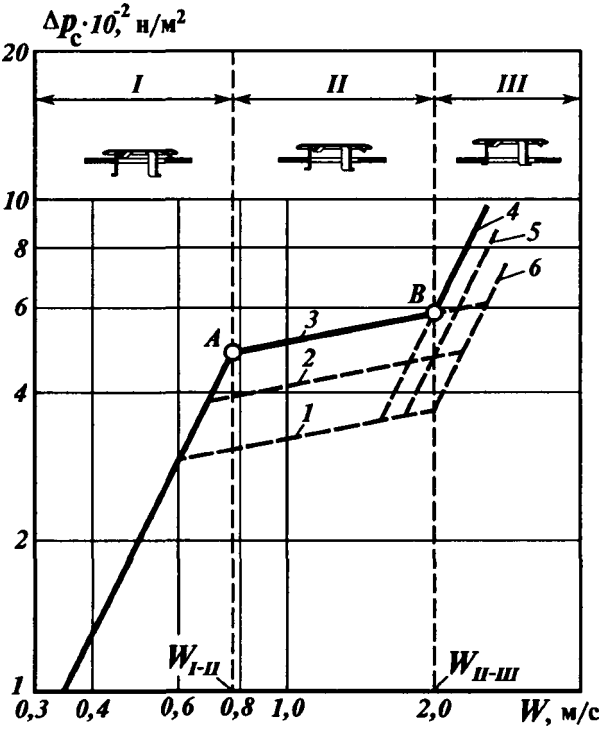


Рис. VII-14. Зависимость гидравлического сопротивления сухой клапанной тарелки "Glitsch" V-1 от скорости газа в колонне диаметром 140 мм при различной массе и высоте подъема клапана (по данным К. Хоппе, диаметр клапана 75 мм):
1 — масса клапана 88 г; *2* — масса клапана 116 г; *3* — масса клапана 138 г; *4* — максимальная высота подъема 12 мм; *5* — максимальная высота подъема 17 мм; *6* — максимальная высота подъема 22 мм

W_{II-III} зависят от свободного сечения тарелки, величины начального зазора, массы клапанов и максимальной высоты их подъема.

Зависимость гидравлического сопротивления сухой клапанной тарелки от скорости пара трудно представить одним уравнением. В специальной литературе для различных типов клапанов приводятся уравнения, позволяющие вести расчет во всем диапазоне изменения нагрузок.

При крайнем нижнем и крайнем верхнем положении клапанов (область *I* и *III*) гидравлическое сопротивление сухих клапанных тарелок определяется по уравнению (VII.2).

Гидравлическое сопротивление комбинированных тарелок (клапанно-ситчатых, клапанно-решетчатых) рассматривается как сопротивление любого из двух участков с параллельными потоками пара $Q_к$ через клапан и $Q_с$ через отверстия ситчатого полотна (рис. VII-15).

Используя уравнение (VII.2) можно записать:

$$\Delta p_1 = \xi_к \frac{\rho_п}{2}\left(\frac{Q_к}{3600F_к}\right)^2 = \xi_с \frac{\rho_п}{2}\left(\frac{Q_с}{3600F_с}\right)^2,$$

где $\xi_к$ и $\xi_с$ — коэффициенты гидравлического сопротивления клапана и отверстий ситчатого полотна соответственно; $Q_к$ и $Q_с$ — расход пара соответственно через клапан и отверстия ситчатого полотна, м³/ч; $F_к$ и $F_с$ — площадь отверстия под клапаном и отверстий ситчатого полотна, м².

Откуда получаем

$$Q_к = \sqrt{\frac{\Delta p_1 2(F_к 3600)^2}{\xi_к \rho_п}}; \qquad \text{(VII.3)}$$

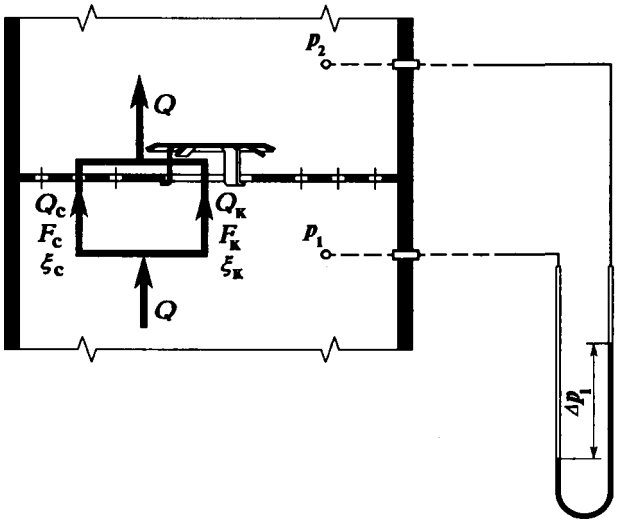


Рис. VII-15. Схема к расчету коэффициента гидравлического сопротивления клапанно-ситчатых тарелок

$$Q_c = \sqrt{\frac{\Delta p_1 2(F_c 3600)^2}{\xi_c \rho_п}}. \qquad \text{(VII.4)}$$

Общий расход пара, проходящего через тарелку,

$$Q = Q_к + Q_c. \qquad \text{(VII.5)}$$

Подставляя в уравнение (VII.5) выражения для расходов пара (VII.3) и (VII.4), находим гидравлическое сопротивление сухой клапанно-ситчатой тарелки:

$$\Delta p_1 = \left(F_к\sqrt{\frac{1}{\xi_к}} + F_c\sqrt{\frac{1}{\xi_c}}\right)^{-2}\left(\frac{Q}{3600}\right)^2 \frac{\rho_п}{2}. \qquad \text{(VII.6)}$$

Приравнивая уравнение (VII.6) и выражение для потери напора на тарелке (при расчете скорости пара на суммарную площадь $F = F_к + F_c$), получаем уравнение для расчета гидравлического сопротивления клапанно-ситчатых тарелок:

$$\xi = \frac{(F_к + F_c)^2}{\left(F_к\sqrt{\frac{1}{\xi_к}} + F_c\sqrt{\frac{1}{\xi_c}}\right)^2}.$$

Сопротивление слоя жидкости на тарелке

$$\Delta p_2 = Kg\rho_ж h_ж,$$

где $K < 1$ — коэффициент аэрации жидкости при барботаже, зависящий от типа тарелки и свойств парожидкостной системы; $\rho_ж$ — плотность жидкости, кг/м^3; $h_ж$ — глубина барботируемого слоя жидкости, м.

Для колпачковых тарелок (см. рис. VII-7)

$$\Delta p_2 = g\rho_{ж}\left(l_c + h_o + h_{ow} + \frac{\Delta}{2}\right),$$

где l_c — глубина погружения в жидкость центра тяжести открытой части прорези колпачка, м; h_o — расстояние от верхней части прорези колпачка до кромки сливной перегородки, м; h_{ow} — подпор жидкости над сливом, м; Δ — градиент уровня жидкости на тарелке, м.

Для бесколпачковых тарелок (из S-образных элементов, клапанные, ситчатые, струйные и других) величиной градиента уровня жидкости на тарелке обычно пренебрегают и определяют Δp_2 по уравнению:

$$\Delta p_2 = Kg\rho_{ж}(h_w + h_{ow}),$$

в котором коэффициент аэрации $K = 0{,}50 \div 0{,}66$.

Составляющую сопротивления Δp_3, обусловленную действием сил поверхностного натяжения, вычисляют по уравнению

$$\Delta p_3 = \frac{\sigma}{r_{гидр}},$$

где σ — поверхностное натяжение жидкости, Н/м; $r_{гидр}$ — гидравлический радиус отверстий, через которые пар выходит в жидкость, м.

Гидравлический радиус отверстий

$$r_{гидр} = \frac{F_o}{\Pi_o},$$

в котором F_o — площадь отверстий, через которые выходит пар, м^2; Π_o — периметр отверстий, через которые выходит пар, м.

Обычно величина Δp_3 значительно меньше других составляющих общего сопротивления тарелки.

Для тарелок бесколпачковых (струйных с вертикальными секционирующими перегородками, клапанных в области *I* и *III*, ситчатых и других) величину общего сопротивления можно также определить по уравнению

$$\Delta p = \frac{2}{3}\left[(\xi + 0{,}5)\frac{\rho_п W_{0п}^2}{2} + g\rho_{ж}(h_w + h_{ow}) + 0{,}5\Delta p_3\right]. \qquad \text{(VII.7)}$$

Высоту сливной перегородки h_w выбирают так, чтобы обеспечить достаточный слой жидкости на тарелке $h_w + h_{ow} \geq 40$ мм. При малых расходах жидкости, когда подпор h_{ow} мал, это обеспечивается сливной перегородкой высотой h_w. При больших расходах жидкости, когда слой жидкости на тарелке составляет 80 мм и более, высота сливной перегородки может быть уменьшена вплоть до $h_w = 0$. В этом случае необходимый слой жидкости на тарелке обеспечивается за счет подпора жидкости над гребнем слива h_{ow}.

Расчет открытия прорезей колпачков. Особенность работы колпачковых тарелок заключается в том, что величина открытия прорезей колпачков и скорости пара в открытой части прорезей изменяются при изменении паровой нагрузки тарелки. Анализ работы и визуальные наблюдения показывают, что моменту появления первого пузырька пара, проходящего через прорезь, соответствует некоторое ее начальное открытие l_o, обусловленное необходимостью преодолеть действие сил поверхностного натяжения. Поток пара начинает проходить через прорезь, когда ее открытие l превысит l_o (см. рис. VII-16).

Наиболее часто применяются прорези трапециевидной, прямоугольной и треугольной форм. Расчет прорезей последних двух типов является частным случаем расчета трапециевидной прорези.

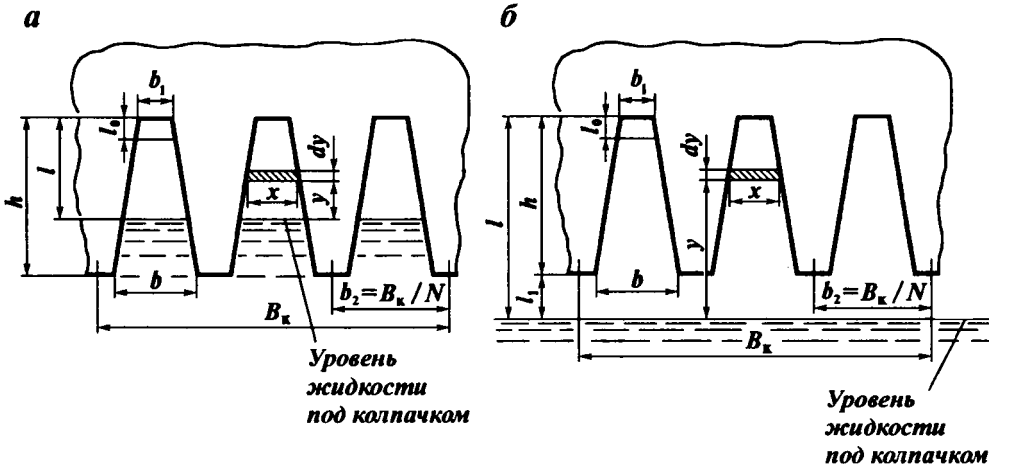


Рис. VII-16. Схема, иллюстрирующая открытие прорези колпачка:
а — при неполном открытии прорезей ($l \le h$); *б* — при наличии дополнительного открытия прорезей ($l > h$, $l = h + l_1$)

Рассмотрим течение газа (пара) через N затопленных трапециевидных прорезей (см. рис. VII-16). Элементарный расход газа на расстоянии y от уровня жидкости под колпачком через площадку xdy равен

$$dQ = \mu\sqrt{\frac{2g(\rho_ж - \rho_п)}{\rho_п}}yxdy.$$

Чтобы найти расход газа через сечение, расположенное ниже нижнего обреза прорезей (дополнительно открытая площадь $F_1 = B_к \cdot l_1$), заменим x на периметр колпачка $B_к$ и проинтегрируем выражение для dQ в пределах от 0 до l_1, получим

$$Q_{F_1} = \frac{2}{3}\mu B_к\sqrt{\frac{2g(\rho_ж - \rho_п)}{\rho_п}}l_1^{3/2}.$$

Чтобы найти расход газа через трапециевидную часть прорези площадью

$$F_2 = \frac{1}{2}(b_1 + b)(l - l_1),$$

выразим x через y, получим

$$dQ = \mu\sqrt{\frac{2g(\rho_ж - \rho_п)}{\rho_п}}y^{1/2}\left[b_1 + \frac{b - b_1}{h}(l - y)\right]dy.$$

Умножив обе части последнего выражения на N и проинтегрировав в пределах от l_1 до $(l - l_0)$, получим расход газа, проходящего через трапециевидную часть прорезей при $l = h + l_1$:

$$Q_{F_h} = \frac{2}{15}\mu N\sqrt{\frac{2g(\rho_ж - \rho_п)}{\rho_п}}\left[(l - l_0)^{3/2}\left(5b_1 + 2\frac{b - b_1}{h}l + 3\frac{b - b_1}{h}l_0\right) - l_1^{3/2}\left(5b + 2\frac{b - b_1}{h}l_1\right)\right].$$

Сложив уравнения для Q_{F_h} и Q_{F_1}, получим выражение для расхода газа через прорези при наличии дополнительного открытия l_1:

$$NQ_l = \frac{2}{15}\mu N\sqrt{\frac{2g(\rho_ж - \rho_п)}{\rho_п}}\left\{N(l - l_0)^{3/2}\left(5b_1 + 2\frac{b - b_1}{h}l + 3\frac{b - b_1}{h}l_0\right) +\right.$$

$$+l_1^{3/2}\left[5(B-Nb)-2N\frac{b-b_1}{h}l_1\right]\Bigg\}.$$

Разделив обе части последнего равенства на N и обозначив отношение B/N через b_2, получим уравнение для расчета расхода газа через одну трапециевидную прорезь:

$$Q_l=\frac{2}{15}\sqrt{\frac{2g(\rho_ж-\rho_п)}{\rho_п}}\left\{(l-l_o)^{3/2}\left(5b_1+2\frac{b-b_1}{h}l+3\frac{b-b_1}{h}l_o\right)+l_1^{3/2}\left[5(b_2-b)-2N\frac{b-b_1}{h}l_1\right]\right\}, \tag{VII.8}$$

где μ — коэффициент расхода, $\mu = 0{,}88$; l_o — начальное открытие прорезей, м. Остальные обозначения ясны из рис. VII-16.

При $b_1 = b$ получим уравнение для расхода газа через одну прямоугольную прорезь, а при $b_1 = 0$ — треугольную.

Величину начального открытия прорези колпачка l_o определяют из следующих уравнений:

для трапециевидной прорези

$$l_o=2{,}57\sqrt{\frac{\sigma}{g(\rho_ж-\rho_п)}};$$

для прямоугольной прорези

$$l_o=\left(1{,}744+\frac{3{,}05\cdot10^{-3}}{b}\right)\sqrt{\frac{\sigma}{g(\rho_ж-\rho_п)}};$$

для треугольной прорези

$$l_o=1{,}73\sqrt{\frac{\sqrt{4+(b/h)^2}+b/h}{b/h}\,\frac{\sigma}{g(\rho_ж-\rho_п)}}.$$

При заданной паровой нагрузке и принятой конструкции тарелки уравнение (VII.8) служит для определения величины открытия прорези l. Это уравнение соответствует общему случаю ($l > h$ и $l_1 > 0$), когда пар проходит как через прорези колпачка, так и по всему его нижнему краю (см. рис. VII-16, *б*).

Поскольку уравнение (VII.8) нелинейно относительно величины открытия прорези l, ее определяют методом последовательных приближений. При этом, чтобы ускорить решение, полезно вначале принять $l = h$ и определить расход пара Q_h через полностью открытую прорезь. Если фактический расход пара через прорезь $Q_l < Q_h$, то $l < h$ и $l_1 = 0$, если $Q_l > Q_h$, то $l > h$ и $l = h + l_1$.

Устойчивая работа колпачковой тарелки в значительной степени определяется величиной рабочего открытия прорезей колпачков. При минимальной рабочей паровой нагрузке открытие прорези не должно быть меньше, чем $h/2$ или $3l_o$.

Следует заметить, что пропускная способность прорезей существенно увеличивается за счет создания относительно небольшого дополнительного открытия прорезей $l_1 = 5\div10$ мм. Поэтому целесообразно применять колпачки с прорезями сравнительно небольшой высоты $h = 15\div20$ мм, что обеспечивает необходимую пропускную способность колпачков за счет дополнительного открытия прорезей.

Среднюю скорость пара в открытой части прорези колпачка можно определить из уравнения (VII.8), разделив Q_l на площадь открытой части прорези F_l:

$$W_l=\frac{Q_l}{F_l}=\frac{Q_l}{b_2l_1+\frac{b+b_1}{2}h}.$$

Величины средних скоростей паров в прорезях колпачков мало зависят от формы и размеров прорезей, однако существенное влияние на них оказывает отношение плотностей контактирующих фаз.

Влияние уровня жидкости на распределение паров. Для правильно спроектированной колпачковой тарелки величина рабочего открытия про-

резей l должна быть близкой к высоте прорези h или превышать ее на величину l_1 (см. рис. VII-16).

Вследствие наличия градиента уровня жидкости на тарелке Δ и одинакового перепада давления $\Delta p = p_1 - p_2$ поток паров через разные участки тарелки будет различным. Колпачки, расположенные у приточной стороны тарелки, где слой жидкости выше на величину Δ, пропустят наименьшее количество паров, а колпачки, размещенные вблизи сливной перегородки, будут меньше погружены в слой жидкости и поэтому пропустят больше паров. По сравнению со средней паровой нагрузкой колпачков, соответствующей уровню жидкости на тарелке при градиенте $\Delta/2$, паровая нагрузка колпачков в местах поступления жидкости на тарелку или стока ее с тарелки должна изменяться на величину, обусловливающую эквивалентную величину сопротивления сухой тарелки $(\Delta/2)\rho_ж g$. Максимальная степень неравномерности по сравнению с работой средних колпачков определится из выражения

$$\frac{W_{ср}}{W} = \sqrt{\frac{\Delta p_1}{\Delta p_1 \pm \rho_ж g \frac{\Delta}{2}}},$$

где $W_{ср}$ и W — скорость паров (в паровых патрубках, прорезях и т.п.) соответственно при средней величине сопротивления тарелки и в месте поступления жидкости на тарелку или слива ее с тарелки; Δp_1 — сопротивление сухой тарелки при средней скорости паров.

Из приведенного уравнения следует, что степень неравномерности паровой нагрузки отдельных сечений тарелки увеличивается при уменьшении сопротивления сухой тарелки Δp_1 и увеличении градиента уровня жидкости Δ. Значительная неравномерность распределения потока паров между отдельными колпачками наблюдается при большом количестве флегмы, большом диаметре тарелки, тесном расположении колпачков, наличии различных деталей (подвесок колпачков, траверс и т.п.), создающих дополнительные сопротивления течению жидкости по тарелке.

При расчете бесколпачковых и особенно клапанных прямоточных и струйных тарелок, т. е. для случая, когда энергия газа используется для продвижения жидкости по тарелке, градиент Δ можно не принимать во внимание.

Расчет минимальной скорости паров в отверстиях тарелки. Для тарелок бесколпачкового типа с переливными устройствами (ситчатые, клапанные, струйные и др.) и размещением устройств для ввода пара в жидкость под уровнем жидкости и практически в одной плоскости с полотном тарелки всегда имеется свободное сечение, доступное для стока жидкости через отверстия для прохода пара. В этих случаях необходимо выполнять расчет минимальной скорости пара в отверстиях $W_{0п.min}$, обеспечивающей отсутствие провала жидкости на нижележащую тарелку. Фактическая скорость пара в отверстиях тарелки $W_{0п}$ должна быть больше $W_{0п.min}$ при всех рабочих режимах тарелки (колонны). Нарушение этого условия приводит к протечке на нижележащую тарелку значительного количества жидкости, не проконтактировавшей с паром, в результате чего существенно снижается эффективность работы тарелки.

В момент прекращения провала жидкости часть свободного сечения отверстий τ занята жидкостью, в результате чего скорость пара в отвер-

стиях возрастет до $W_{0п}/(1 - \tau)$. Значение τ можно определить из выражения

$$\tau = \frac{W_{0ж}}{\mu\sqrt{2g(h_w + h_{ow})}},$$

где μ — коэффициент расхода при истечении жидкости через отверстие, $\mu \approx 0{,}62$.

В момент прекращения провала жидкости гидравлическое сопротивление тарелки примерно равно сопротивлению слоя жидкости на тарелке, т.е.

$$\Delta p = g\rho_ж(h_w + h_{ow}).$$

С учетом сделанных замечаний уравнение (VII.7) запишется в следующем виде:

$$\Delta p = \frac{2}{3}\left[(\xi + 0{,}5)\frac{\rho_п W_{0п.min}^2}{2(1-\tau)^2} + g\rho_ж(h_w + h_{ow}) + 0{,}5\Delta p_3\right].$$

Приравняв левые и правые части приведенных уравнений для Δp, получим

$$\frac{2}{3}\left[(\xi + 0{,}5)\frac{\rho_п W_{0п.min}^2}{2(1-\tau)^2} + g\rho_ж(h_w + h_{ow}) + 0{,}5\Delta p_3\right] = g\rho_ж(h_w + h_{ow}).$$

Откуда получим следующее выражение:

$$W_{0п.min} = \left(1 - \frac{W_{0ж}}{\mu\sqrt{2g(h_w + h_{ow})}}\right)\frac{\sqrt{g\rho_ж(h_w + h_{ow}) - \Delta p_3}}{(\xi + 0{,}5)\rho_п},$$

где $W_{0ж}$ — скорость жидкости при ее истечении через отверстия тарелки в отсутствие потока газа, определяемая из уравнения, м/с

$$W_{0ж} = \frac{Q_ж}{3600F_0};$$

$Q_ж$ — объемный расход жидкости на тарелке, $м^3/ч$; F_0 — площадь свободного сечения контактных элементов, через которые происходит протечка жидкости, $м^2$.

Межтарельчатый унос жидкости. Максимальная скорость движения паров лимитируется величиной уноса жидкости потоком паров, зависящей от конструкции тарелки, характеризуемой долей зеркала барботажа ψ в общем сечении колонны, от глубины барботажа, плотностей паров и жидкости, а также вязкости паров и поверхностного натяжения жидкости. Вынос жидкости в межтарельчатое пространство в основном зависит от скорости пара при выходе из слоя жидкости, которая определяется величиной зеркала барботажа. Чем меньше доля зеркала барботажа ψ, тем с большей скоростью выходят из слоя жидкости пары и тем самым растет величина уноса жидкости из слоя.

В зависимости от типа тарелки значение ψ изменяется в следующих пределах для:

желобчатых колпачков	0,25–0,4
круглых колпачков	0,4–0,6
S-образных элементов	0,3–0,6
клапанных тарелок	0,6–0,8
ситчатых тарелок	0,8–0,9

Значение относительного уноса для различных тарелок может быть найдено из обобщенного уравнения

$$e = A\frac{(W_к / m_W)^{3,7}}{\psi^2 H_т^n} mk,$$

где e – относительный унос жидкости паром, кг/кг; $W_к$ – скорость паров в свободном сечении колонны, равном полному ее сечению за вычетом сечения переливных устройств, м/с; ψ – доля зеркала барботажа; $H_т$ – расстояние между тарелками, мм; k – коэффициент, учитывающий глубину барботажа, мм; m_W и m – коэффициенты, учитывающие влияние физических свойств жидкой и паровой фаз на унос и определяемые по уравнениям:

$$m_W = \left(\frac{\rho'_п}{\rho_п}\right)^{0,286}\left(\frac{\rho_ж - \rho_п}{\rho'_ж - \rho'_п}\right)^{0,714}\left(\frac{\mu'_п}{\mu_п}\right)^{0,429}; \qquad \text{(VII.9)}$$

$$m = \left(\frac{\sigma'}{\sigma}\frac{\rho_ж - \rho_п}{\rho'_ж - \rho'_п}\right)^{1,1}, \qquad \text{(VII.10)}$$

где σ, $\rho_ж$ – соответственно поверхностное натяжение жидкости и ее плотность; $\rho_п$, $\mu_п$ – соответственно плотность паров и их вязкость. Величины со штрихом относятся к системе воздух – вода при 20 °С и 1013 гПа (760 мм рт. ст.).

При $H_т < 400$ мм $A = 9{,}48\cdot10^7$ и $n = 4{,}36$.

При $H_т \geq 400$ мм $A = 0{,}159$ и $n = 0{,}95$.

Для колпачковых тарелок коэффициент k может быть вычислен по уравнению:

$$k = 0{,}0521(h_о + l),$$

где $h_о$ – гидравлический затвор верхнего обреза прорезей колпачка, мм; l – величина открытия прорезей, мм.

Если производительность задана и флегмовое (паровое) число выбрано, высота и диаметр колонны в известной степени связаны между собой – увеличение высоты колонны позволяет уменьшить ее диаметр и наоборот. Этим обусловливается возможность повышения скорости паров за счет увеличения расстояния между тарелками. Оптимальная величина уноса, соответствующая минимальным затратам, может быть найдена из выражения

$$e_{опт} = (0{,}1 + 0{,}3)\frac{L}{G\eta}, \qquad \text{(VII.11)}$$

где η – эффективность (КПД) тарелки.

Оценка оптимальной величины уноса по уравнению (VII.11) показывает, что с точки зрения минимальных затрат целесообразна работа ректификационной колонны при сравнительно высокой величине уноса жидкости, равной примерно 0,2–0,3.

Расчет переливных устройств. Важнейшим элементом гидравлического расчета тарелки является определение размеров переливного устройства. К переливному устройству предъявляются следующие основные требования: перетекание заданного количества жидкости с тарелки на тарелку без захлебывания колонны; малое гидравлическое сопротивление; достаточная

величина гидравлического затвора, исключающая прорыв пара через переливное устройство; спокойный ввод жидкости на тарелку; возможно полная дегазация жидкости, перетекающей на нижележащую тарелку.

При расчете переливных устройств обычно принимают, что через них течет свободная от пара жидкость, а способность жидкости к вспениванию (газонасыщению) учитывают последующим введением в расчетные уравнения соответствующих поправочных коэффициентов.

Схема для гидравлического расчета переливного устройства показана на рис. VII-12.

Уровень слоя жидкости на тарелке обусловлен высотой сливной перегородки h_w и зависит от расхода жидкости, формы и длины сливной перегородки.

Для сегментной сливной перегородки

$$h_{ow} = 0,0029K_{ow}\left(\frac{Q_ж}{B}\right)^{2/3} = 0,0029K_{ow}L_v^{2/3};$$

для перегородки с треугольными вырезами

$$h_{ow} = 0,0322\left(\frac{2hQ_ж}{bN}\right)^{0,405};$$

для трубы круглого сечения

$$h_{ow} = 0,0275\left(\frac{Q_ж}{D}\right)^{0,704},$$

где h_{ow} — подпор жидкости над сливом, м; B — периметр сливной планки, м; L_v — нагрузка по жидкости на единицу длины сливной перегородки, м^3/(м·ч); h, b — соответственно высота и ширина вырезов в сливной перегородке, м; N — число вырезов; D — диаметр переливной трубы, м; K_{ow} — поправочный коэффициент, учитывающий влияние стенок колонны на работу сегментного переливного кармана и определяемый по графику, приведенному на рис. VII-17.

Уровень жидкости в переливном устройстве $H'_ж$, отсчитываемый от плоскости тарелки, можно определить (см. рис. VII-12) из уравнения

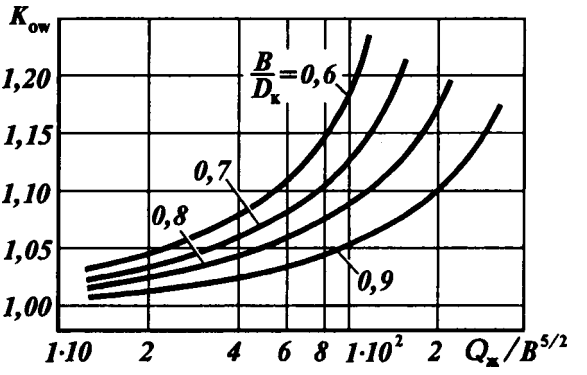


Рис. VII-17. График для определения поправочного коэффициента при расчете подпора жидкости над сегментной сливной перегородкой

$$H'_{ж} = \frac{\Delta p}{\rho_{ж} g} + h_{w_1} + h_{ow} + \Delta + h_{g_{ж}},$$

где $h_{g_{ж}}$ — сопротивление переливного устройства потоку жидкости, м столба жидкости.

Поток жидкости проходит сечения F_1, F_2 и F_3 (см. рис. VII-12) и в общем случае скорость жидкости в переливе может изменяться. Расчет сопротивления переливного устройства движению жидкостного потока производят в самом узком сечении по формуле местных сопротивлений для значения скорости большего из $W_{ж_1}$, $W_{ж_2}$ и $W_{ж_3}$:

$$h_{g_{ж}} = \xi_{ж} \frac{W_{ж}^2}{2g},$$

где коэффициент сопротивления $\xi_{ж}$ равен 2,1 при плавном закруглении нижней кромки и 3,2 для перегородок с острой нижней кромкой.

При проектировании колонны с переливными тарелками размеры сечений F_1, F_2 и F_3 определяются исходя из равенства скоростей жидкости в этих сечениях.

Для нормального перетока жидкости с тарелки на тарелку, очевидно, необходимо выполнить условие

$$H_т \geq K_п H'_{ж} - h_w.$$

В этом выражении коэффициент запаса высоты переливного устройства $K_п$ принимают равным для:

слабопенящихся жидкостей	1,25 – 1,50
среднепенящихся жидкостей	2,0
сильнопенящихся жидкостей	2,5 – 3,0

В верхней части переливного устройства (см. рис. VII-12) происходит удаление основной массы пара (газа) из жидкости, стекающей на тарелку, расположенную ниже. Поэтому ширина переливного кармана в верхней части переливного устройства $S_к$ должна быть достаточно большой, чтобы обеспечить необходимую площадь для дегазации. Обычно должно соблюдаться условие

$$S_к \geq (1{,}5 \div 2{,}0) l_к, \qquad \text{(VII.12)}$$

где $l_к$ — вылет струи жидкости, стекающей с тарелки, м. Вылет струи жидкости определяют по уравнению

$$l_к = 0{,}8\sqrt{h_{ow}(H_1 + h_{ow})},$$

где H_1 — расстояние от верха сливной перегородки до уровня жидкости в переливном устройстве.

Если переливной карман имеет двухсторонний слив жидкости, условие (VII.12) должно выполняться для половины общей ширины переливного кармана.

При сегментном переливном кармане его ширина $S_к$ связана с периметром сливной планки B и диаметром колонны $D_к$ следующим соотношением:

$$\frac{S_к}{D_к} = 0,5\left[1 - \sqrt{1 - \left(\frac{B}{D_к}\right)^2}\right].$$

Относительная длина сливной планки $B/D_к$ обычно выбирается в пределах от 0,6 до 0,8.

Сечение нижней части переливного устройства определяется из условия, что скорость движения жидкости в самом узком сечении $W_ж$ не превышает 0,2 м/с и, как правило, не более скорости W^* всплывания пузырей грибообразной формы, рассчитываемой по уравнению

$$W^* = 1,18\sqrt[4]{\frac{g\sigma}{\rho_ж}}.$$

При значительной величине относительного уноса e жидкостная нагрузка переливного устройства определяется с учетом величины уноса.

При использовании стандартизованных конструкций тарелок размеры переливных устройств проверяют на соответствие заданным нагрузкам по пару и жидкости.

В случае необходимости некоторые размеры стандартных конструкций могут быть изменены с учетом изложенных выше соображений.

ГИДРАВЛИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ ТАРЕЛОК ПРОВАЛЬНОГО ТИПА

Тарелки провального типа, т.е. не имеющие специальных переливных устройств, отличаются той особенностью, что жидкость и пар (газ) движутся в противотоке через одно и то же сечение тарелки (рис. VII-18), создавая гидродинамические условия, которые существенно отличаются от условий для тарелок со специальными переливными устройствами. Для провальных тарелок характерно поочередное прохождение пара и жидкости через отверстия (рис. VII-18, *б*). При этом через одни отверстия в данный момент времени проходит пар, а через другие сливается жидкость. Распределение потоков пара и жидкости по площади тарелки носит случайный характер и изменяется во времени. Жидкость сливается из отверстий, статическое давление столба жидкости над которыми выше ($h_{ст_1}$), чем над другими ($h_{ст_2}$), через которые проходит пар.

Как показали многочисленные исследования, различные гидродинамические режимы для тарелок подобного типа легко выявляются при графической интерпретации зависимости сопротивления тарелки от скорости газа (пара) в колонне в логарифмических координатах. Характерная зависимость такого типа представлена на рис. VII-19. Из приведенного графика следует, что зависимость $\Delta p = f(W)$ имеет различный характер для различных гидродинамических режимов.

При относительно небольших скоростях газа (пара) и их увеличении вплоть до скоростей, отвечающих точке *А*, жидкость на тарелке практически не удерживается. Соответствующий режим движения фаз называется *режимом «смоченной тарелки»*. В этой области сопротивление тарелки несколько превышает сопротивление сухой тарелки вследствие того, что часть сечения отверстий τ занята стекающей жидкостью. При различном орошении гидравлическое сопротивление тарелки в логарифмических координатах выражается в виде пря-

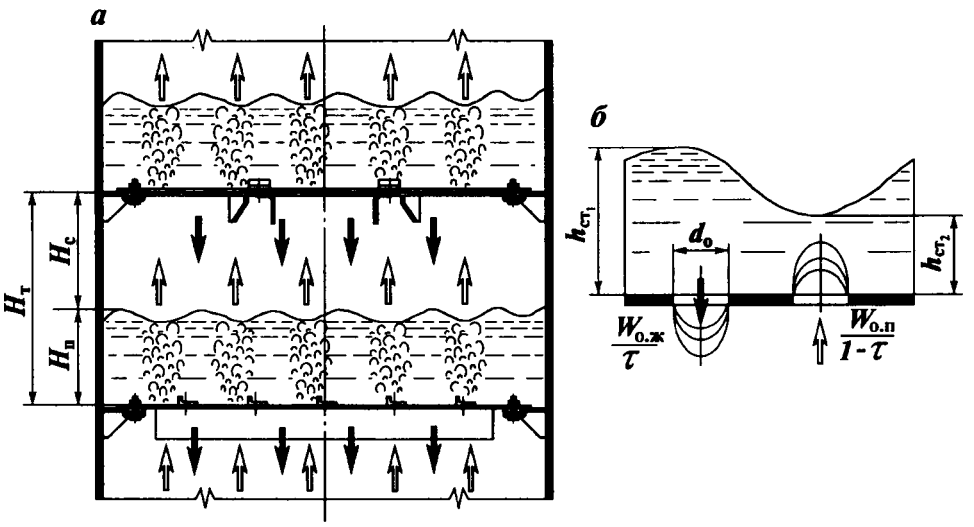


Рис. VII-18. Схема к гидравлическому расчету тарелок провального типа:
а — схема провальной тарелки; *б* — схема движения потоков пара и жидкости через отверстия провальной тарелки

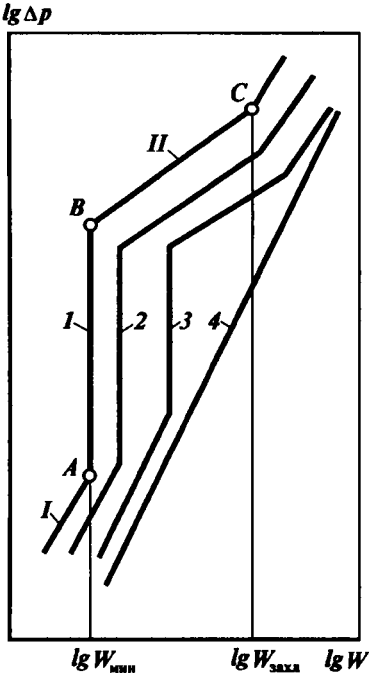


Рис. VII-19. Зависимость гидравлического сопротивления тарелки провального типа от скорости газа:
1 — при больших нагрузках по жидкости; *2* — при средних нагрузках по жидкости; *3* — при малых нагрузках по жидкости; *4* — сухая тарелка. Режимы: *I* — *смоченной тарелки*; *II* — *барботажный*

мых, практически параллельных сопротивлению сухой тарелки и расположенных тем выше, чем больше орошение. Режим смоченной тарелки существует до некоторой критической скорости газа W_{min}, при которой силы трения газа о стекающую жидкость возрастают настолько, что образуют на тарелке слой жидкости (участок *AB* на кривых).

При дальнейшем увеличении скорости газа в пределах от точки *B* до точки *C* происходит накапливание жидкости на тарелке и образование газожидкостного слоя (пены) вследствие увеличения сопротивления на границе раздела фаз, движущихся противотоком через отверстия в полотне тарелки.

Превышение скоростью газа (пара) точки *C* сопровождается резким увеличением гидравлического сопротивления тарелки за счет накопления жидкости на тарелке; в конечном

Таблица VII.1

Значение коэффициента A в уравнении (VII.13)

Скорость пара (газа) W	Тип тарелки	
	Стандартная решетчатая	С отгибом кромок щелей, трубчато-решетчатая
Минимальная W_{min}	2,95	3,9
Захлебывания $W_{захл}$ при $D_к \le 1$ м	$10\left[\exp\left(0,465\dfrac{D_к - 0,4}{0,4}\right)\right]$	$13\left[\exp\left(0,465\dfrac{D_к - 0,4}{0,4}\right)\right]$
при $D_к > 1$ м	20	26

счете это приводит к нарушению нормального перетока жидкости на нижележащую тарелку. Режим, соответствующий точке C, носит название *режима «захлебывания»*.

Таким образом, скорость паров в колонне с тарелками провального типа должна лежать в пределах между W_{min} (точка B) и $W_{захл}$ (точка C) на рис. VII-19.

При скорости пара, несколько меньшей $W_{захл}$, тарелка работает нормально с большой высотой слоя пены $H_п$, а следовательно, и с развитой поверхностью контакта фаз. Поэтому рабочую скорость пара в колонне W следует выбирать так, чтобы она приближалась к скорости захлебывания, но не превышая ее. Обычно принимают, что

$$W_{min} < W < (0,8 \div 0,85) W_{захл}.$$

При расчете предельных скоростей паров на тарелках провального типа может быть использовано уравнение

$$Y = A \exp(-4X), \qquad \text{(VII.13)}$$

где Y и X — комплексы, определяемые из выражений:

$$Y = \frac{W^2}{g d_э \varphi_o^2} \frac{\rho_п}{\rho_ж} \mu_ж^{0,16}; \quad X = \left(\frac{L}{G}\right)^{1/4} \left(\frac{\rho_п}{\rho_ж}\right)^{1/8},$$

где W — минимальная скорость пара в колонне или скорость захлебывания, м/с; g — ускорение свободного падения, м/с^2; $d_э = 4F_o/П_o$ — эквивалентный диаметр отверстий тарелки, м; F_o — площадь сечения отверстий тарелки, м^2; $П_o$ — периметр отверстий тарелки, м; $\varphi_o = F_o/F_к$ — относительное свободное сечение тарелки, м^2/м^2; $F_к$ — площадь сечения колонны, м^2; $\rho_п$ и $\rho_ж$ — соответственно плотности пара (газа) и жидкости, кг/м^3; $\mu_ж$ — вязкость жидкости, мПа·с; L, G — соответственно массовые расходы жидкости и пара (газа), кг/с; A — коэффициент, значение которого определяется в зависимости от скорости пара, типа тарелки, диаметра колонны и может быть принято по данным табл. VII.1.

Расчет скорости пара в колоннах диаметром более 0,8 м может быть выполнен также по уравнению, полученному при разложении в ряд выражения (VII.13):

$$W = \frac{\dfrac{Z\varphi_o}{\mu_ж^{0,08}} \sqrt{\dfrac{d_э \rho_ж}{\rho_п}}}{\left[1 + \left(\dfrac{L}{G}\sqrt{\dfrac{\rho_п}{\rho_ж}}\right)^{0,25} + \dfrac{1}{2}\left(\dfrac{L}{G}\sqrt{\dfrac{\rho_п}{\rho_ж}}\right)^{0,5}\right]^2}. \qquad \text{(VII.14)}$$

Таблица VII.2

Значение коэффициента Z в уравнении (VII.14)

Скорость пара (газа) W	Тип тарелки	
	Стандартная решетчатая	С отгибом кромок щелей, трубчато-решетчатая
Минимальная W_{min}	5,4	6,25
Рабочая W	10	12,5

Коэффициент Z в уравнении (VII.14) принимается по данным табл. VII.2.

Уравнение (VII.14) дает более наглядное представление о влиянии различных факторов на значение скорости пара в колонне с провальными тарелками. При расчете рабочей скорости пара по уравнению (VII.14) получается запас около 30—35 % по отношению к скорости захлебывания.

Полученную по приведенным уравнениям величину скорости захлебывания необходимо умножить на поправочный коэффициент K_H, зависящий от расстояния между тарелками $H_т$ и определяемый по графику, приведенному на рис. VII-20.

Расстояние между тарелками $H_т$ определяют из выражения

$$H_т = H_п + H_с,$$

где $H_п$ — высота пены на тарелке, мм; $H_с$ — высота сепарационного пространства, мм.

Для расчета высоты пены используют уравнение

$$H_п = \frac{\Delta p - \frac{\xi \rho_п W_{о.п}^2}{2(1-\tau)^2}}{\rho_ж^* \rho_ж g},$$

где Δp — гидравлическое сопротивление тарелки, Па; τ — доля свободного сечения тарелки, занятого стекающей жидкостью, $м^2/м^2$; $\rho_ж^*$ — относительная плотность пены.

Долю свободного сечения тарелки τ, занятого стекающей жидкостью, определяют из выражения

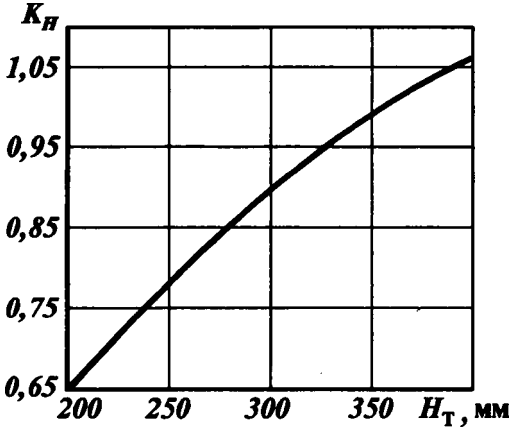


Рис. VII-20. Зависимость поправочного коэффициента K_H для расчета скорости захлебывания провальных тарелок от расстояния между тарелками $H_т$

$$\tau = \frac{1}{1+\left[\frac{\xi+0,5}{\xi^*}\frac{\rho_ж}{\rho_п}\left(\frac{G}{L}\right)^2\right]^{1/3}},$$

где ξ^* — коэффициент сопротивления при прохождении жидкости через отверстия в полотне тарелки. Значение ξ^* связано с коэффициентом расхода при истечении жидкости через отверстие μ соотношением $\xi^* = 1/\mu^2$. При $\mu = 0,62$ получаем значение $\xi^* = 2,6$.

Относительную плотность пены $\rho^*_ж$ можно рассчитать по уравнению

$$\rho^*_ж = 0,43\left(\frac{L}{G}\right)^{0,325}\left(\frac{\rho_п}{\rho_ж}\right)^{0,180}\left(\frac{\mu_ж}{\mu_п}\right)^{0,0362}.$$

Сопротивление провальной тарелки можно определить из уравнения

$$\Delta p = (2\xi+1)\frac{\rho_п W^2_{о.п}}{2(1-\tau)^3} + \Delta p_з,$$

а коэффициент сопротивления сухой тарелки

$$\xi = (1-\varphi_о)^2 + (0,5+0,4\varphi_о) + \frac{4000\varphi_о d_о}{Re^{0,2}_{о.п}}\frac{\delta}{d_э},$$

где $d_о$ — диаметр отверстия или ширина щели, м; δ — толщина тарелки, м.

Критерий Рейнольдса $Re_{о.п}$ определяют по скорости потока в свободном сечении тарелки $W_{о.п} = W/\varphi_о$.

Высоту сепарационного пространства $H_с$ определяют в зависимости от величины относительного уноса жидкости с потоком паров по уравнению

$$H_с = 0,032\frac{W}{m_W}\left(\frac{m}{e}\right)^{0,39}. \qquad \text{(VII.15)}$$

Коэффициенты m_W и m в уравнении (VII.15), учитывающие влияние физических свойств жидкости, определяются по уравнениям (VII.9) и (VII.10).

Рассчитав высоту пены $H_п$ и высоту сепарационного пространства $H_с$ по уравнению (VII.15), определяют расстояние между тарелками $H_т$.

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ДИАМЕТРА ТАРЕЛЬЧАТЫХ КОЛОНН

В результате технологических расчетов определяют основные параметры процесса ректификации или абсорбции: давление, температуру, жидкостные и паровые (газовые) нагрузки, число тарелок в колонне. Эти данные являются исходным материалом для проведения гидравлических расчетов, обусловливающих выбор размеров основных рабочих сечений колонны и тарелок.

Диаметр колонны

$$D_к = \sqrt{\frac{4V}{\pi W_A}} = \sqrt{\frac{4G}{\pi G_A}},$$

где V — объемный расход паров в рассчитываемом сечении колонны, м^3/с; G — массовый расход паров в том же сечении, кг/с; $W_д$, $G_д$ — соответственно линейная (м/с) и массовая [кг/(м^2·с)] допустимые скорости паров в полном сечении колонны.

Если объемный расход паров V значительно меняется в различных сечениях колонны, то необходимо выполнить расчеты для всех сечений и затем из стандартного ряда внутренних диаметров аппаратов выбрать один (или несколько) диаметров проектируемой колонны. Допустимые скорости $W_д$, $G_д$ определяются типом контактного устройства, принятого для данной колонны.

Допустимую линейную скорость паров в колонне определяют по уравнению

$$W_д = 0{,}85 \cdot 10^{-4} C_{max} \sqrt{\frac{\rho_ж - \rho_п}{\rho_п}}, \qquad \text{(VII.16)}$$

а массовую скорость по уравнению

$$G_д = 0{,}85 \cdot 10^{-4} C_{max} \sqrt{\rho_п (\rho_ж - \rho_п)}, \qquad \text{(VII.17)}$$

где C_{max} — коэффициент, величина которого зависит от конструкции тарелки, расстояния между тарелками, массового расхода жидкости и ее поверхностного натяжения.

В уравнениях (VII.16) и (VII.17) величина коэффициента

$$C_{max} = K_1 K_2 C_1 - K_3(\lambda - 35). \qquad \text{(VII.18)}$$

Коэффициент K_1 определяется в зависимости от конструкции тарелки и имеет следующие значения:

Колпачковая тарелка	1,0
Тарелка из S-образных элементов	1,0
Клапанная тарелка ($\varphi_о$ = 0,04÷0,1)	1,15
Ситчатая тарелка ($\varphi_о$ = 0,04÷0,08), струйная тарелка	1,2
Струйная тарелка с отбойниками	1,4

Для атмосферных колонн при расстоянии между тарелками $H_т \geq$ ≥ 350 мм коэффициент K_2 = 1; для вакуумных колонн с промывным сепаратором в питательной секции K_2 = 1 (без сепаратора 0,9), при перегонке пенящихся и высоковязких жидкостей K_2 = 0,6; для абсорберов K_2 = 1, а для десорберов K_2 = 1,13.

Значение коэффициента C_1 при $\sigma \geq 20 \cdot 10^{-3}$ Н/м определяют по графику, приведенному на рис. VII-21 (кривые *1* и *2*); при более низких значениях ($\sigma < 20 \cdot 10^{-3}$ Н/м) величину коэффициента C_1 определяют по уравнению

$$C_1 = C_{1_{20}} \sqrt[4]{\frac{\sigma}{20 \cdot 10^{-3}}},$$

в котором коэффициент $C_{1_{20}}$ определяют по кривой *1* и *2* на рис. VII-21. На этом же рисунке приведены также кривые, полученные при обработке опытных данных для конкретных условий эксплуатации колонн.

Коэффициент K_3 для струйных тарелок равен 5, а для остальных 4.

Значение коэффициента λ в уравнении (VII.18), учитывающего влияние жидкостной нагрузки на производительность колонны, рассчитывают по уравнению

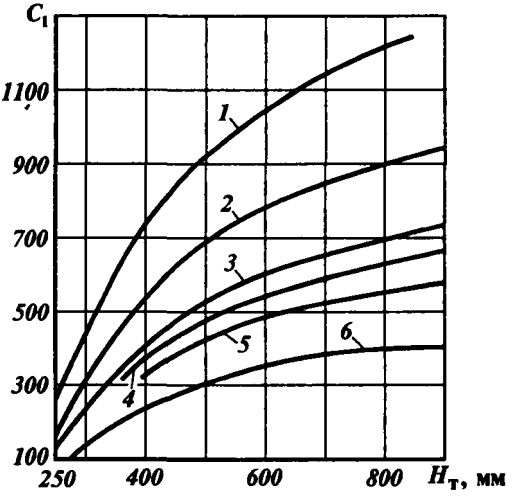


Рис. VII-21. График для определения коэффициента C_1 при расчете скорости паров в колонне:
1 — кривая максимальных нагрузок для колпачковых тарелок и нормальных рабочих нагрузок для ситчатых, каскадных, клапанных и других аналогичных конструкций; *2* — кривая нормальных рабочих нагрузок для колпачковых тарелок; зависимости: *3* — для вакуумных колонн, работающих без ввода водяного пара и имеющих сетчатые отбойники, стрипинг-секций атмосферных колонн; *4* — для десорберов абсорбционных установок, вакуумных колонн, работающих с вводом водяного пара; *5* — для абсорберов; *6* — для колонн, в которых при высоких температурах может иметь место вспенивание продукта вследствие его разложения под вакуумом, для колонн, разделяющих вязкие жидкости под вакуумом или высококипящие ароматические фракции, используемые в качестве абсорбентов

$$\lambda = \frac{0{,}655 L_ж}{\rho_ж}\sqrt{\frac{K_1 C_1}{V_п}}\sqrt{\frac{\rho_ж - \rho_п}{\rho_п}},$$

где $L_ж$ — массовый расход жидкости, кг/ч; $V_п$ — расход паров, м^3/ч.

Расстояние между тарелками обычно составляет от 0,2 до 0,8 м, а для колонн диаметром 1 м и более при монтаже тарелок через люки — не менее 0,45 м.

Если паровая нагрузка колонны $G_п$ выражена в кг/ч, то с учетом уравнения (VII.17) диаметр колонны можно определить следующим образом:

$$\frac{\pi D_к^2}{4} 3600 \cdot 0{,}85 \cdot 10^{-4} C_{max}\sqrt{\rho_п(\rho_ж - \rho_п)} = G_п.$$

Округлив коэффициент, получим следующее уравнение для расчета диаметра колонны:

$$D_к = 2\sqrt{\frac{G_п}{C_{max}\sqrt{\rho_п(\rho_ж - \rho_п)}}}.$$

Для сечений колонн, работающих с большими жидкостными нагрузками $L_v \geq 35$ м^3/(м·ч) (отгонные части колонн, тарелки в зоне циркуляционного орошения, абсорберы и др.), диаметр колонны находят по уравнению

$$D_к = \frac{\frac{L_ж}{2\rho_ж} + \sqrt{(K_0 C_{max} + 35)\frac{G_п}{\sqrt{\rho_п(\rho_ж - \rho_п)}}}}{K_0 C_{max} + 35}.$$

Коэффициент K_0, зависящий от конструкции тарелки, при максимальной рабочей скорости паров в колонне имеет следующие значения для:

капсульной колпачковой тарелки и тарелки из S-образных элементов 0,25
тарелки из S-образных элементов с отбойниками и клапанной прямоточной 0,30
струйной тарелки с вертикальными секционирующими перегородками 0,35

Полученный по приведенным уравнениям диаметр колонны округляют до ближайшего стандартного и затем проверяют на приемлемость при расчете переливных устройств, уноса жидкости потоком паров, сопротивления тарелки и т.д. Для стальных аппаратов рекомендованы значения диаметров от 400 до 1000 мм через каждые 100 мм, от 1200 до 4000 мм через 200 мм, 2500, 4500, 5000, 5600, 6300 мм, от 7000 до 10000 мм через 500 мм, от 11000 до 14000 мм через 1000 мм, от 16000 до 20000 мм через 2000 мм.

Из вышеприведенных уравнений следует, что допустимая скорость паров в аппарате зависит от свойств жидкости (возрастает с увеличением плотности жидкости и ее поверхностного натяжения); от свойств паров (уменьшается с увеличением плотности паров); от давления в колонне (уменьшается с ростом давления в колонне); от расстояния между тарелками (возрастает с увеличением расстояния между ними). Однако, как видно из кривых (рис. VII-21), если до $H_т < 500$ мм коэффициент скорости C_1 возрастает весьма быстро, то при $H_т > 500$ мм рост коэффициента C_1 значительно меньше. В этой связи большие расстояния между тарелками обусловливаются в основном требованиями монтажа, ремонтов и т.п.

ЭФФЕКТИВНОСТЬ ТАРЕЛОК РАЗЛИЧНЫХ КОНСТРУКЦИЙ

Эффективность контактной тарелки существенно зависит от ее конструкции, состава перерабатываемого сырья, соотношений нагрузок по пару и жидкости, рабочих условий, качества изготовления и монтажа колонны и тарелок и т.д. В связи с этим при сравнении различных типов тарелок можно использовать только те данные, которые получены в одинаковых или близких условиях.

На рис. VII-22 показана зависимость эффективности от F-фактора для четырех конструкций тарелок (по данным К. Хоппе). Наибольшей эффективностью на уровне 85 % обладает клапанная тарелка в широком диапа-

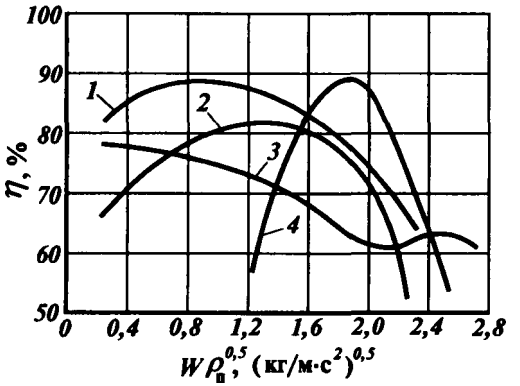


Рис. VII-22. Зависимость эффективности тарелок различных конструкций от F-фактора (по данным К. Хоппе):
1 — клапанная тарелка с дисковыми клапанами; *2* — колпачковая тарелка; *3* — ситчатая тарелка; *4* — провальная решетчатая тарелка

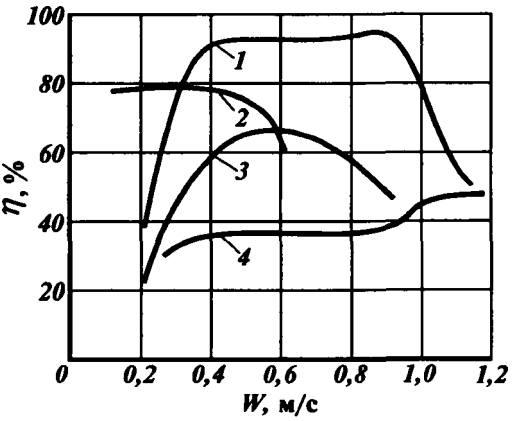


Рис. VII-23. Зависимость эффективности тарелок различных конструкций от скорости пара в полном сечении колонны при ректификации метилхлорсиланов:
1 — струйная с вертикальными перегородками (высота перегородок 50 мм, угол отгибки лепестков 25°, свободное сечение 5,86 %); *2* — колпачковая тарелка (диаметр колпачков 50 мм, свободное сечение 5 %); *3* — тарелка из S-образных элементов (свободное сечение 22 %); *4* — струйная без перегородок (угол отгибки лепестков 25°, свободное сечение 5,86 %)

зоне рабочих нагрузок. Эффективность колпачковых тарелок ниже, чем у клапанных и не превышает 82 %.

Ситчатая тарелка обладает сравнительно высокой эффективностью при малых и средних нагрузках по паровой фазе, когда контактирование пара и жидкости на тарелках в основном осуществляется в пенном режиме. В области повышенных паровых нагрузок при переходе к струйному режиму эффективность ситчатых тарелок уменьшается.

Провальные решетчатые тарелки так же, как и клапанные тарелки, имеют высокую эффективность близкую к 90 %, но достигается она практически только при значении F-фактора равного 1,85 $(кг/м \cdot с^2)^{0,5}$. При меньших или больших значениях паровой нагрузки отмечается резкое снижение эффективности, что является существенным недостатком провальных тарелок.

На рис VII-23 приведены зависимости эффективности тарелок различных конструкций от скорости пара в полном сечении колонны W при ректификации метилхлорсиланов. Данные получены в колонне диаметром 800 мм, работающей при полном возврате флегмы, имеющей 10 тарелок, установленных на расстоянии 300 мм друг от друга.

Из приведенных данных следует, что лучшими рабочими характеристиками обладает струйная тарелка с вертикальными секционирующими перегородками высотой 50 мм. На полотне тарелки были выштампованы лепестки с углом отгиба 25°, что обеспечило настильное движение газожидкостных струй в зоне контакта. Эффективность струйных тарелок без перегородок примерно в два раза меньше во всем диапазоне изменения нагрузок.

При проектировании колонных массообменных аппаратов в первом приближении расчет эффективности (в %) тарелок с переливными устройствами может быть выполнен по уравнению

$$\lg\eta = 1,6 + 0,3\lg(L/G) - 0,25\lg(\mu_ж\alpha) + 0,03h_c,$$

где L/G — мольное отношение жидкостного и парового потоков; α — коэффициент относительной летучести разделяемой пары компонентов; $\mu_ж$ — вязкость жидкого сырья, мПа·с; h_c — глубина погружения центра тяжести прорези колпачка или слой жидкости на тарелке, см.

НАСАДОЧНЫЕ КОЛОННЫ

Насадочные колонны применяются в основном для малотоннажных производств, где они имеют безусловные преимущества перед тарельчатыми колоннами. Благодаря созданию в последние годы новых типов насадок, позволяющих значительно снизить задержку жидкости в контактной зоне и гидравлическое сопротивление аппарата, создались перспективы применения их для многотоннажных производств (вакуумная ректификация мазута, газоразделение и др.). Применение насадок приобретает особое значение для вакуумных процессов, для которых низкое гидравлическое сопротивление при достаточно эффективном контакте взаимодействующих фаз является одним из важных условий проведения процесса.

Основными конструктивными характеристиками насадки являются ее удельная поверхность и свободный объем.

Удельная поверхность насадки f — это суммарная поверхность насадочных тел в единице занимаемого насадкой объема аппарата. Удельную поверхность обычно измеряют в $м^2/м^3$. Чем больше удельная поверхность насадки, тем выше эффективность колонны, но ниже производительность и больше гидравлическое сопротивление.

Под *свободным объемом насадки* ε понимают суммарный объем пустот между насадочными телами в единице объема, занимаемого насадкой. Свободный объем измеряют в $м^3/м^3$. Чем больше свободный объем насадки, тем выше ее производительность и меньше гидравлическое сопротивление, однако при этом снижается эффективность работы насадки.

Конструкции насадок, применяемых в промышленных аппаратах нефтегазопереработки и нефтехимии, можно разделить на две группы — нерегулярные (насыпные) и регулярные насадки.

В зависимости от используемого для изготовления насадки материала они разделяются на металлические, керамические, пластмассовые, стеклянные, стеклопластиковые и др.

По способу изготовления элементы насадки бывают штампованные, литые, прокатанные, полученные методом экструзии и т. п.

На эффективность работы насадки в значительной степени влияет смачиваемость жидкостью поверхности элементов насадки. Для улучшения смачиваемости элементов насадки их зачастую подвергают специальной обработке, создают искусственным путем шероховатости или делают на поверхности просечки, выступы и т. д.

Нерегулярные (насыпные) насадки. В качестве нерегулярных наадок используют твердые тела различной формы, загруженные в корпус колонны в навал. В результате в колонне образуется сложная пространственная структура, обеспечивающая значительную поверхность контакта фаз.

Среди насадок, засыпаемых в навал, широкое распространение получили кольца Рашига, представляющие собой отрезки труб, высота которых равна наружному диаметру (рис. VII-24, *а*). Низкая стоимость и простота изготовления колец Рашига делают их одним из самых распространенных типов насадок. Наряду с гладкими цилиндрическими кольцами из металла, керамики или фарфора разработаны насадки с ребристыми наружной и (или) внутренней поверхностями. Для интенсификации процесса массообмена разработаны конструкции цилиндрических насадок с перегородками:

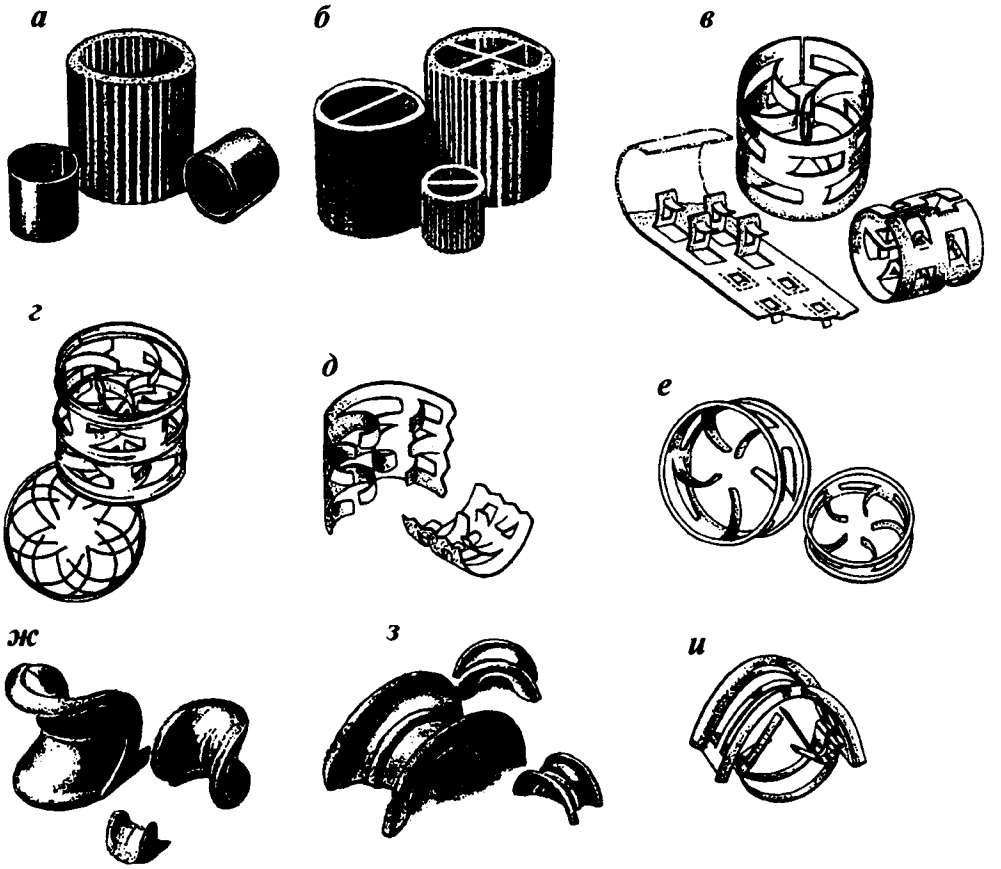


Рис. VII-24. Нерегулярные (насыпные) насадки:
а — кольца Рашига; *б* — кольца Рашига с перегородками; *в* — кольца Палля; *г* — кольца Ну-Pak фирмы "Norton"; *д* — полукольца Levapak; *е* — кольца Cascade Mini-Rings фирмы "Glitsch"; *ж* — седла Берля; *з* — седла Инталлокс; *и* — седла Инталлокс фирмы "Norton"

диаметрально расположенными, крестообразными или выполненных в виде лопастей (рис. VII-24, *б*). По сравнению с другими типами насадок кольца Рашига обладают относительно невысокой производительностью и сравнительно высоким сопротивлением.

Промышленное использование в настоящее время нашла одна из разновидностей кольцевых насадок — кольца Палля (рис. VII-24, *в*). При изготовлении таких колец на боковых стенках сделаны два ряда прямоугольных, смещенных относительно друг друга надрезов, лепестки которых отогнуты внутрь насадки. Конструкция колец Палля по сравнению с кольцами Рашига позволяет при их близких геометрических параметрах в 1,2 раза увеличить пропускную способность, в 1,6—4 раза снизить гидравлическое сопротивление и почти на 25 % увеличить ее эффективность.

На рис. VII-24, *г* приведена насадка Ну-Pak (Хай-Пек), разработанная фирмой "Norton". Она представляет собой цилиндрические кольца, на боковой поверхности которых также выполнены отверстия, но в отличие от колец Палля каждый лепесток кроме того разрезан вдоль и отогнут внутри

кольца в противоположные стороны. Боковая поверхность элемента имеет три кольцевых ребра жесткости, что обеспечивает определенный зазор между кольцами в слое и увеличивает долю свободного объема. Во внутренней полости колец Hy-Pak происходит турбулизация парового потока и интенсивное дробление жидкости, что позволяет по сравнению с кольцами Палля при близких гидродинамических показателях увеличить интенсивность массообмена на 10—30 %.

На рис. VII-24, *д* показана насадка Levapak усовершенствованной конструкции, выполненная из колец, разрезанных по образующей на две части, каждая из которых имеет два или три ряда отверстий с язычками разной длины, отогнутыми в смежных рядах в разные стороны. Такая насадка образует слой с равномерно распределенной порозностью и насыпной плотностью, что способствует более равномерному распределению жидкости в слое. Боковые кромки элементов насадки имеют зубцы, что также способствует дополнительному дроблению и турбулизации потоков. Насадка Levapak превосходит кольца Палля по эффективности массопередачи в среднем на 27 % и имеет более низкое (на 23 %) гидравлическое сопротивление.

На рис. VII-24, *е* показана насыпная насадка Cascade Mini-Rings фирмы "Glitsch". На боковой стенке таких колец выполнен один ряд просечек, лепестки отогнуты внутрь кольца. При загрузке элементов насадки в аппарат осуществляется принцип автоориентации, т.е. кольца в слое ориентируются предпочтительно в открытом для потока паров положении, что обеспечивает равномерное распределение потока жидкости по поверхности насадки, высокую пропускную способность и малое гидравлическое сопротивление.

Основным отличием седлообразных насадок от цилиндрических является их высокая способность к перераспределению потоков жидкости по сечению аппарата. Седла Берля (рис. VII-24, *ж*), поверхность которых представляет гиперболический параболоид, по сравнению с кольцами Рашига при одинаковых размерах насадочных тел имеют примерно на 25 % большую удельную поверхность и обладают меньшим гидравлическим сопротивлением.

Насадка (рис. VII-24, *з*), известная как седла Инталлокс, является сегодня наиболее распространенной керамической насадкой. Поверхность ее представляет часть тора. Седла Инталлокс по сравнению с седлами Берля проще в изготовлении, обладают большей механической прочностью, обеспечивают большую однородность размещения насадки и не создают предпочтительных путей для протекания жидкости.

Особое место среди седловидных насадок занимают металлические седла Инталлокс фирмы "Norton" (рис. VII-24, *и*), образованные дугообразной отбортованной полоской с выштампованной перегородкой и отогнутыми внутрь лепестками. Опыт эксплуатации промышленных аппаратов показал, что эта насадка обеспечивает высокую эффективность даже при низких нагрузках, хорошее самораспределение жидкости, механическую прочность, небольшую массу и давление на стенку аппарата.

В табл. VII-3 даны характеристики некоторых нерегулярных насадок, загружаемых в навал. С увеличением размеров насадочных тел увеличивается производительность колонны, снижается гидравлическое сопротивление, но одновременно уменьшается эффективность насадки.

Таблица VII.3

Характеристики насадок, загружаемых в навал

Название насадки и материал	Размеры (диаметр, высота, толщина стенки), мм	Число элементов в 1 $м^3$	Удельная поверхность, $м^2/м^3$	Свободный объем, $м^3/м^3$	Объемная масса, $кг/м^3$
Кольца Рашига керамические	15×15×2	192000	330	0,76	590
	25×25×3	48000	200	0,74	530
	35×35×4	14300	140	0,78	590
	50×50×5	6000	90	0,78	530
Кольца Рашига стальные	10×10×0,5	910000	500	0,88	960
	15×15×0,5	192000	350	0,92	660
	25×25×0,8	48000	220	0,92	640
	50×50×1,0	6000	110	0,95	430
Кольца Палля керамические	25×25×3	48000	220	0,74	610
	35×35×4	14300	165	0,76	540
	50×50×5	6000	120	0,78	520
Кольца Палля стальные	5×15×0,4	192000	380	0,9	525
	25×25×0,6	48000	170	0,9	455
	50×50×1,0	6000	108	0,9	415
Седла Берля керамические	20×2,0	190000	310	0,69	800
	25×2,5	79000	250	0,70	720
	35×4,5	22000	155	0,75	610
	50×6,0	8800	115	0,77	640
Седла Инталлокс керамические	20×2,0	210000	300	0,73	640
	25×2,5	84000	250	0,75	610
	35×4,5	22700	165	0,74	670
	50×6,0	8800	110	0,75	610

Загрузку насадок в навал осуществляют одним из приведенных на рис. VII-25, *а–б* способов. Более равномерное распределение жидкости по сечению колонны обеспечивает способ загрузки, показанный на рис. VII-25, *в*.

Регулярные насадки отличаются упорядоченной ориентацией отдельных структурообразующих элементов в пространстве и их разделяют на две группы — с индивидуальной укладкой и блочные (в том числе рулонные).

Регулярная насадка с индивидуальной укладкой состоит из отдельных элементов (кольца, треугольные призмы с постоянным или переменным по высоте сечением), которые располагают в корпусе колонны слоями. В смежных по высоте слоях для предотвращения образования сквозных каналов они смещены друг относительно друга. Для упрощения монтажа такой насадки отдельные элементы могут быть предварительно собраны в контейнеры, которые затем устанавливают в корпусе колонны. Широкого применения в промышленности насадки с индивидуальной укладкой не получили, так как это резко увеличивает трудоемкость и себестоимость монтажа.

На рис. VII-26 приведены варианты регулярной блочной насадки. Известны регулярные насадки фирмы "Sulzer", представляющие собой пакет гофрированных листов. Гофрирование листов выполнено под фиксированным к вертикальной оси углом (чаще 30° или 45°) и на смежных листах направлено в противоположные стороны. Имеются модификации такой насадки, изготавливаемые из различных материалов: стального рифленого листа, пластмассы, керамики, фарфора, стекла, графитового волокна. Для колонн диаметром от 200 до 12 000 мм фирма "Sulzer" рекомендует насадку Меллапак, выпускаемую 12 типов. На рис. VII-26, *а* показан элемент насадки Меллапак 250.Y (число характеризует величину удельной поверхности насадки в $м^2/м^3$, а Y указывает на то, что гофрирование листов выполнено под углом 45°).

Конструкция блочной регулярной насадки Инталлокс, разработанная фирмой "Norton", представлена на рис. VII-26, *б* и образована из стальных

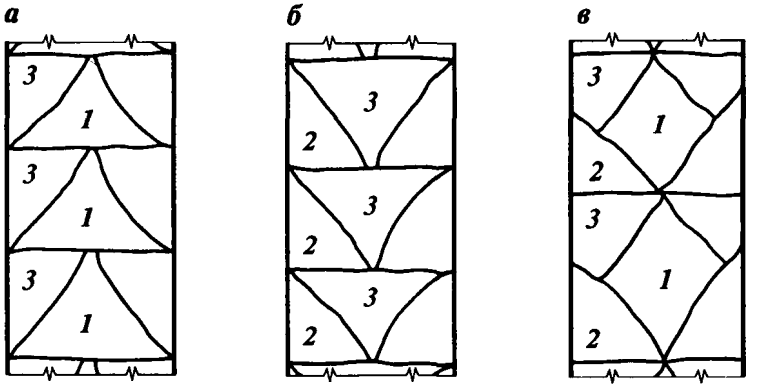


Рис. VII-25. Схемы способов засыпки насадки в колонну:
1 — слой, засыпанный по центру колонны; *2* — слой, засыпанный от стенок колонны; *3* — дополнительная засыпка до горизонтального уровня

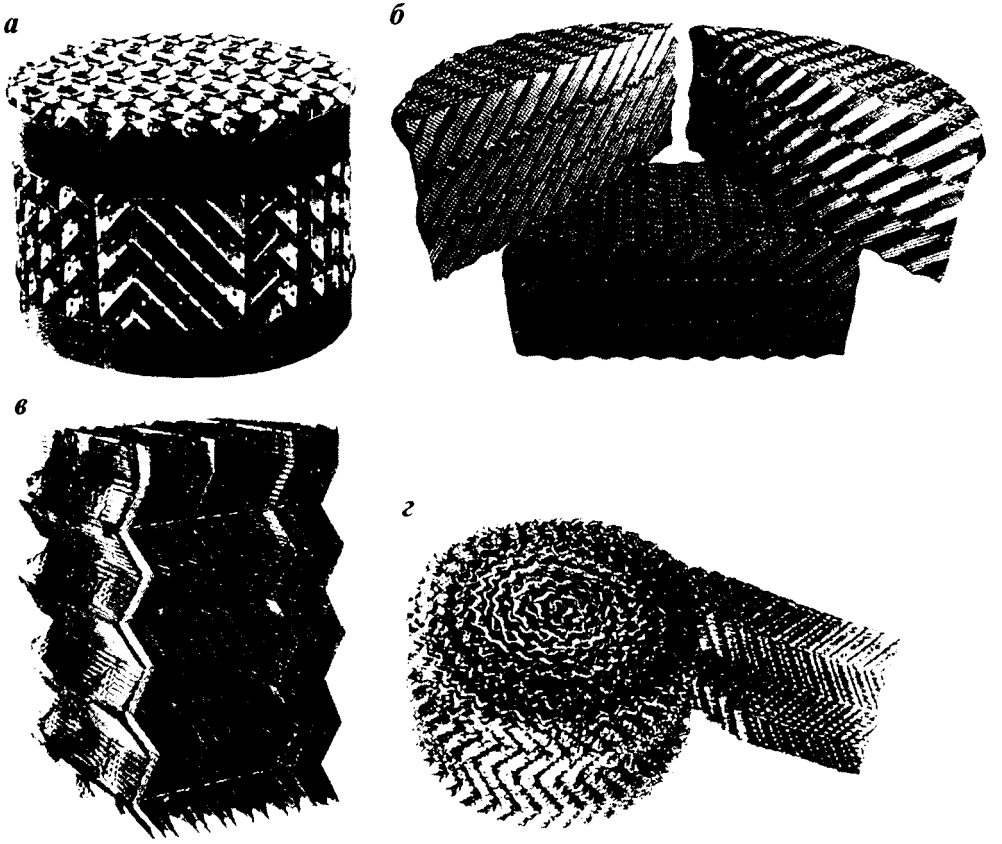


Рис. VII-26. Регулярные насадки:
а — Меллапак фирмы "Sulzer"; *б* — Инталлокс фирмы "Norton"; *в* — Ваку-пак; *г* — Панченкова

гофрированных листов. Каждый лист при гофрировании делится на несколько участков (на рис. VII-26, *б* три участка) с отгибкой металла в противоположные стороны. В местах перехода выполняются просечки, что способствует эффективному обновлению поверхности массообмена.

Насадка Ваку-пак разработана совместно ВНИИнефтемашем и фирмой "Apparate-und Anlagenbau Germania" (рис. VII-26, *в*). Она образована из вертикальных гофрированных пластин, изготовленных из просечно-вытяжного листа. Поверхность пластин имеет арочные просечки, направленные вниз и ориентированные в противоположные стороны с обеих сторон пластин. За счет этих просечек обеспечивается зазор в 20 мм между соседними гофрированными пластинами. Такая насадка имеет удельную поверхность 115 $м^2/м^3$, свободный объем 98 % и объемную массу 150 $кг/м^3$.

Среди регулярных насадок получили распространение сетчатые насадки, к которым относится и насадка, разработанная Г.М. Панченковым (рис. VII-26, *г*). Насадка Панченкова представляет сотканную из пучка металлических проволочек ленту, поверхность которой гофрирована в форме шеврона с углом при вершине 120°. Такую насадку в колонне устанавливают в виде рулонов высотой ~100 мм, расположенных друг над другом и плотно прилегающих к стенке колонны.

При разработке массообменных аппаратов с использованием регулярной насадки необходимо индивидуальное проектирование выбранного типа насадки для данной колонны. Для этого слой насадки разбивают на отдельные блоки с учетом изменения кривизны стенки колонн разного диаметра. В колоннах диаметром до 1 м регулярная насадка монтируется одним блоком через верхнее съемное днище.

На рис. VII-27, *а* приведен вариант разделения колонны диаметром 5500 мм на блоки регулярной насадки Ваку-пак (цифрами обозначены одинаковые блоки). Высота всех блоков составляет 440 мм, максимальная ширина принята с учетом размеров люка-лаза и составляет 400 мм. При таком способе проектирования регулярной насадки выделяется базовый блок (номер 1) сечением 400×440×1000 мм, который можно использовать как типоразмер при проектировании колонн разного диаметра. Расчеты показывают, что для заполнения сечения колонны диаметром 5500 мм насадкой Ваку-пак требуется 80 блоков 21 типа.

На рис. VII-27, *б* показан другой вариант разделения насадки на блоки. Отдельные блоки получают при сечении слоя насадки вертикальными параллельными плоскостями. Это позволяет сократить число различных блоков и уменьшить их количество при монтаже слоя насадки. Для аппарата диаметром 5500 мм потребуется всего 14 блоков 7 типов, однако при этом по сравнению с первым вариантом (см. рис. VII-27, *а*) увеличивается масса каждого блока. Такой способ изготовления регулярной насадки применим только для конструкций, обеспечивающих достаточную прочность и жесткость отдельных блоков и имеющей небольшую объемную массу (например, для насадки Меллапак).

Вспомогательные узлы насадочных колонн включают опорно-распределительные решетки, распределители жидкости, ограничители, коллекторы и т.п.

Насадку укладывают на опорно-распределительные решетки или плиты, некоторые конструкции которых приведены на рис. VII-28. Свободное сечение этих устройств должно по возможности приближаться к величине свободного объема насадки, а размеры отверстий исключать провал наса-

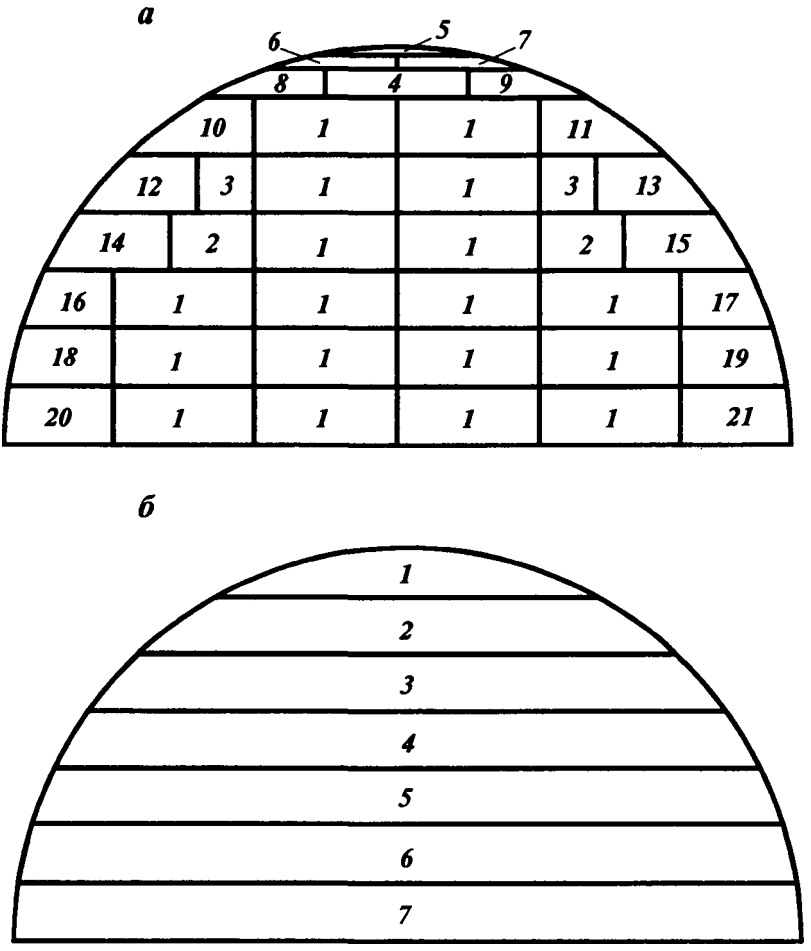


Рис. VII-27. Схема деления регулярной насадки на блоки:
а — для насадки Ваку-пак; *б* — для насадки Меллапак фирмы "Sulzer"

дочных тел. Насадку часто укладывают на решетки, выполненные из стальных полос, поставленных на ребро. Применение в качестве опорной конструкции под насадку различных сеток и перфорированных плит с мелкими отверстиями должно быть исключено, так как подобные устройства приводят к преждевременному захлебыванию колонны.

Колонны диаметром до 150 мм, заполненные насадкой в навал, могут орошаться из единичного источника. Для колонн большего диаметра применяются оросители с большим числом источников орошения: для неупорядоченных насадок 15÷30 на 1 м^2 сечения колонны, для упорядоченных 35÷50.

На рис. VII-29 приведены варианты распределительных устройств для жидкости, применяемые в колоннах различного назначения. Широко применяются распределительные устройства желобчатого типа (рис. VII-29, *а*). Жидкость в этом варианте подается в центральный желоб (для колонн

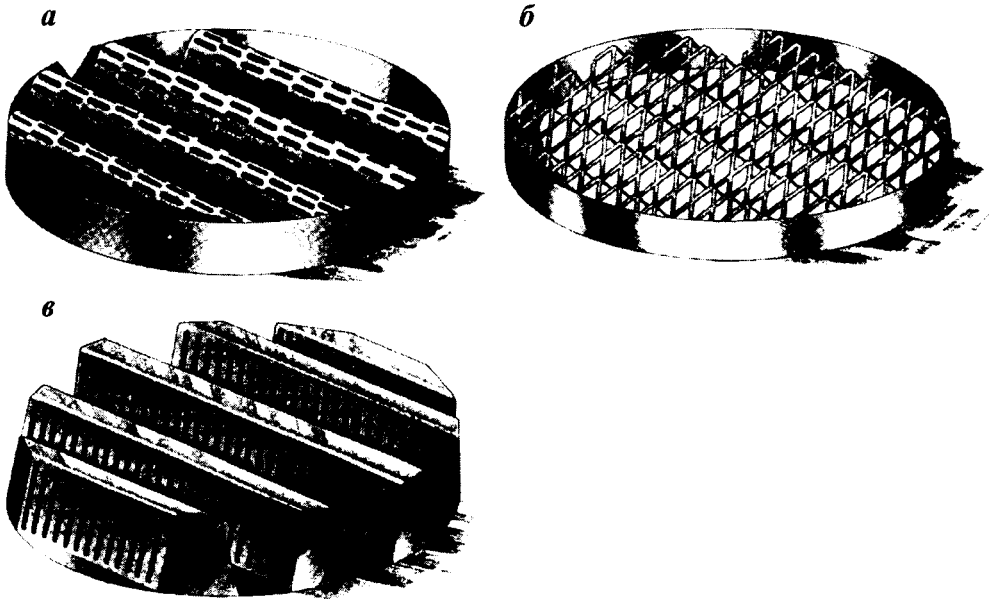


Рис. VII-28. Конструкции опорно-распределительных решеток фирмы "Norton":
а — волнистая из перфорированных пластин; *б* — волнистая из просечно-вытяжного листа; *в* — колпачкового типа

большого диаметра применяют два или три желоба), из которого по желобам меньшего сечения, оснащенных устройствами слива жидкости различных конструкций, распределяется по всему сечению насадки. При малых расходах жидкости с высокой плотностью и вязкостью применяют трубчатый распределитель (рис. VII-29, *б*). В колоннах для разделения нефти и скрубберах используют пневматические распределители, выполненные в виде коллектора с форсунками (рис. VII-29, *в*).

Для того чтобы исключить при работе колонны перемещение элементов насадки, в ее верхней части насадку закрепляют решетками с большим свободным сечением. На рис. VII-30, *а* показан вариант такой решетки для колонны с насыпной насадкой, а на рис. VII-30, *б* — для колонны с регулярной насадкой.

Необходимо отметить, что характер и структура распределения жидкости по сечению колонны не сохраняются при дальнейшем ее течении по насадке. Восходящий паровой поток, занимающий центральную часть слоя насадки, оттесняет жидкость к стенкам колонны. Для уменьшения неравномерности распределения потоков по высоте аппарата общий слой насадки в колонне делят по ее высоте на отдельные секции, между которыми устанавливают коллекторы для сбора жидкости (рис. VII-30, *в*) и распределительные устройства различных конструкций.

Гидравлические условия работы насадочных колонн. В насадочной колонне потоки пара (газа) и жидкости взаимодействуют в противотоке. В зависимости от нагрузок колонны по пару (газу) G и жидкости L изменяется характер взаимодействия фаз, проявляющийся в различных гидродинамических режимах. Наиболее четко эти режимы выявляются на кривых, показывающих зависимость сопротивления насадки от ее нагрузки по пару

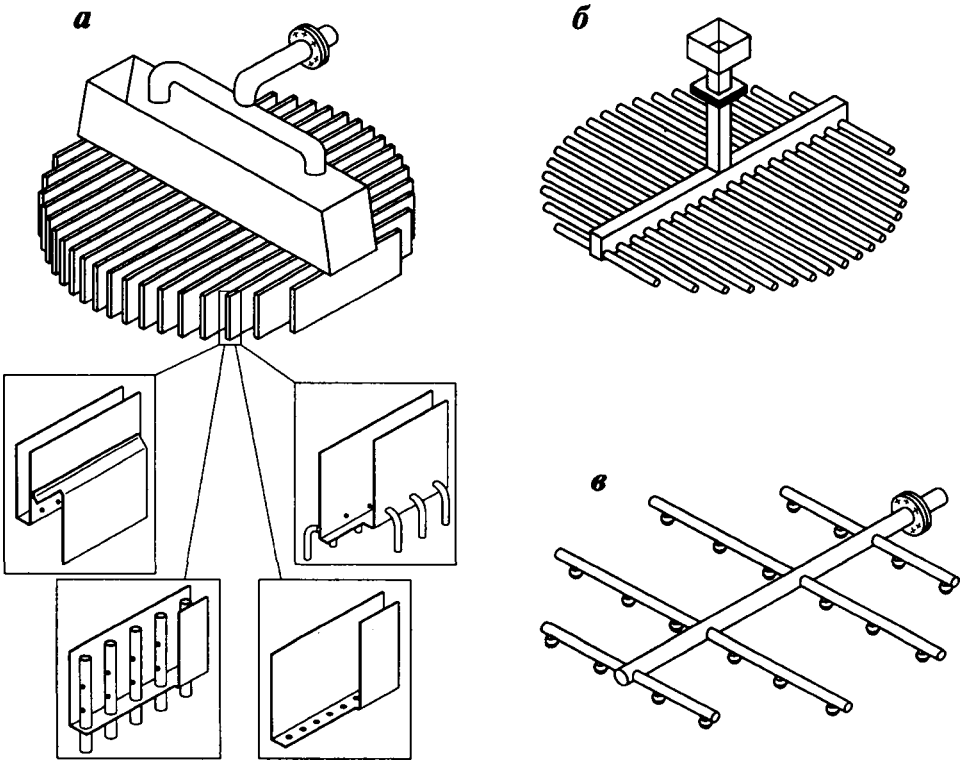


Рис. VII-29. Конструкции распределительных устройств для жидкости фирмы "Sulzer":
а — желобчатого типа; *б* — трубчатый; *в* — пневматический

(газу) и жидкости, построенных в логарифмических координатах (рис. VII-31).

При малых нагрузках потоков взаимодействие между фазами незначительно. Жидкость смачивает поверхность насадочных элементов, а сопротивление насадки потоку пропорционально сопротивлению сухой насадки. Это так называемый *пленочный режим*.

При дальнейшем увеличении скоростей потоков контактирующих фаз возрастает трение между ними, происходит торможение потока жидкости и в связи с этим увеличивается количество жидкости H_0, удерживаемой в насадке. Этот режим характеризуется как *начало подвисания жидкости* и принимается в качестве нижнего предела устойчивой работы колонны. При больших жидкостных нагрузках этот режим выявляется не всегда четко. Сопротивление насадки в режиме подвисания пропорционально скорости пара в степени 3—4. Интенсивность массопередачи в этом режиме сильно возрастает.

Дальнейшее увеличение скоростей взаимодействующих фаз приводит к еще большему увеличению сопротивления насадки и количества удерживаемой жидкости в объеме, занятом насадкой. При определенных величинах паровой и жидкостной нагрузок происходит резкое увеличение количества удерживаемой насадкой жидкости и рост гидравлического сопротив-

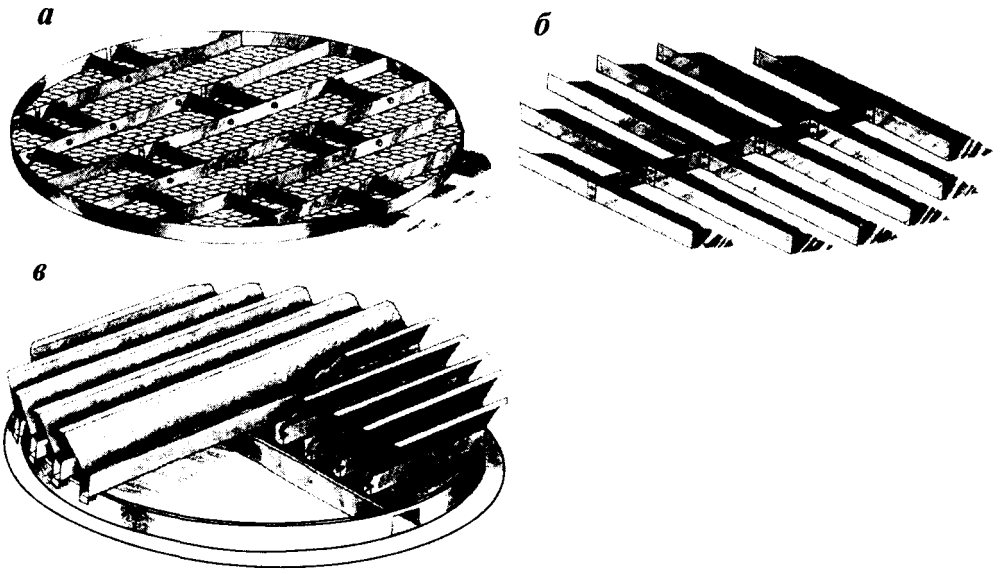


Рис. VII-30. Конструкция ограничительных решеток и коллектора фирмы "Norton":
а — ограничительная решетка для насыпной насадки; *б* — ограничительная решетка для регулярной насадки; *в* — коллектор для сбора жидкости

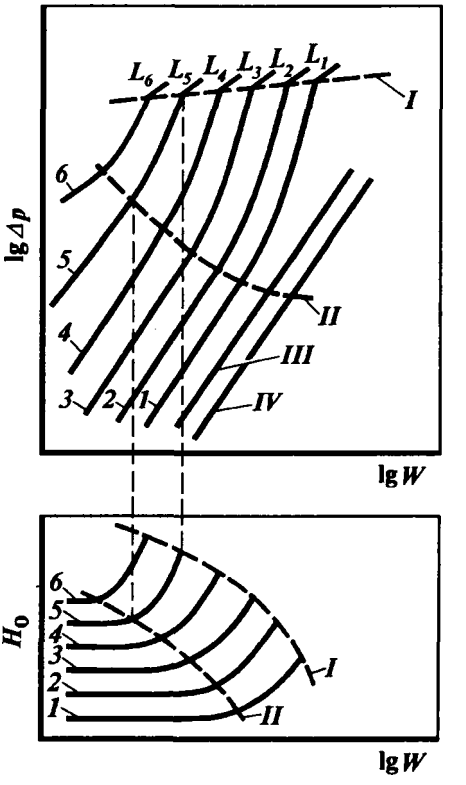


Рис. VII-31. Характер зависимости гидравлического сопротивления Δp и удерживающей способности H_0 от скорости пара в колонне W:
I — линия точек захлебывания; *II* — кривая точек подвисания; *III* — линия для смоченной насадки (малый расход жидкости); *IV* — линия для сухой насадки; L — нагрузка по жидкости, $L_1 < L_2 < L_3 < L_4 < L_5 < L_6$

ления слоя насадки. Этот режим называется *захлебыванием колонны* и считается верхним пределом ее устойчивой работы. Количество удерживаемой насадкой жидкости зависит от удельной поверхности насадки f, доли свободного объема ε, скоростей движения взаимодействующих фаз. Полную задержку жидкости H_0 рассматривают как сумму двух составляющих: статической задержки H_c и динамической $H_д$. Статическая составляющая H_c определяет объем жидкости, удерживаемый насадкой за счет капиллярных сил, и не зависит от гидродинамических условий. Динамическая составляющая задержки $H_д$ обусловлена гидродинамическим взаимодействием потоков пара и жидкости с насадочными телами.

Режим захлебывания характеризуется значительным количеством жидкости, удерживаемой на насадке, при этом сильно возрастает поверхность контакта фаз и интенсифицируется процесс массообмена. Однако при этом резко возрастает сопротивление движению потока паров. Поэтому для обеспечения эффективного массообмена при относительно небольшом гидравлическом сопротивлении желательно, чтобы гидродинамический режим работы колонны был возможно ближе к режиму захлебывания, но не достигал его, т. е. рабочая скорость пара в колонне W должна быть меньше, чем скорость захлебывания $W_{захл}$. Обычно принимают, что эти скорости связаны соотношением

$$W = (0{,}75 \div 0{,}85) W_{захл}. \qquad \text{(VII.19)}$$

Насадка занимает только часть объема колонны, поэтому скорость движения пара (газа) в каналах между элементами насадки выше, чем скорость, отнесенная к свободному сечению аппарата. Скорость движения паров в сухой насадке составляет

$$W_0 = W/\varepsilon.$$

Действительная скорость пара при работе колонны будет несколько выше скорости W_0, так как в этом случае часть свободного объема насадки занята стекающей по ней жидкостью.

Для расчета скорости захлебывания имеются различные уравнения, в том числе следующего вида:

$$\lg\left(\frac{W_{захл}^2 f}{g\varepsilon^3}\frac{\rho_п}{\rho_ж}\mu_ж^{0,16}\right) = A - 1{,}75\left(\frac{L}{G}\right)^{0,25}\left(\frac{\rho_п}{\rho_ж}\right)^{0,125}. \qquad \text{(VII.20)}$$

Величина коэффициента A в уравнении (VII.20) определяется экспериментально и зависит от условий эксплуатации аппарата, конструкции элементов насадки и ее размеров. Например, для насадки из колец Рашига, засыпанных в навал, для процесса абсорбции $A = 0{,}022$, а для ректификации $A = -0{,}125$.

Определив скорость захлебывания, из уравнения (VII.19) находят рабочую скорость пара и затем, зная величину заданной паровой нагрузки G, определяют диаметр колонны $D_к$.

При определении рабочей скорости пара в насадочной колонне необходимо учитывать конструкцию и геометрические характеристики насадки.

Например, если принять значение рабочей скорости пара в колонне с насадкой Меллапак 250.Y за единицу, то для насадки Меллапак 125.Y рабо-

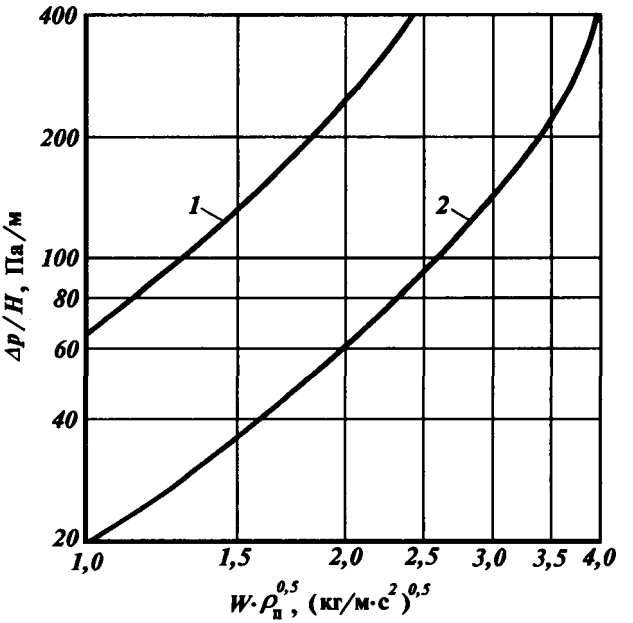


Рис. VII-32. Зависимость гидравлического сопротивления различных насадок от F-фактора:
1 — стальные кольца Палля 50×50; *2* — насадка Ваку-пак. (Колонна диаметром 800 мм, нагрузка по жидкости 5 м³/м²·ч, нормальное давление)

чая скорость будет в 1,5 раза выше ее, а для насадки Меллапак 500.Y — на 30 % меньше. Более подробную информацию о расчете рабочей скорости пара можно получить в специальной литературе или у фирм, производящих ту или иную насадку.

Сопротивление насадочных колонн. На рис. VII-32 в качестве примера приведена зависимость гидравлического сопротивления 1 м слоя насадки от F-фактора для различных конструкций насадок. Экспериментальные данные получены в колонне диаметром 800 мм при нормальном давлении на системе воздух — вода. Как видно из рисунка, при достаточно близких значениях удельной поверхности f и свободного объема ε колец Палля 50×50 и насадки Ваку-пак гидравлическое сопротивление этой насадки во всем диапазоне изменения нагрузок значительно меньше, чем у колец Палля, что объясняется в основном особенностями их конструкции.

Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки Δp обычно представляют в виде суммы двух составляющих: сопротивления сухой насадки $\Delta p_с$ и сопротивления, обусловленного взаимодействием потоков пара и жидкости $\Delta p_{п-ж}$, т.е.

$$\Delta p = \Delta p_с + \Delta p_{п-ж} = \Delta p_с\left(1 + \frac{\Delta p_{п-ж}}{\Delta p_с}\right) = A_1 \Delta p_с. \qquad \text{(VII.21)}$$

Коэффициент A_1 показывает, во сколько раз сопротивление орошаемой насадки больше, чем сухой.

Между элементами насадки для прохождения потока образуются длинные узкие каналы весьма сложной конфигурации, поэтому величину сопротивления сухой насадки можно рассчитать по известному уравнению гидравлики, в котором за длину канала принимают высоту насадочного

слоя H, а в качестве диаметра канала используют эквивалентный диаметр каналов насадки $d_э$:

$$\Delta p_c = \lambda \frac{H}{d_э} \frac{\rho_п}{2} \left(\frac{W}{\varepsilon} \right)^2 .$$

Эквивалентный диаметр каналов насадки

$$d_э = 4\varepsilon / f.$$

Коэффициент гидравлического сопротивления λ является функцией критерия Рейнольдса Re и зависит от режима движения пара (газа).

Например, для насадок из колец Рашига, засыпанных в навал, λ определяется из уравнений:

при $Re \leq 40$ $\lambda = 140/Re$,

при $Re > 40$ $\lambda = 16/Re^{0,2}$,

где критерий Рейнольдса

$$Re = \frac{W}{\varepsilon} \cdot \frac{d_э \rho_п}{\mu_п} = \frac{4W\rho_п}{f\mu_п} .$$

Сопротивление орошаемых насадок рассчитывают по уравнению (VII.21), в котором коэффициент A_1 определяется из выражения

$$A_1 = 1 + C \left(\frac{L}{G} \right)^{0,405} \left(\frac{\rho_п}{\rho_ж} \right)^{0,225} \left(\frac{\mu_ж}{\mu_п} \right)^{0,0405} . \qquad \text{(VII.22)}$$

Коэффициент C в уравнении (VII.22), зависящий от величины отношения рабочей скорости пара к скорости захлебывания, находят по графику, приведенному на рис. VII-33.

В приведенных уравнениях L и G — массовые расходы или скорости жидкости и пара.

Эффективность насадочных колонн. В насадочной колонне потоки пара и жидкости непрерывно контактируют между собой, обмениваясь веществом и энергией. Эффективность массообмена зависит от удельной поверхности насадки, размеров насадочных тел, высоты слоя насадки, гидродинамического режима движения потоков контактирующих фаз, а также от физико-химических свойств компонентов разделяемой смеси.

В результате гидравлических расчетов определяют диаметр насадочной

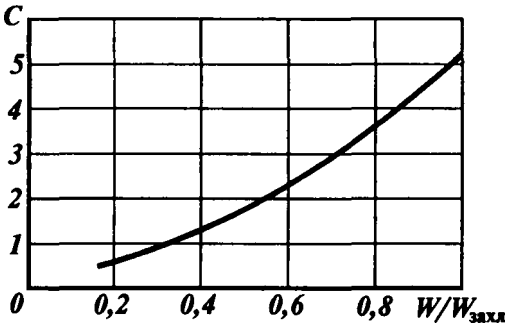


Рис. VII-33. График для определения коэффициента C в уравнении (VII. 22)

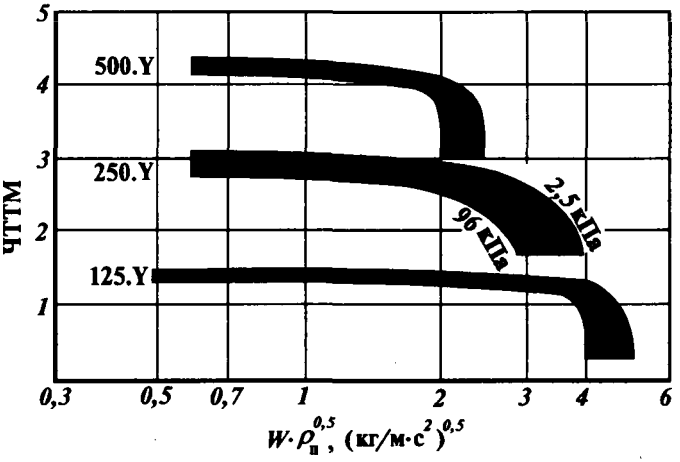


Рис. VII-34. Зависимость числа теоретических тарелок на 1 м насадки (ЧТТМ) Меллапак от F-фактора

колонны $D_к$. Высоту насадки H, необходимую для заданного разделения, находят из уравнения

$$H = NH_{экв},$$

где N — число теоретических тарелок (см. главы IV—VI); $H_{экв}$ — высота насадки, эквивалентная по своему разделительному эффекту одной теоретической тарелке (сокращенно обозначается ВЭТТ).

Как было показано выше, величина ВЭТТ зависит от большого числа факторов. Однако имеющиеся уравнения для расчета ВЭТТ, как правило, не в полной мере учитывают влияние различных факторов и поэтому они имеют ограниченную область применения — только для насадок определенных типов и размеров. В этой связи величину ВЭТТ обычно определяют экспериментально на модельных или реальных смесях.

Очевидно, чем меньше величина ВЭТТ, тем более эффективно работает насадка при разделении данной смеси. Вместе с тем необходимо отметить, что величина ВЭТТ возрастает при увеличении высоты слоя насадки, диаметра аппарата, а также размеров насадочных тел, коэффициента относительной летучести компонентов и вязкости жидкости.

Для оценки эффективности насадки используют также число теоретических тарелок на 1 м высоты насадки (сокращенно ЧТТМ), т.е. величину обратную ВЭТТ.

На рис. VII-34 приведена зависимость ЧТТМ от F-фактора для трех модификаций насадки Меллапак, удельная поверхность которых изменяется от 125 до 500 м^2/м^3. Эффективность насадки определена в опытной колонне диаметром 1 м в режиме полного возврата флегмы при изменении давления верха колонны от 2,5 до 96 кПа. Опытными смесями служили транс-цис-декалин и хлор-этилбензол, высота насадки изменялась от 1,4 до 8,5 м. Поскольку поверхность насадки увеличивается от Меллапак 125.Y к Меллапак 500.Y, ЧТТМ при этом возрастает в 4 раза, хотя максимально возможная паровая нагрузка снижается вдвое.

Глава VIII АДСОРБЦИЯ

СУЩНОСТЬ ПРОЦЕССА АДСОРБЦИИ

Адсорбцией называется процесс поглощения газов (паров) или жидкостей поверхностью твердых тел (адсорбентов). В случае избирательного поглощения компонентов смеси появляется возможность ее разделения на составляющие компоненты. Явление адсорбции связано с наличием сил притяжения между молекулами адсорбента и поглощаемого вещества.

Адсорбция является одним из эффективных методов разделения газообразных и жидких смесей компонентов, различающихся структурой молекул. По сравнению с другими массообменными процессами наиболее эффективно ее использование в случае малого содержания извлекаемых компонентов в исходной смеси.

Большую роль в развитии учения об адсорбционных процессах сыграли работы М.С. Цвета в области хроматографии, Н.Д. Зелинского в области угольной адсорбции, М. М. Дубинина и его школы в области теории адсорбции и практического ее применения.

В нефтегазоперерабатывающей и нефтехимической промышленности адсорбция применяется для отбензинивания природных и попутных углеводородных газов, при разделении газов нефтепереработки с целью получения водорода и этилена, для осушки газов и жидкостей, выделения низкомолекулярных ароматических углеводородов (бензола, толуола, ксилолов) из бензиновых фракций, для очистки масел, при очистке сточных вод с применением пылевидного активированного угля и т.п.

Твердое вещество, на поверхности или в порах которого происходит концентрирование поглощаемого вещества, называется *адсорбентом*. Поглощаемое вещество, находящееся вне пор адсорбента, называется *адсорбтивом*, а после его перехода в адсорбированное состояние — *адсорбатом*.

Различают два вида адсорбции — физическую и химическую. При *физической адсорбции* молекулы поглощенного вещества, находящиеся на поверхности адсорбента, не вступают с ним в химическое взаимодействие. При химической адсорбции (*хемосорбции*) молекулы поглощаемого вещества химически взаимодействуют с адсорбентом. Связь молекул поглощенного вещества (адсорбата) с адсорбентом при физической адсорбции менее прочна, чем при хемосорбции.

Физическая адсорбция является экзотермическим процессом. Теплота адсорбции из газов и паров примерно равна теплоте их конденсации, теплота адсорбции из растворов несколько меньше.

Процесс адсорбционного разделения прекращается, когда активная поверхность (или объем пор) адсорбента оказывается заполненной молекулами адсорбата. Выделение из адсорбента поглощенных компонентов называют *десорбцией*.

Если в слой адсорбента ввести сравнительно небольшое количество разделяемой смеси, то адсорбироваться будут все ее компоненты. Это происходит до тех пор, пока вся активная поверхность адсорбента не бу-

дет заполнена. Дальнейшее поступление исходной смеси в слой адсорбента приведет к тому, что молекулы, отличающиеся более высокой адсорбируемостью, будут частично вытеснять с поверхности адсорбента молекулы вещества с меньшей адсорбируемостью и установится равновесие между адсорбированной и неадсорбированной средами.

При продвижении исходной смеси через определенный слой адсорбента рассмотренный выше процесс протекает послойно в направлении движения исходной разделяемой смеси. Адсорбционное разделение в данном слое адсорбента будет завершено, когда в потоке, выходящем из слоя адсорбента, появится компонент, подлежащий извлечению из исходной смеси, т.е. когда в соответствии с состоянием равновесия активная поверхность адсорбента заполнится извлекаемым компонентом и произойдет «проскок» этого компонента с уходящим потоком.

Исчерпание адсорбционной способности — *проскок* определяет *время защитного действия* адсорбента по отношению к данному компоненту. Количество вещества, адсорбируемого поверхностью, определяется состоянием равновесия и зависит от природы адсорбента и адсорбируемого вещества, концентрации последнего в исходной смеси, температуры процесса, а при адсорбции газовой фазы и от давления.

В результате адсорбции концентрация поглощаемого вещества в потоке уменьшается по мере перемещения его через слой адсорбента. Поэтому и количество (концентрация) адсорбируемого вещества по высоте слоя адсорбента также изменяется в пределах от максимального до минимального, соответствующего состоянию равновесия с потоком, покидающим слой адсорбента.

Возможность разделения той или иной смеси методом адсорбции зависит от величины адсорбируемости компонентов, входящих в ее состав. Адсорбируемость веществ зависит от их природы, строения молекул, а также от природы и структуры адсорбента (величины удельной поверхности, размеров пор и т.п.).

Адсорбируемость углеводородов обычно возрастает с увеличением их молекулярной массы, однако более значительное влияние оказывают структура и размеры их молекул.

Так, парафиновые и нафтеновые углеводороды поглощаются в меньшей степени, чем ароматические. Для ароматических углеводородов адсорбируемость возрастает с увеличением числа циклов в молекуле.

Сернистые соединения лучше сорбируются, чем содержащие их парафиновые и нафтеновые углеводороды, и имеют близкую адсорбируемость к ароматическим углеводородам. Это затрудняет отделение сернистых соединений от ароматических путем адсорбции.

Кислородные, смолистые и особенно азотистые органические соединения, содержащиеся в нефтях и нефтепродуктах, отличаются значительно более высокой адсорбируемостью, чем углеводороды, и отделение этих веществ от углеводородной смеси происходит сравнительно легко.

Непредельные низкомолекулярные углеводороды (этилен, пропилен) адсорбируются лучше, чем соответствующие предельные их аналоги (этан, пропан).

Адсорбируемость более высокомолекулярных непредельных углеводородов изучена недостаточно.

Использование адсорбции для разделения смесей, содержащих непредельные углеводороды, в ряде случаев осложняется тем, что в процессе разделения эти углеводороды подвергаются каталитическому воздействию адсорбента, в связи с чем могут происходить их химические превращения, например полимеризация.

Некоторые адсорбенты, например активированный уголь, преимущественно адсорбируют углеводороды, имеющие более высокую температуру кристаллизации, вследствие чего используются для депарафинизации жидких нефтепродуктов.

ХАРАКТЕРИСТИКИ АДСОРБЕНТОВ

Для процесса адсорбционного разделения применяются преимущественно твердые пористые материалы с сильно развитой поверхностью пор. Удельная поверхность пор может составлять от 200 до 1700 м^2/г, а средний радиус пор от 2 до 100 Å. Адсорбенты изготовляются в виде таблеток или шариков диаметром от 2 до 6 мм, а также порошков с размером частиц от 20 до 500 мкм.

В качестве адсорбентов используются активированный уголь, силикагель, алюмосиликаты, цеолиты и др.

Цеолиты или молекулярные сита — синтетические или природные адсорбенты с регулярной структурой пор, представляющие собой алюмосиликаты натрия, калия или других элементов. Название произошло от сочетания двух греческих слов «цео» и «лит», т.е. «кипящие камни». Это объясняется тем, что заполняющая поры цеолитов вода при нагревании выделяется, т. е. цеолиты как бы «кипят».

Общая химическая формула $Me_{2/n}O \cdot Al_2O_3 \cdot xSiO_2 \cdot yH_2O$, где Me — катион щелочного металла; n — его валентность. В качестве катионов в состав природных цеолитов обычно входят натрий, калий, кальций, реже магний, барий, стронций. Кристаллическая структура цеолитов образована тетраэдрами SiO_4 и AlO_4. В качестве природных цеолитов используют различные минералы: содалит, шабазит, морденит, фожазит и др.

Синтетические цеолиты имеют строение и геометрическую структуру, аналогичные природным цеолитам. Аналогами фожазита являются синтетические цеолиты типа *X* и *Y*.

Различают синтетические цеолиты типов *A*, *X* и *Y*.

Цеолиты типа A относятся к низкокремнистым формам: в них отношение $SiO_2:Al_2O_3$ не превышает 2.

Цеолиты типа X имеют мольное отношение $SiO_2:Al_2O_3$, которое может изменяться от 2,2 до 3,3.

Цеолиты типа Y характеризуются вышеупомянутым соотношением в пределах от 3,1 до 6. При увеличении этого показателя повышается кислотостойкость цеолитов. Размеры входных окон, определяющих избирательность цеолитов, изменяются от 3 до 9 Å.

В табл. VIII.1 приведены характеристики некоторых промышленных адсорбентов.

Важной характеристикой адсорбентов является их *активность*, или емкость a, под которой понимают массу адсорбированного вещества, приходящуюся на единицу массы адсорбента в условиях равновесия:

$$a=\frac{G_A}{g_A},$$

где G_A — масса поглощенных компонентов; g_A — масса адсорбента. Активность адсорбента различна по отношению к разным компонентам смеси. При выборе типа адсорбента большое значение имеет также сохранение активности при многоцикловой работе. Особенно существенен этот вопрос при проведении процесса адсорбции на установках непрерывного действия с движущимся или псевдоожиженным слоем адсорбента, для ко-

Таблица VIII.1

Характеристики промышленных адсорбентов

Адсорбенты	Плотность, г/см³			Объем пор, см³/г	Радиус пор (размер входного окна), Å	Удельная поверхность, м²/г
	истинная	кажущаяся	насыпная			
Силикагель:						
мелкопористый	2,1–2,3	1,3–1,4	0,8	0,28	5–30	450–500
крупнопористый	2,1–2,3	0,75–0,85	0,5	0,90	70–100	270–350
Алюмосиликатный катализатор	2,3	1,06–1,09	0,7	0,57	20–25	300–350
Активированные угли	1,75–2,1	0,5–1,0	0,2–0,6	–	Менее 70	600–1700
Активная окись алюминия	–	–	0,4–0,6	0,8–1,0	60–100	180–220
Цеолиты[1]	–	1,08–1,16	0,62–0,78	0,20–0,24	3–9	–

[1]Цеолиты характеризуются не сорбцией на поверхности, а объемным заполнением пор адсорбатом.

торых циклы *адсорбция – десорбция* чередуются со значительно большей частотой, чем на установках периодического действия.

В процессах непрерывной адсорбции необходимо учитывать также механическую прочность адсорбентов. Основной причиной разрушения гранул адсорбента является истирание, хотя необходимо учитывать возможность раздавливания и влияние условий десорбции на растрескивание гранул. На истираемость, помимо природы адсорбента, влияют форма гранул, условия их транспорта внутри аппаратов установки и между ними, а также конструкция элементов установки, контактирующих с адсорбентом.

В адсорберах периодического действия также имеет место износ адсорбента в результате давления вышележащего слоя адсорбента и условий десорбции. Из этих соображений высоту насыпного слоя в периодических адсорберах принимают обычно не более 3 м.

ИЗОТЕРМА АДСОРБЦИИ

Равновесное состояние при адсорбции характеризуется *изотермой адсорбции*, она связывает количество адсорбированного единицей массы адсорбента вещества, т. е. активность (в массовых, мольных или объемных единицах) с концентрацией или парциальным давлением (в случае газовой фазы) компонента разделяемой смеси при данной температуре. Обычно изотермы адсорбции строят на основании экспериментальных данных.

На рис. VIII-1 приведены типичные изотермы адсорбции для двух температур. Из анализа этих кривых следует, что активность адсорбента возрастает с увеличением концентрации (или парциального давления) адсорбируемого компонента и с понижением температуры процесса.

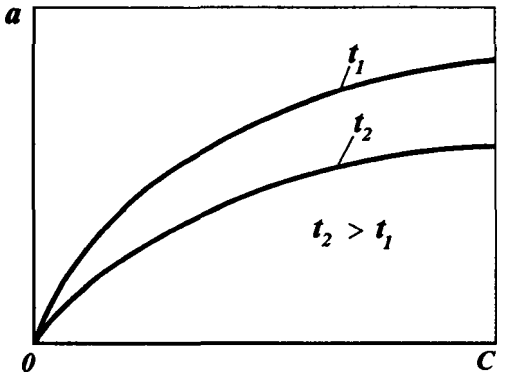


Рис. VIII-1. Общий вид изотермы адсорбции при разных температурах

Для описания изотермы адсорбции наибольшее распространение получили:

уравнение Лэнгмюра

$$a = A_1 \frac{bc}{1 + bc}$$

и уравнение Фрейндлиха

$$a = A_2 c^d,$$

где a — активность (емкость) адсорбента; c — концентрация или парциальное давление адсорбируемого компонента; A_1, A_2, b, d — коэффициенты и показатель степени, зависящие от природы адсорбента и адсорбата, а также от температуры.

Одним из важных показателей, характеризующих процесс адсорбции и определяющих размеры адсорбционной аппаратуры, является скорость адсорбции.

В общем случае скорость процесса адсорбции определяется скоростями следующих основных стадий: 1) подвода вещества к поверхности зерен адсорбента — *внешняя диффузия*; 2) перемещения вещества внутри зерен по порам адсорбента — *внутренняя диффузия*; 3) *собственно адсорбции.*

Скорость процесса адсорбции обычно лимитируется скоростями внешней и внутренней диффузии или одной из них, так как скорость собственно адсорбции обычно велика. В зависимости от лимитирующей стадии различают три вида сопротивления процессу адсорбции: внешнедиффузионное, внутридиффузионное и смешанное.

Скорость внешнедиффузионного процесса зависит от температуры процесса, размера зерен адсорбента, вязкости, плотности среды и гидродинамического режима (скорость потока, состояние слоя адсорбента — неподвижный, движущийся, псевдоожиженный).

Скорость внутридиффузионного процесса определяется законами диффузии вещества в порах адсорбента. Перемещение молекул в поровых каналах зерен адсорбента зависит от диаметра пор, их структуры, размеров адсорбируемых молекул, температуры и других факторов.

В процессе адсорбции наряду с перемещением молекул в объеме пор

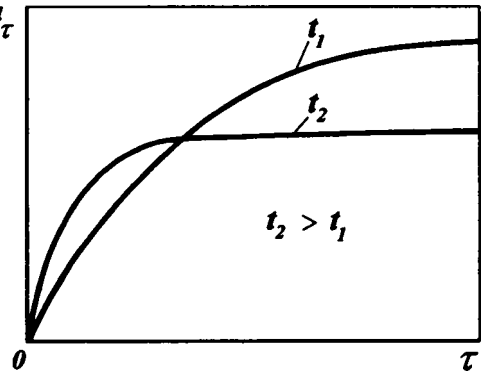


Рис. VIII-2. Кинетические кривые адсорбции при разных температурах

наблюдается также перемещение молекул на поверхности адсорбента от одного активного центра к другому, называемое *поверхностной диффузией*. Для протекания этого процесса требуется определенная энергия активации; его скорость возрастает с увеличением температуры процесса.

В общем случае твердые частицы адсорбента имеют поры различного размера и формы, поэтому перенос вещества внутри гранул адсорбента может осуществляться одновременно различными способами.

Во многих случаях изменение активности адсорбента во времени удовлетворительно описывается следующим уравнением:

$$a_\tau = a(1 - e^{-K_a/\tau}),$$

где a_τ, a — активность адсорбента в момент времени τ и при равновесии ($\tau \to \infty$); K_a — константа скорости адсорбции.

Константа скорости адсорбции K_a зависит от температуры и концентрации адсорбируемого компонента.

С увеличением температуры скорость достижения равновесного состояния возрастает, при этом величина активности в условиях равновесия будет меньше, чем при более низкой температуре. Типичные кинетические кривые адсорбции приведены на рис. VIII-2.

При адсорбции сначала поглощаются все компоненты смеси. Однако по достижении состояния насыщения будет происходить обратный процесс, т.е. вытеснение молекул с меньшей активностью. В результате компоненты будут располагаться в слое адсорбента послойно по мере уменьшения их активности. При выделении поглощенных компонентов из адсорбента (десорбция) они будут выходить в обратном порядке. Это явление используется в препаративной и аналитической хроматографии. Общие вопросы теории поглощения вещества твердым адсорбентом рассмотрены в гл. I.

ДЕСОРБЦИЯ

Для выделения поглощенных при адсорбции компонентов с целью направления их на дальнейшую переработку применяется процесс десорбции. В тех случаях, когда в газовом потоке или в растворе, проходящем через слой адсорбента, концентрации (парциальные давления) адсор-

бируемых компонентов ниже равновесных, данные компоненты будут покидать поверхность адсорбента и переходить в газовый (жидкостный) поток, т. е. десорбироваться. Это будет происходить до тех пор, пока не установится новое состояние равновесия.

На промышленных адсорбционных установках необходимо производить регенерацию адсорбента с целью восстановления его адсорбционной способности. Поэтому после окончания стадии адсорбции осуществляется стадия десорбции поглощенных компонентов из адсорбента.

Процесс регенерации адсорбента (десорбция) может быть осуществлен следующими основными способами.

1. Вытеснение поглощенных компонентов с поверхности адсорбента другим веществом, обладающим более высокой адсорбируемостью, с последующим его выделением из адсорбента, которое не вызывает затруднений. Так, например, при адсорбционном разделении смеси углеводородных газов в качестве десорбирующего агента можно использовать водяной пар. При поглощении адсорбентом водяного пара последний вытесняет углеводороды и занимает их место. При этом водяной пар конденсируется, происходит выделение теплоты конденсации, что способствует десорбции, так как повышается температура процесса.

Для полного восстановления активности адсорбента по окончании десорбции углеводородов его необходимо вначале освободить от поглощенной влаги, т.е. высушить, а затем охладить до температуры, при которой протекает процесс адсорбции.

При адсорбционном разделении жидких углеводородных смесей в качестве десорбирующего агента могут быть использованы различные органические жидкости, обладающие более высокой адсорбционной способностью, по сравнению с поглощаемыми компонентами, например, низкомолекулярные ароматические углеводороды (бензол, толуол, ксилолы) или их смеси с полярными растворителями (спиртами, кетонами).

В зависимости от типа применяемого десорбирующего агента используются те или иные методы его удаления из адсорбента.

2. Вытеснение адсорбированных компонентов веществом, обладающим меньшей адсорбируемостью (неполярные растворители). В этом случае процесс десорбции осуществляется за счет нарушения состояния равновесия между адсорбатом и протекающим через слой адсорбента раствором и обусловливается меньшей концентрацией данных компонентов в растворе, чем соответствующая условию равновесия с адсорбатом. Например, при адсорбционном разделении различных нефтепродуктов десорбирующим агентом может быть бензиновая фракция, отличающаяся по температурным пределам кипения от исходной смеси, что позволяет в дальнейшем отделить эту бензиновую фракцию от десорбированных компонентов простой перегонкой или ректификацией.

3. Испарение адсорбированных компонентов при нагреве адсорбента или при понижении общего давления в системе либо парциального давления адсорбированных компонентов. Такой метод десорбции может быть использован при разделении смесей сравнительно летучих компонентов.

4. Окислительная регенерация, при которой адсорбированные компоненты удаляют из адсорбента путем их сжигания. Этот метод применяют в тех случаях, когда адсорбированные вещества отличаются весьма высокой адсорбционной способностью и удаление их изложенными выше способами практически невозможно. К этому способу регенерации адсорбента прибегают в тех случаях, когда адсорбированные компоненты не являются целевыми и их потеря в виде продуктов сгорания допустима по экономическим и экологическим соображениям. Примером может служить удаление асфальто-смолистых веществ с поверхности адсорбента.

Часто процесс регенерации адсорбента осуществляется комбинированием рассмотренных выше методов. Тот или иной метод регенерации адсорбента выбирают в зависимости от конкретных условий, свойств разделяемой смеси, масштаба производства, экономики процесса, выполнения условий охраны окружающей среды.

Десорбция облегчается с повышением температуры и увеличением расхода десорбирующего агента. Десорбция газообразных и легколетучих компонентов облегчается при понижении давления в системе. Экономичность промышленного адсорбционного разделения в значительной степени зависит от режима процесса регенерации адсорбента, так как существенная часть энергозатрат процесса в целом приходится на стадию десорбции (расход тепла на отгонку растворителя, нагрев адсорбента до температуры проведения процесса десорбции, расход водяного пара или газа для удале-

ния растворителя из слоя адсорбента после десорбции, расход энергии на подачу воздуха в случае окислительной регенерации, затраты тепла на сушку адсорбента и т.д.).

Расход десорбирующего агента — водяного пара, растворителя и т.п. зависит от адсорбционной способности десорбируемых компонентов и растворителей, используемых в процессе, температуры при десорбции и полноты извлечения десорбируемых компонентов.

Например, при разделении смесей газообразных углеводородов на активированном угле расход неконденсирующегося водяного пара составляет до 2,5 кг на 1 кг десорбируемого вещества. Конденсируемый водяной пар расходуется на нагрев адсорбента, изоляции адсорбера и его корпуса, а также других элементов системы. Этот пар конденсируется, и 80—90 % образующегося конденсата остается в угле.

При использовании неполярных растворителей температура десорбции равна 80—150 °С, а расход растворителя составляет 100÷400 % массы адсорбента.

При работе с полярными растворителями десорбция протекает при температурах 40—80 °С, а расход растворителя составляет 50÷200 % массы адсорбента.

Время, необходимое для осуществления стадии десорбции, значительно меньше, чем время, затрачиваемое на стадию адсорбции, вследствие того, что этот процесс протекает при более высокой температуре и меньшей вязкости среды.

В результате десорбции адсорбционная способность адсорбента может восстанавливаться полностью или частично в зависимости от адсорбционной способности десорбируемых компонентов, выбранного метода десорбции, рабочих параметров процесса. В ряде случаев оправдано неполное восстановление активности адсорбента, так как при этом сокращаются эксплуатационные затраты.

Зависимость активности адсорбента a (по отношению к первоначальной его активности a_0) от числа регенераций N представлена на рис. VIII-3. Приведенная кривая показывает, что наибольшее снижение активности адсорбента наблюдается после первой регенерации. В дальнейшем активность снижается постепенно и в меньшей степени. Такой характер восстановления активности адсорбента объясняется тем, что при регенерации часть его активной поверхности остается занятой адсорбированными компонентами и в дальнейшем исключается из участия в процессе адсорбции.

При использовании в качестве десорбирующих агентов полярных растворителей активность адсорбента восстанавливается наиболее полно.

При окислительной регенерации активность адсорбента восстанавли-

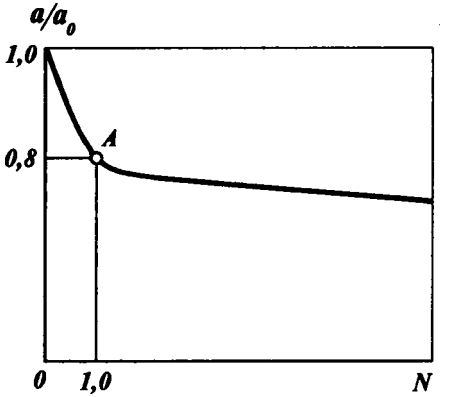


Рис. VIII-3. Характер восстановления активности адсорбента при регенерациях

вается практически полностью. Температурный режим окислительной регенерации для силикагелей обычно 300 ÷ 350 °С, для алюмосиликатов 600 ÷ 650 °С. Недопустим перегрев адсорбента, так как это вследствие спекания пор адсорбента приводит к снижению или полной потере его активности.

РАСЧЕТ ПРОЦЕССА АДСОРБЦИИ (ДЕСОРБЦИИ)

Уравнение материального баланса адсорбции по извлекаемому компоненту может быть представлено в следующем виде:

$$G_A = g_A(a_к - a_н) = G_0 y_н - G_к y_к \qquad \text{(VIII.1)}$$

или

$$\frac{g_A}{G_0} = \frac{y_н - \frac{G_к}{G_0} y_к}{a_к - a_н}, \qquad \text{(VIII.2)}$$

где G_A — масса извлекаемого компонента; g_A — масса адсорбента; $a_н$, $a_к$ — активности по извлекаемому компоненту исходного и отработанного адсорбента; G_0 — масса исходной газовой смеси; $G_к$ — масса газовой смеси на выходе из адсорбера; $y_н$, $y_к$ — массовые концентрации извлекаемого компонента в газовой смеси соответственно на входе и выходе из адсорбера.

Уравнение (VIII.2) в случае, если $G_0 \approx G_к$, или при условии, что концентрации компонентов отнесены к потоку исходного сырья (см. расчет абсорбции многокомпонентной смеси), может быть приведено к следующему виду:

$$\frac{g_A}{G_0} = \frac{y_н - y_к}{a_к - a_н}. \qquad \text{(VIII.3)}$$

Приведенные уравнения используются для определения массы адсорбента g_A, загруженного в периодически действующий адсорбер, или для нахождения удельного расхода адсорбента (кратности циркуляции адсорбента) g_A/G_0 для адсорбера непрерывного действия с движущимся слоем адсорбента, а также для определения массы вещества G_A, извлекаемого при адсорбции. В случае периодически действующего адсорбера со стационарным слоем адсорбента количество извлекаемого компонента G_A соответствует продолжительности стадии адсорбции τ_A.

Из приведенных уравнений следует, что чем больше емкость адсорбента по извлекаемому компоненту $a_к$, т.е. чем полнее отработан адсорбент и чем меньше величина $a_н$, т.е. чем полнее адсорбент регенерирован, тем меньше удельный расход адсорбента.

Расход адсорбента возрастает с увеличением концентрации извлекаемого компонента в исходном сырье $y_н$ и с уменьшением концентрации этого компонента $y_к$ в покидающем адсорбер газе.

Удельный расход адсорбента g_A/G_0 в значительной степени определяет

экономические показатели процесса в целом. Поэтому процесс адсорбционного разделения экономически оправдан при переработке сырья, в котором извлекаемые компоненты содержатся в сравнительно небольших количествах.

Так, при разделении смеси сухих углеводородных газов процесс адсорбции оказывается более выгодным, чем процесс абсорбции, тогда как для жирных газов целесообразнее применять процесс абсорбции. Аналогичное замечание относится и к разделению жидких смесей: в случае невысокого содержания извлекаемых компонентов в сырье адсорбционное разделение предпочтительнее экстракции.

При расчете процесса адсорбции масса исходной смеси G_0 и начальная концентрация в ней извлекаемого компонента должны быть заданы, а величины $a_к$ и $y_к$ могут быть определены по изотерме адсорбции. Активность $a_к$ в начале процесса определяется полнотой регенерации адсорбента. По достижении состояния равновесия в адсорберах с движущимся слоем адсорбента адсорбат (активность отходящего адсорбента равна $a_к$) будет находиться в равновесии с исходным сырьем, т.е. $a_к = a_{кр}$, а поток газа, уходящий из адсорбера, будет в равновесии с исходным адсорбентом, т.е. $y_к = y_{кр}$ (рис. VIII-4).

При действительном ходе процесса система не достигает состояния равновесия и степень приближения к равновесному состоянию зависит от ряда факторов: скорости протекания процесса адсорбции, продолжительности контакта фаз, поверхности контакта, активности (емкости) адсорбента.

Для режимов, устанавливаемых экспериментально, систему часто удается достаточно приблизить к состоянию равновесия при относительно небольшой продолжительности времени контакта; для практических расчетов принимают, что $a_к = (0{,}85 \div 0{,}90)a_{кр}$ и $y_к = (0{,}85 \div 0{,}90)y_{кр}$.

В случае адсорберов с неподвижным слоем адсорбента выбор величин $a_к$ и $y_к$ усложняется вследствие неполноты отработки слоя адсорбента по высоте. В таких аппаратах контакт адсорбента с сырьем происходит послойно в направлении движения потока разделяемой смеси. При этом только часть адсорбента отрабатывается полностью.

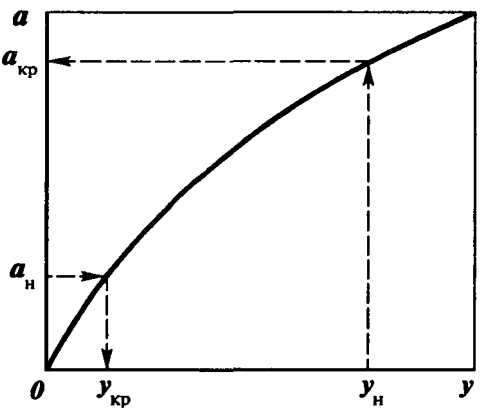


Рис. VIII-4. График для определения концентраций в потоках, покидающих адсорбер

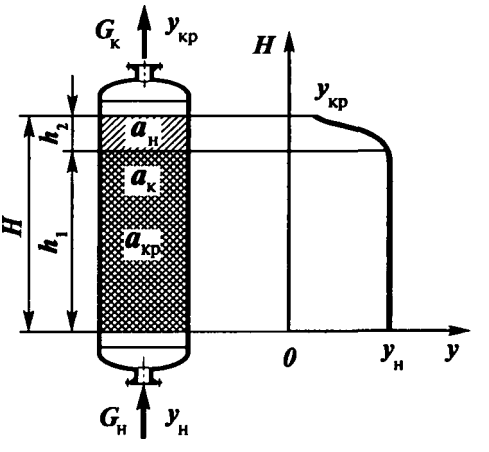


Рис. VIII-5. Распределение концентраций извлекаемого компонента по высоте стационарного слоя адсорбента

На рис. VIII-5 приведена схема распределения концентраций извлекаемого компонента по высоте слоя при условии приближения системы к состоянию равновесия. В пределах высоты слоя h_1 адсорбент полностью отработан до активности $a_{кр}$, соответствующей состоянию равновесия с исходным газом.

Некоторая высота h_2 слоя на выходе обеспечивает гарантированное снижение концентрации извлекаемого компонента от $y_н$ до $y_{кр}$; активность адсорбента меняется соответственно от $a_{кр}$ до $a_н$. Для расчета материального баланса адсорбера со стационарным слоем адсорбента величине $a_к$ соответствует среднее содержание извлекаемого компонента во всей массе адсорбента.

При неизменной загрузке адсорбента отношение высот слоев адсорбента h_2/h_1 зависит от общей высоты слоя H. При увеличении высоты слоя адсорбента доля частично отработанного слоя высотой h_2 будет уменьшаться. В этой связи предпочтительнее применять более высокий слой адсорбента.

В ряде случаев оправдано включение в цикл адсорбции двух последовательно соединенных адсорберов с периодическим включением на десорбцию первого по ходу сырья адсорбера и одновременным подключением второго адсорбера на питание исходным сырьем.

Для расчета материального баланса десорбции используются те же уравнения (VIII.1) — (VIII.3), в которых $G_к$ и G_0 — соответственно равны массам десорбирующего агента и потока на выходе из адсорбера; $y_к$ и $y_н$ — концентрации извлекаемого компонента в исходном десорбирующем агенте и в потоке, уходящем из аппарата. Из этих уравнений определяется расход десорбирующего агента $G_к$.

При заданных начальных величинах (содержании извлекаемого компонента в адсорбенте в конце стадии адсорбции $a_к$ и в исходном десорбирующем агенте $y_к$) необходимые для расчета концентрации $a_н$ и $y_н$ могут быть найдены, как было указано выше, при помощи изотермы адсорбции, построенной для температуры, при которой осуществляется десорбция (см. рис. VIII-4).

Приведенные уравнения и графики справедливы как для газообразного, так и для жидкого сырья.

АДСОРБЕРЫ

При адсорбционном разделении требуется осуществлять следующие основные стадии.

Адсорбция — контактирование подлежащей разделению смеси с адсорбентом, в результате которого определенные компоненты смеси адсорбируются, а оставшиеся выводятся из слоя.

При адсорбционном разделении жидких смесей во многих случаях к ним добавляют растворитель, который плохо адсорбируется. Его основное назначение заключается в снижении вязкости среды, облегчающем диффузию адсорбируемых компонентов.

Десорбция — контактирование отработанного адсорбента с десорбирующим агентом с целью извлечения поглощенных компонентов и достижения необходимой степени регенерации адсорбента. Для облегчения десорбции и сокращения расхода десорбирующего агента, а также для более

полной регенерации адсорбента процесс десорбции, как правило, проводят при повышенной температуре.

Удаление десорбирующего агента из слоя адсорбента и подготовка адсорбента для проведения адсорбции или окислительной регенерации. Удаление десорбирующего агента из слоя адсорбента часто сопровождается охлаждением слоя до температуры процесса адсорбции.

В случае применения окислительной регенерации адсорбента происходит значительное повышение температуры адсорбента и поэтому перед стадией адсорбции требуется специальное охлаждение адсорбента.

Отделение десорбирующего агента и растворителей от целевых продуктов тем или иным способом (перегонка, ректификация, отстаивание) является вспомогательной стадией процесса адсорбции, расчет которой производится методами, изложенными в других главах.

В нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности применяются адсорберы следующих основных типов:

1) с неподвижным слоем адсорбента;

2) с движущимся слоем адсорбента;

3) с псевдоожиженным слоем адсорбента.

Адсорберы с неподвижным слоем адсорбента представляют собой вертикальные аппараты, заполненные гранулированным адсорбентом. В промышленной практике общая высота слоя адсорбента предопределяется необходимым его объемом и величиной гидравлического сопротивления слоя адсорбента; обычно она составляет от 2 до 12 м.

На рис. VIII-6 представлен адсорбер, предназначенный для очистки природного газа от сероводорода и меркаптанов. В корпусе аппарата *1* диаметром 3,6 м расположены по высоте два слоя цеолита *NaX* высотой 3,6 м. Каждый слой цеолита *6* поддерживается опорной решеткой *2*, на которой установлен перфорированный лист *3* и два слоя металлической сетки. Над верхним слоем цеолита размещен дополнительно слой алюмогеля *7* для осушки газа. Для уменьшения динамического воздействия потока газа и более равномерного его распределения над адсорбентом расположен слой фарфоровых шаров *4* высотой 300—600 мм. При загрузке адсорбента используют штуцер *10* и кран-укосину *9*. Переток адсорбента из одной зоны в другую при его загрузке и выгрузке осуществляется по трубам *5*. Выгрузку адсорбента из аппарата производят по трубопроводу *12*.

Для уменьшения гидравлического сопротивления слоя адсорбента разработаны конструкции адсорберов с радиальным движением потока газа. На рис. VIII-7 показаны варианты адсорберов, предназначенных для очистки газовых выбросов от органических веществ, которые по условиям десорбции могут быть несекционированными (рис. VIII-7, *а*) и секционированными (рис. VIII-7, *б*). Адсорбер состоит из корпуса *2*, в котором размещены кольцевые решетки *3*, удерживающие слой адсорбента *4* толщиной 300—650 мм. Решетки образованы из двух слоев металлической сетки — каркасной 18 × 2,5 мм и фильтровальной 2 × 1 мм. Для удобства монтажа и демонтажа кольцевые решетки по высоте разделены на одинаковые участки, соединенные между собой с помощью безболтового самоуплотняющегося разъемного соединения. Загрузка адсорбента производится через верхний штуцер *5*, отработанный адсорбент удаляется из слоя при подъеме затвора *8* разгрузочного устройства.

Пространство, ограниченное кольцевой решеткой меньшего диаметра, является центральным раздающим каналом *6*. Пространство между стенкой

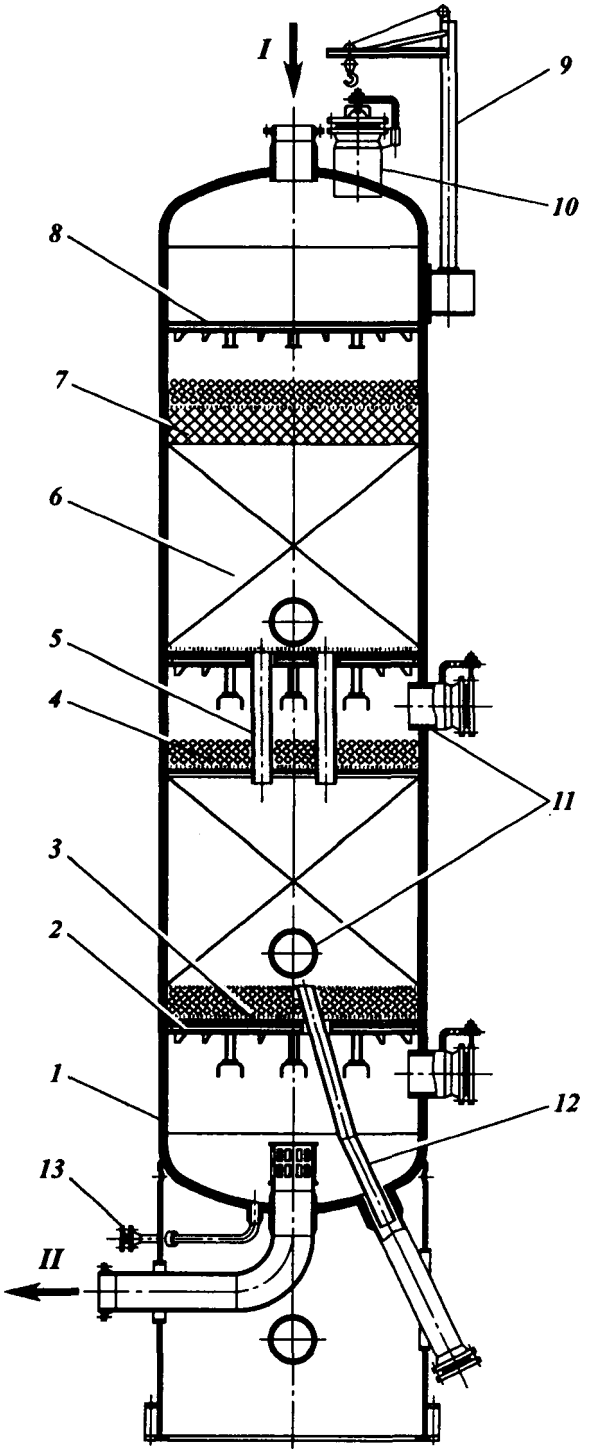


Рис. VIII-6. Адсорбер аксиального типа с неподвижным слоем адсорбента:
1 — корпус; *2* — опорная решетка; *3* — перфорированный лист и два слоя сетки; *4* — фарфоровые шары; *5* — переточные трубы для загрузки (выгрузки) адсорбента; *6* — слой цеолита; *7* — слой алюмогеля; *8* — решетка; *9* — кран-укосина; *10* — штуцер для загрузки адсорбента; *11* — люклаз; *12* — трубопровод для выгрузки адсорбента. Потоки: *I* — исходный газ; *II* — отработанный газ

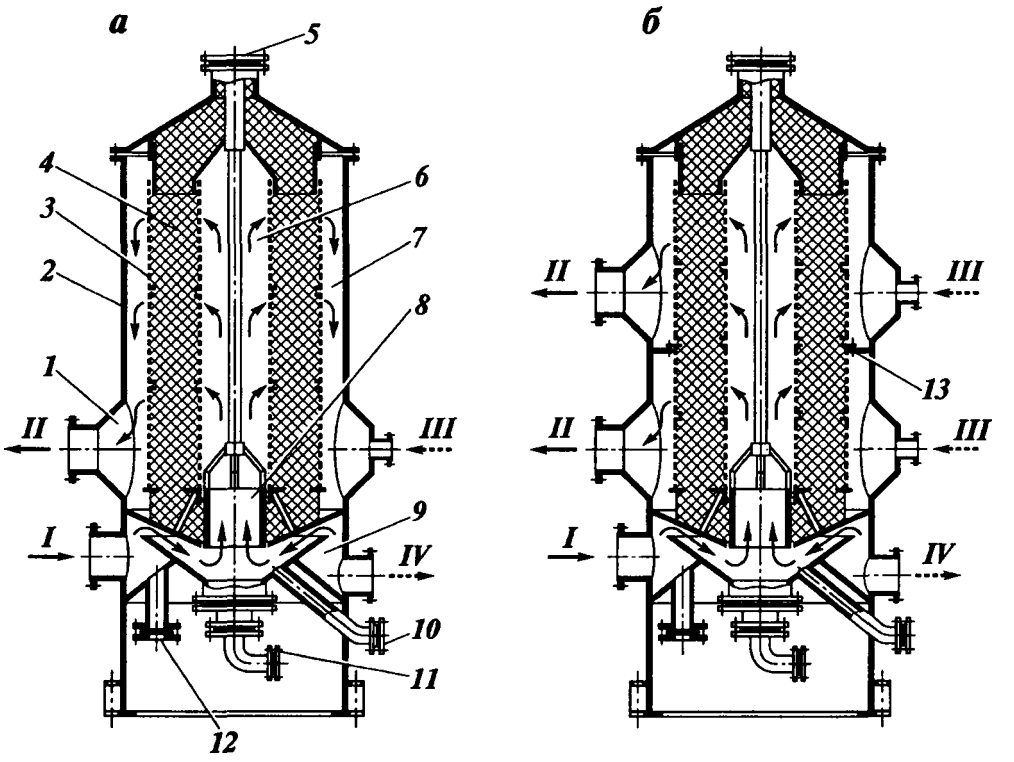


Рис. VIII-7. Адсорбер радиального типа с неподвижным слоем адсорбента:
а — несекционированный; *б* — секционированный; *1* — собирающий коллектор; *2* — корпус; *3* — кольцевая решетка; *4* — слой адсорбента; *5* — штуцер для загрузки адсорбента; *6* — центральный раздающий канал; *7* — кольцевой собирающий канал; *8* — разгрузочное устройство; *9* — раздающий коллектор; *10* — штуцер для выгрузки адсорбента; *11* — штуцер для слива конденсата; *12* — предохранительная разрывная мембрана; *13* — секционирующая перегородка. Потоки: *I* — исходный газ; *II* — отработанный газ; *III* — водяной пар на десорбцию; *IV* — смесь паров воды и адсорбата

корпуса и кольцевой решеткой большего диаметра является собирающим кольцевым каналом *7*.

Исходный газ через раздающий коллектор *9* поступает в центральный раздающий канал *6*, проходит через слой адсорбента *4* и собирается в кольцевом канале *7*, откуда через собирающий коллектор *1* выбрасывается в атмосферу.

Десорбция органических веществ из адсорбента осуществляется острым водяным паром при температуре 105—140 °С. Смесь десорбированных органических веществ и воды выводится из нижней части адсорбера через штуцер *10*. После окончания стадии десорбции осуществляется сначала сушка адсорбента подогретым атмосферным воздухом при температуре 60—100 °С и затем охлаждение атмосферным воздухом. По условиям технологии процесса очистки газов стадии сушки и охлаждения могут быть исключены.

С целью защиты от внезапного повышения давления при возможных загораниях или взрыве паровоздушной смеси адсорбер со стороны разда-

ющего коллектора *9* снабжен предохранительной разрывной мембраной *12*, срабатывающей при давлении свыше 0,075 МПа.

В целях сокращения пиковых нагрузок по пару при десорбции слой адсорбента в адсорбере может быть разделен по высоте на две части секционирующей перегородкой *13*.

В адсорберах с неподвижным слоем адсорбента все стадии процесса протекают в определенной последовательности в одном аппарате и для непрерывной работы установки приходится иметь несколько аппаратов, работающих по определенному циклу. Непрерывность работы такой установки обеспечивается тем, что производительность стадии адсорбции точно соответствует суммарной продолжительности стадий десорбции, сушки и охлаждения. Если продолжительность стадий десорбции, сушки и охлаждения превышает продолжительность стадии адсорбции, то непрерывность работы установки достигается применением двух и большего числа адсорберов.

В соответствии со схемой, показанной на рис. VIII-8, в течение стадии адсорбции разделяемая газовая смесь поступает в один из адсорберов, при этом извлекаемые компоненты адсорбируются, а сухой газ удаляется из аппарата. В то же время в другой адсорбер, где уже завершилась стадия адсорбции, вводится водяной пар для десорбции извлеченных компонентов, направляемых сначала в конденсатор-холодильник и далее в водоотделитель. Затем подают нагретый воздух для сушки адсорбента, а потом холодный воздух для окончательной подготовки адсорбента к последующему циклу адсорбции.

Переключение адсорберов осуществляется автоматически при помощи регулятора, работающего по заданному графику.

На рис. VIII-9 приведен циклический график работы адсорберов.

В случае адсорбционного разделения жидкого исходного сырья принципиальная схема установки с переключающимися адсорберами остается

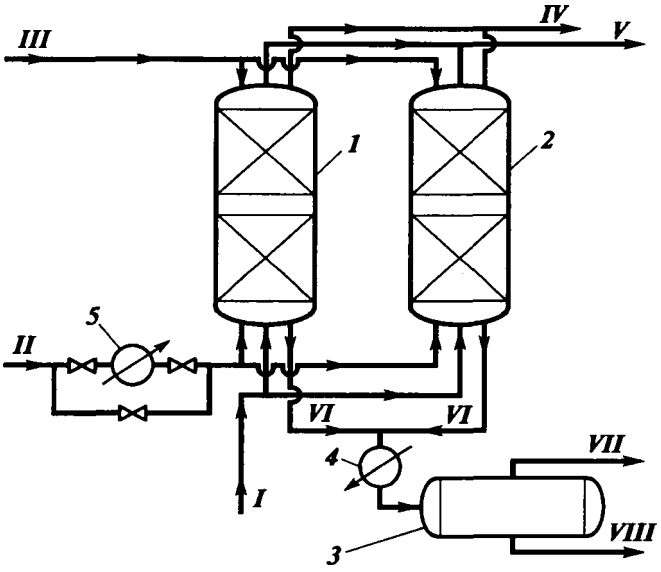
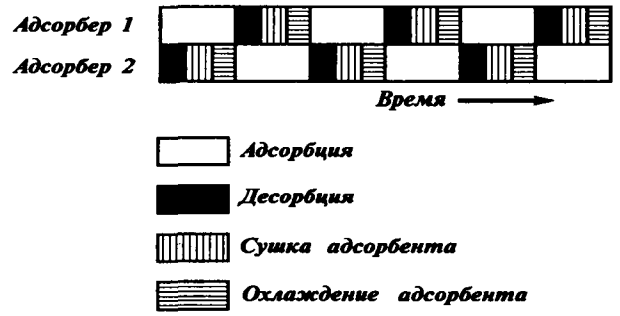


Рис. VIII-8. Схема адсорбционной установки с двумя адсорберами:
1, 2 — адсорбер; *3* — водоотделитель; *4* — холодильник; *5* — нагреватель. Потоки: *I* — исходный газ; *II* — воздух на сушку и охлаждение; *III* — водяной пар на десорбцию; *IV* — воздух из десорберов; *V* — сухой газ; *VI* — смесь паров воды и адсорбата; *VII* — адсорбат; *VIII* — вода

Рис. VIII-9. Циклический график работы адсорберов



такой же. В качестве десорбирующего агента в этом случае используют различные растворители, которые могут применяться и для охлаждения адсорбента.

Адсорберы с движущимся слоем адсорбента применяются для извлечения этилена из его смеси с водородом и метаном, водорода из смеси газов и т.п. В этом случае процесс ведется непрерывно и каждая его стадия осуществляется в определенном аппарате или части аппарата, причем адсорбент последовательно перемещается между отдельными аппаратами по системе пневмотранспорта. В качестве адсорбента часто применяется гранулированный активированный уголь.

Схема адсорбера с движущимся сплошным слоем адсорбента для разделения смеси газов представлена на рис. VIII-10. Аппарат комбинированный, состоит из отдельных зон, в которых осуществляются адсорбция, десорбция, нагрев и охлаждение адсорбента. Через аппарат непрерывно перемещается сплошным слоем под действием силы тяжести сверху вниз поступающий из бункера *7* гранулированный адсорбент. Он последовательно проходит через соответствующие зоны аппарата, в которых протекает тот или иной процесс.

Отработанный адсорбент с низа аппарата через питатель *1*, регулирующий количество циркулирующего в системе адсорбента, направляется в сборник *10* пневмоподъемника, куда газодувкой *12* подается транспортирующий газ. Далее адсорбент под воздействием газового потока поднимается в верхний бункер *7*, откуда вновь направляется в верхнюю часть адсорбера.

В различных сечениях аппарата имеются четыре распределительные тарелки *4*, обеспечивающие равномерное движение встречных потоков адсорбента и газа по всему сечению. Эти же распределительные приспособления используются для сбора газа, отделенного от адсорбента, и вывода его из аппарата.

Исходный газ, подлежащий разделению, условно рассматриваемый как состоящий из смеси легкой и тяжелой фракций, направляется под распределительную тарелку, равномерно распределяется по всему сечению аппарата и вступает в контакт с движущимся слоем адсорбента. Через трубки распределительной тарелки газ поступает в верхнюю адсорбционную зону *5*, где в противотоке с адсорбентом происходит адсорбция. Из верхней части этой зоны отводится легкая фракция. По мере перемещения газа вверх в адсорбционной зоне происходит массообмен, в результате которого подлежащие извлечению молекулы газа вытесняют с поверхности адсорбента менее активные молекулы легкой фракции, в конечном счете с вер-

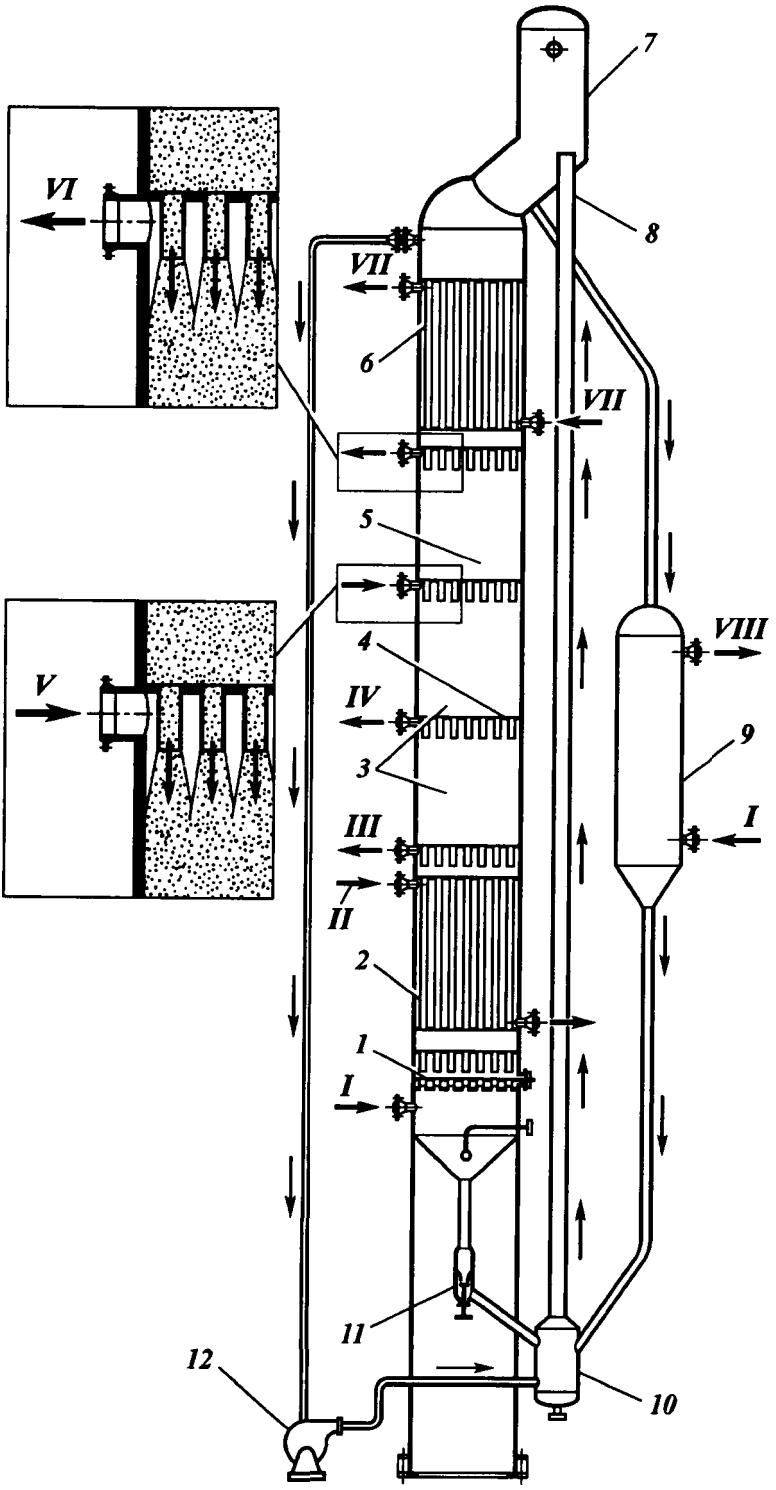

VI
V
VII
VII
VIII
IV
III
II
I
I
7
8
6
5
4
3
9
2
1
11
12
10

Рис. VIII-10. Адсорбер с движущимся слоем адсорбента для разделения газов:
1 — питатель; *2* — нагреватель; *3* — зона ректификации; *4* — распределительная тарелка; *5* — зона адсорбции; *6* — холодильник; *7* — бункер; *8* — пневмоподъемник; *9* — реактиватор; *10* — сборник; *11* — регулирующая задвижка; *12* — газодувка. Потоки: *I* — водяной пар; *II* — греющий агент; *III* — тяжелая фракция; *IV* — промежуточная фракция; *V* — исходный газ; *VI* — легкая фракция; *VII* — охлаждающая вода; *VIII* — продукты реактивации и водяной пар

ха этой зоны получают достаточно чистую легкую фракцию с высокой концентрацией в ней малоактивных компонентов исходной смеси.

В зоне ввода исходного газа адсорбированная фаза по составу близка к составу равновесного с исходным газом адсорбата и, следовательно, содержит наряду с извлекаемыми компонентами и компоненты легкой фракции. Для получения извлекаемых компонентов высокой чистоты необходимо удалить с поверхности адсорбента компоненты легкой фракции. Этот процесс и осуществляется в зоне *3*, названной зоной ректификации, где протекает массообмен, схожий с процессом ректификации в нижней части ректификационной колонны.

В нижнюю часть зоны ректификации *3* поступают десорбированные в нагревателе *2* компоненты тяжелой фракции, и при контактировании со встречным потоком адсорбента происходит массообмен, при котором компоненты легкой фракции, содержащиеся в адсорбате, вытесняются и замещаются более активными молекулами тяжелой фракции.

Таким образом, газовая фаза, перемещаясь снизу вверх, все более обогащается компонентами легкой фракции, тогда как адсорбат при перемещении адсорбента сверху вниз все более и более обогащается компонентами тяжелой фракции. С нижней распределительной тарелки адсорбент вместе с адсорбатом, состоящим в основном из компонентов тяжелой фракции, поступает в нагреватель *2*, в котором адсорбент нагревается и тяжелая фракция десорбируется.

Для облегчения десорбции в нижнюю часть аппарата подается водяной пар. Тепло для нагрева адсорбента и десорбции подводится греющим агентом, например водяным паром, поступающим в межтрубное пространство нагревателя *2*. Десорбированная тяжелая фракция частично отводится с нижней распределительной тарелки как целевой продукт, а частично в качестве внутреннего циркулирующего потока через трубки распределительной решетки направляется в зону ректификации для контактирования с адсорбентом.

Для повышения чистоты верхнего и нижнего продукта в средней части зоны ректификации отводится промежуточная фракция.

Нагретый адсорбент по пневмоподъемнику *8* направляется в бункер *7*, откуда после отделения транспортирующего газа поступает в холодильник *6*.

При наличии в исходном газе компонентов, отличающихся высокой адсорбционной способностью и потому трудно десорбируемых, последние накапливаются в циркулирующем адсорбенте, что может привести к значительному снижению его активности. Для поддержания активности адсорбента на постоянном уровне в схему установки включается реактиватор *9*, через который циркулирует часть адсорбента. В реактиваторе создаются более жесткие условия десорбции (более высокая температура, повышенный расход водяного пара, окислительная регенерация и т.п.).

Использование отдельного аппарата (реактиватора), в котором поддер-

живаются более жесткие условия десорбции для части циркулирующего адсорбента, в ряде случаев экономически более выгодно, чем создание таких же условий в нагревателе для всего потока адсорбента. В этом случае необходимо значительно увеличить размеры нагревателя и расход греющего агента и водяного пара для десорбции.

Подобный метод разделения газовой смеси получил название *гипер-сорбции.*

Адсорберы с псевдоожиженным слоем адсорбента позволяют также осуществлять непрерывный процесс адсорбции. В этом случае в качестве адсорбента используются мелкие гранулы (обычно не более 500 мкм). Конструктивно адсорбер может иметь один или несколько кипящих слоев (рис. VIII-11), обеспечивающих контакт фаз в противотоке (ступенчато-противоточный адсорбер). В таком адсорбере на специальных контактных устройствах (тарелках) осуществляется взаимодействие между газом и порошкообразным адсорбентом, в результате чего адсорбент переводится в состояние *псевдоожижения.* Адсорбент, двигаясь сверху вниз через переточные устройства, передается с одной контактной ступени на другую. Газ движется в аппарате противотоком снизу вверх. Для отделения из га-

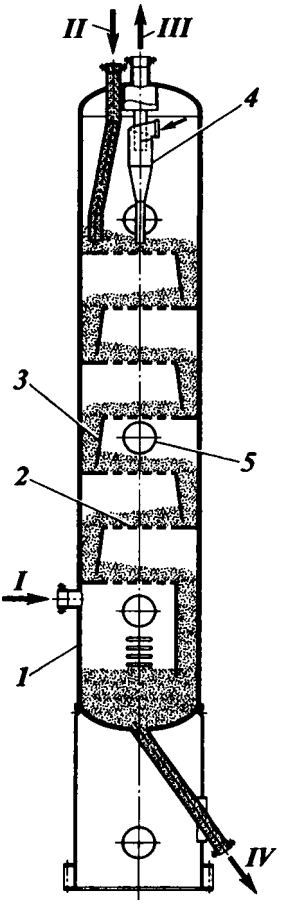


Рис. VIII-11. Схема адсорбера с псевдоожиженным слоем адсорбента:
1 — корпус; *2* — контактная тарелка; *3* — переточное устройство; *4* — циклон; *5* — люк-лаз. Потоки: *I* — исходный газ; *II* — регенерированный адсорбент; *III* — отработанный газ; *IV* — отработанный адсорбент

зового потока частичек адсорбента перед выходом из адсорбера газ направляют в циклоны. В аппаратах с псевдоожиженным (кипящим) слоем адсорбента можно интенсифицировать процесс массопередачи при адсорбции за счет уменьшения размера гранул и более интенсивного обновления их контактной поверхности.

РАСЧЕТ ОСНОВНЫХ РАЗМЕРОВ АДСОРБЕРА (ДЕСОРБЕРА)

При расчете адсорбера (десорбера) обычно пользуются экспериментальными данными по активности адсорбента для соответствующих компонентов разделяемой смеси a_i.

Общая масса компонентов, поглощенных в единицу времени (производительность), составит

$$G = \sum_{i=1}^{n} G_i \ .$$

Для адсорбера с неподвижным слоем адсорбента при продолжительности стадии адсорбции τ_A будет поглощена масса вещества

$$G = G\tau_A .$$

Средняя активность адсорбента определяется из выражения

$$a = \frac{\sum_{i=1}^{n} G_i a_i}{G} .$$

Масса адсорбента, необходимая для осуществления процесса, равна

$$g_A = \frac{G_A}{a} = \frac{G\tau_A}{a} = \frac{G^2\tau_A}{\sum_{i=1}^{n} G_i a_i},$$

а объем адсорбента

$$V_A = g_A / \rho_A,$$

где ρ_A — насыпная плотность адсорбента, кг/м^3.

Диаметр адсорбера D обычно составляет 2—3 м, а высота H не превышает 12 м. Высота слоя адсорбента лимитируется прочностью гранул и сопротивлением слоя адсорбента. Скорость газа в свободном сечении аппарата составляет около 0,1—0,2 м/с.

При нисходящем потоке адсорбента и восходящем потоке разделяемого сырья линейная скорость движения последнего не должна превышать такого значения, при котором наиболее мелкие частицы адсорбента могут увлекаться восходящим потоком сырья. В связи с этим обстоятельством при выборе размеров адсорбера необходимы тщательные гидравлические расчеты.

Высота слоя адсорбента

$$H = \frac{V_A}{N_1 \frac{\pi D^2}{4}},$$

где N_1 — число параллельных потоков, обеспечивающих заданную производительность G.

Чтобы обеспечить непрерывную работу установки в каждом из параллельных потоков необходимо иметь следующее число аппаратов:

$$N_2 = \frac{\tau}{\tau_A} = \frac{\sum_{i=1}^{n} \tau_i}{\tau_A},$$

где $\tau = \sum_{i=1}^{n} \tau_i$ — длительность полного цикла; τ_i — длительность отдельной стадии процесса; τ_A — длительность стадии адсорбции.

Общее число адсорберов на установке составит

$$N_{общ} = N_1 N_2.$$

Расчет числа теоретических ступеней изменения концентраций (числа теоретических тарелок) может быть выполнен с использованием изотермы адсорбции и рабочей линии (рис. VIII-12). Число теоретических ступеней изменения концентраций определяется графическим построением ломаной линии между изотермой адсорбции и рабочей линией, соответствующей уравнению (VIII.3). На основе такого построения производится определение общего числа теоретических ступеней изменения концентраций $N_т$. Необходимая высота адсорбера определяется по уравнению

$$H = N_т h_э,$$

где $h_э$ — высота слоя адсорбента, эквивалентная одной теоретической ступени изменения концентраций, определяется экспериментально.

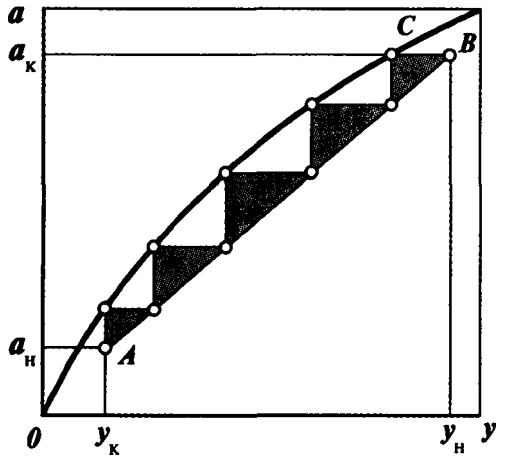


Рис. VIII-12. Графическое определение числа теоретических ступеней изменения концентраций для адсорбера:
OC — изотерма адсорбции; *AB* — рабочая линия

Объем адсорбента V_A может быть найден также, если известна величина допустимой объемной скорости V_A по исходному разделяемому сырью или продолжительность контакта $\tau_к$:

$$V_A = V_c / V_A$$

или

$$V_A = V_c \tau_к / \varepsilon,$$

где V_c — объемный расход сырья, м^3/с; V_A — допустимая объемная скорость подачи сырья (объем сырья, которое может быть подано в единицу времени на единицу объема адсорбента), м^3/(м^3·с) или с$^{-1}$; ε — порозность слоя адсорбента, м^3/м^3.

ГЛАВА IX ЭКСТРАКЦИЯ

СУЩНОСТЬ ПРОЦЕССА ЭКСТРАКЦИИ

Экстракцией называется процесс избирательного извлечения компонентов жидкой (или твердой) фазы при ее обработке растворителем, который хорошо растворяет извлекаемые компоненты и ограниченно или практически не растворяет другие компоненты исходного сырья. Поэтому применяемые при экстракции растворители называют *избирательными* или *селективными*.

В нефтепереработке процесс экстракции применяется при очистке смазочных масел, дизельных топлив, деасфальтизации тяжелых нефтяных остатков, извлечении ароматических углеводородов из бензинов пиролиза, продуктов риформинга или легких газойлей коксования, извлечении высококипящих или нелетучих компонентов из сточных вод и т.п.

В промышленных условиях для разделения различных жидких нефтепродуктов путем экстракции используют такие растворители, как фенол, фурфурол, *N*-метил-2-пирролидон, диэтиленгликоль, вода, жидкий пропан, бензол, диметилсульфоксид, производные морфолина и пр. При экстракции озокерита и церезина из горных пород в качестве растворителя применяют бензин.

В последнее время из-за высокой токсичности фенола и фурфурола наметилась тенденция замены этих растворителей на *N*-метил-2-пирролидон.

При смешении растворителя с исходным сырьем происходит перераспределение его компонентов между растворителем и остальной частью смеси. Чтобы извлечь нужные компоненты, необходимо получить гетерогенную систему, состоящую из двух жидких фаз, между которыми и распределяются извлекаемые компоненты. Раствор, состоящий из растворителя и извлеченных компонентов, называется *экстрактным*, а раствор, включающий неизвлеченные компоненты и растворитель, называется *ра-*

финатным. Поскольку экстрактный и рафинатный растворы образуют расслаивающуюся систему, то их можно разделить путем отстаивания под действием гравитации или центробежных сил.

Извлекаемый компонент или смесь нескольких компонентов распределяется между экстрактным и рафинатным растворами в соответствии с законом фазового равновесия:

$$K = x_1 / x_2,$$

где x_1 и x_2 — концентрации извлекаемого компонента в образующихся фазах; K — *коэффициент распределения*, зависящий от природы системы, состава и температуры; значение его определяется экспериментально и для данной системы он является величиной постоянной.

Обычно с повышением температуры растворимость в обеих фазах возрастает, а при достижении определенной температуры образуется однородный раствор ($K \rightarrow 1$). В этом случае не может быть осуществлен процесс экстракции, так как нельзя разделить экстрактный и рафинатный растворы путем отстаивания. Поэтому для проведения экстракции температура процесса должна быть ниже температуры образования однородного раствора.

При выборе растворителя учитывают его избирательность и растворяющую способность, которые для каждого растворителя не являются постоянными и зависят как от технологических условий процесса, так и от химического состава сырья. Чем больше избирательность растворителя, тем более четко разделяются компоненты при контакте с ним, большей избирательности соответствует больший коэффициент распределения K. Чем выше растворяющая способность растворителя, тем большую массу извлекаемых компонентов можно растворить в нем и тем, следовательно, меньше потребуется расход растворителя.

Избирательность и растворяющая способность растворителя адиабатны, как правило, рост одного показателя ведет к снижению другого. При повышении температуры избирательность растворителя уменьшается, а его растворяющая способность возрастает и наоборот.

Поскольку процесс разделения с помощью экстракции происходит только при условии, что смесь растворителя и разделяемого вещества образует гетерогенную систему, необходимо выбирать такую температуру процесса, которая обеспечивает достаточно высокую избирательность и растворяющую способность растворителя.

На процесс экстракции оказывает влияние соотношение растворителя и исходного сырья. В случае небольшого количества растворителя он при соответствующей температуре полностью растворяется в исходной смеси, образуя гомогенный раствор. При большом количестве растворителя исходная смесь полностью растворяется в растворителе, образуя также одну фазу. Каждой величине отношения растворитель — исходное сырье соответствует определенное значение температуры, при которой и выше которой данная смесь образует однофазную систему.

На рис. IX-1 приведена типичная кривая растворимости, связывающая температуру растворения и состав смеси растворителя с исходным сырьем. Ниже кривой растворимости находится область расслаивающихся растворов, выше — область гомогенных растворов.

Повышение температуры растворения, понижение растворяющей способности растворителя и повышение его селективности достигаются добав-

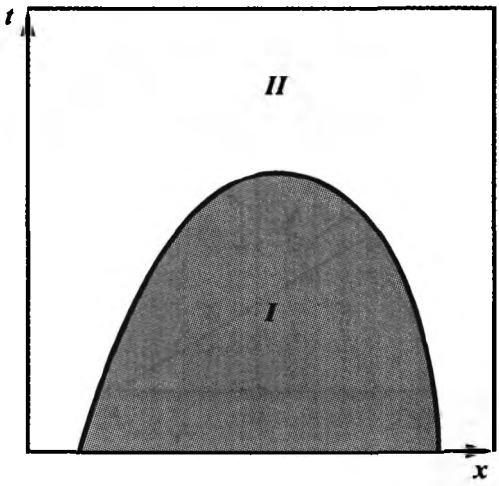


Рис. IX-1. Типичная кривая растворимости жидких смесей:
I — гетерогенная область; *II* — гомогенная область; *t* — температура среды; *x* — концентрация растворителя в смеси

лением в систему компонента, который хорошо растворяется в растворителе и значительно хуже — в исходной разделяемой смеси. Такой метод применяется, например, при очистке масел фенолом с использованием воды в качестве дополнительного компонента, понижающего взаимную растворимость масла и фенола.

Для повышения взаимной растворимости растворителя и исходной смеси, понижения температуры растворения и избирательности растворителя в систему добавляют компонент, хорошо растворяющийся как в растворителе, так и в исходной смеси. Например, такую роль играет бензол при очистке масел жидким сернистым ангидридом.

Для эффективного протекания процесса экстракции необходимо обеспечить интенсивное контактирование растворителя с разделяемой смесью и быстрое разделение экстрактного и рафинатного растворов, что определяется соответствующим аппаратурным оформлением процесса.

Скорость расслаивания образовавшихся экстрактного и рафинатного растворов в основном определяется разностью плотностей фаз, степенью дисперсности капель и вязкостью сплошной среды. В конечном счете эти характеристики зависят от природы растворителя и разделяемого сырья, расхода растворителя и температуры процесса экстракции.

В любом процессе экстракции можно выделить три составляющие: растворитель; извлекаемый компонент, который в общем случае может представлять собой смесь нескольких компонентов; и неизвлекаемый компонент, в общем случае также являющийся смесью нескольких компонентов. Каждая из указанных составляющих процесса описывается определенными физико-химическими характеристиками. В этой связи для расчета процесса экстракции широко используют треугольные диаграммы.

ТРЕУГОЛЬНЫЕ ДИАГРАММЫ

Треугольная диаграмма (рис. IX-2) представляет собой равносторонний треугольник, вершины которого характеризуют какое-либо аддитивное свойство чистых или обобщенных компонентов (концентрацию, вязкость, индекс вязкости и т.п.), а каждая точка внутри треугольника отвечает трехкомпонентной системе.

Пусть система состоит из трех компонентов *A*, *B* и *L*, представленных

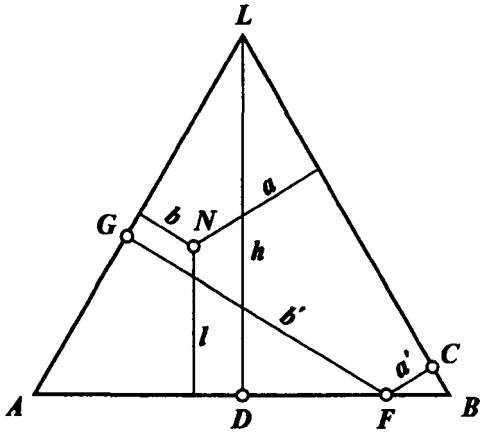


Рис. IX-2. Треугольная диаграмма

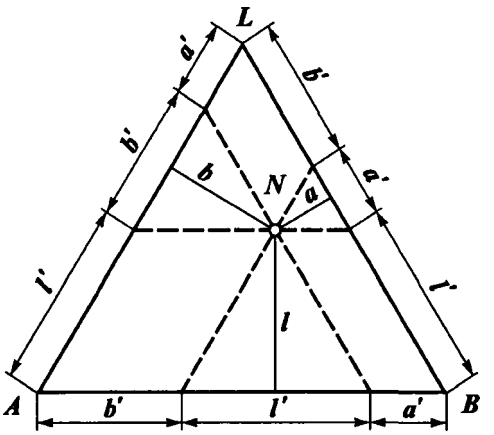


Рис. IX-3. Треугольная диаграмма для отсчета концентраций вторым способом

вершинами равностороннего треугольника ABL, а точка N внутри треугольника характеризует смесь указанных компонентов.

Поскольку при экстракции давление практически не влияет на объем жидкой фазы, а правило аддитивности объемов обычно достаточно хорошо выполняется при смешении, потоки могут быть выражены как в массовых, так и в объемных единицах. Тогда, если через g_A, g_B и g_L обозначим соответственно массовые потоки компонентов A, B и L, то концентрации соответствующих компонентов будут равны:

$$x_A = \frac{g_A}{g_A + g_B + g_L}, x_B = \frac{g_B}{g_A + g_B + g_L}, x_L = \frac{g_L}{g_A + g_B + g_L}$$

и

$$x_A + x_B + x_L = 1.$$

В равностороннем треугольнике сумма длин перпендикуляров, опущенных из произвольной точки N, лежащей внутри треугольника, на его стороны, равна высоте треугольника. Поэтому можно записать, что

$$a + b + l = h.$$

Если принять высоту треугольника h за единицу или за 100 единиц, то длины отрезков a, b и l будут выражать состав смеси в долях единицы или в процентах. Это свойство позволяет использовать равносторонний треугольник для характеристики состава трехкомпонентной смеси.

Любая точка N, расположенная внутри треугольника, отвечает смеси, состоящей из компонентов A, B и L, концентрации которых пропорциональны длинам отрезков соответственно a, b и l.

Бинарная смесь исходных компонентов характеризуется точкой, находящейся на соответствующей стороне треугольника. Например, точка F представляет собой смесь компонентов A и B, компонент L в ней отсутствует (длина перпендикуляра, опущенного из точки F на сторону AB, равна нулю).

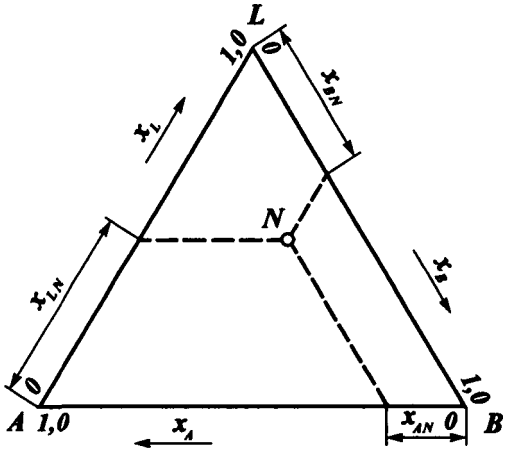


Рис. IX-4. Треугольная диаграмма, стороны которой используются для отсчета концентраций соответствующего компонента трехкомпонентной смеси

Концентрация компонента A в бинарной смеси характеризуется длиной перпендикуляра a', а компонента B — длиной перпендикуляра b'. Так как треугольники BCF и AGF подобны, то $a' \sim BF$ и $b' \sim AF$, т.е. концентрация компонента A в бинарной смеси компонентов A и B пропорциональна длине отрезка BF, а концентрация компонента B пропорциональна длине отрезка AF.

На стороне AL находятся бинарные смеси компонентов A и L, а на стороне BL — бинарные смеси компонентов B и L.

Если из каждой вершины треугольника A, B и L опустить перпендикуляр на противолежащую сторону, то длины их будут равны высоте треугольника $h = 1$, т.е. вершины треугольника отвечают концентрациям соответствующих чистых (обобщенных) компонентов.

Для представления точек на треугольной диаграмме применяется также более простой способ отсчета концентраций (рис. IX-3). Проведем из точки N, характеризующей трехкомпонентную систему, прямые, параллельные сторонам равностороннего треугольника. Тогда на каждой стороне получим по три отрезка, длины которых пропорциональны длинам соответствующих перпендикуляров a, b и l, определяющих концентрации соответствующих компонентов в смеси, что вытекает из подобия треугольников: $a \sim a'$, $b \sim b'$, $l \sim l'$. Приняв сторону треугольника за единицу, убедимся, что соответствующие отрезки на сторонах треугольника равны концентрациям компонентов смеси: $a' = x_{AN}$, $b' = x_{BN}$ и $l' = x_{LN}$. Если система двухкомпонентная, то на каждой стороне получим два отрезка, так как параллельные сторонам треугольника линии будут исходить из точки, характеризующей бинарную систему и находящейся на соответствующей стороне треугольника.

Состав трехкомпонентной системы, определяемый точкой N на треугольной диаграмме, будет, естественно, одинаковым независимо от способа отсчета концентраций.

Чтобы упростить пользование треугольной диаграммой, можно на каждой стороне откладывать концентрацию только одного компонента, обходя треугольник по часовой стрелке (рис. IX-4).

ОСНОВНЫЕ СВОЙСТВА ТРЕУГОЛЬНОЙ ДИАГРАММЫ

Положение некоторых точек и линий на треугольной диаграмме характеризует ее основные свойства, которые необходимо знать при расчете процесса экстракции.

Первое свойство. Если из двух систем, характеризуемых точками N_1 и N_2, путем смешения получают новую систему, характеризуемую точкой N, то точки всех трех систем лежат на одной прямой, которая точкой N делится на части, обратно пропорциональные количествам компонентов в исходных системах (рис. IX-5).

Пусть положения точек N_1 и N_2 определяются концентрациями соответствующих компонентов $x_{AN_1}, x_{BN_1}, x_{LN_1}$ и $x_{AN_2}, x_{BN_2}, x_{LN_2}$. Концентрации тех же компонентов в точке N равны x_{AN}, x_{BN}, x_{LN}.

Если массы (или объемы) исходных систем будут равны g_{N_1} для N_1, g_{N_2} для N_2 и g_N для N, то уравнения материальных балансов смешения запишутся следующим образом:

$$g_N = g_{N_1} + g_{N_2}; \tag{IX.1}$$

$$\left.\begin{aligned} g_N x_{AN} &= g_{N_1} x_{AN_1} + g_{N_2} x_{AN_2}; \\ g_N x_{BN} &= g_{N_1} x_{BN_1} + g_{N_2} x_{BN_2}; \\ g_N x_{LN} &= g_{N_1} x_{LN_1} + g_{N_2} x_{LN_2}. \end{aligned}\right\} \tag{IX.2}$$

Исключив g_N из уравнений (IX.2), с помощью уравнения (IX.1), получим

$$\frac{g_{N_1}}{g_{N_2}} = \frac{x_{AN} - x_{AN_2}}{x_{AN_1} - x_{AN}} = \frac{x_{BN} - x_{BN_2}}{x_{BN_1} - x_{BN}} = \frac{x_{LN} - x_{LN_2}}{x_{LN_1} - x_{LN}} = \frac{NN_2}{N_1 N}. \tag{IX.3}$$

Уравнение (IX.3) соответствует прямой, проходящей через точки N_1, N

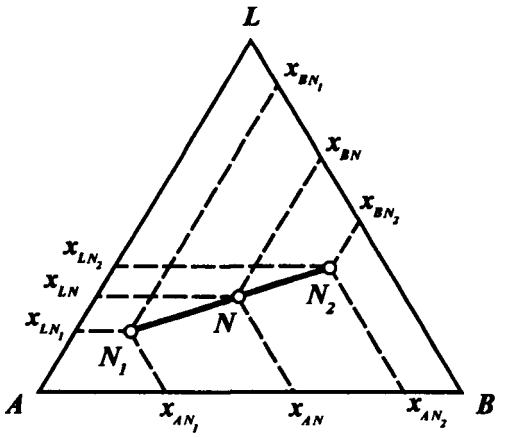


Рис. IX-5. Графическая интерпретация первого свойства треугольной диаграммы

и N_2, а точка N делит прямую N_1N_2 на части, обратно пропорциональные массам (или объемам) исходных систем.

Уравнение (IX.3) соответствует известному из механики правилу рычага.

Аналогичным образом можно получить также следующие соотношения:

$$\frac{g_{N_1}}{g_N} = \frac{x_{AN} - x_{AN_2}}{x_{AN_1} - x_{AN_2}} = \frac{x_{BN} - x_{BN_2}}{x_{BN_1} - x_{BN_2}} = \frac{x_{LN} - x_{LN_2}}{x_{LN_1} - x_{LN_2}} = \frac{NN_2}{N_1N_2};$$

$$\frac{g_{N_2}}{g_N} = \frac{x_{AN_1} - x_{AN}}{x_{AN_1} - x_{AN_2}} = \frac{x_{BN_1} - x_{BN}}{x_{BN_1} - x_{BN_2}} = \frac{x_{LN_1} - x_{LN}}{x_{LN_1} - x_{LN_2}} = \frac{N_1N}{N_1N_2}.$$

Используя приведенные соотношения, можно по любым двум исходным точкам найти третью.

Второе свойство. Если при попарном смешении нескольких систем получается одна и та же система, характеризуемая точкой N, то на треугольной диаграмме прямые, соединяющие точки попарно смешиваемых систем, пересекутся в точке N.

Так, если попарно смешать системы N_1 и N_2, N_3 и N_4, которые образуют систему N, то прямые N_1N_2 и N_3N_4 пересекутся в точке N (рис. IX-6). При этом справедливо следующее соотношение:

$$g_{N_1} + g_{N_2} = g_{N_3} + g_{N_4} = g_N.$$

Третье свойство. Если разность количеств любых двух систем есть величина постоянная, то на треугольной диаграмме прямые, проходящие через соответствующие пары точек, характеризующие исходные системы, пересекутся в одной точке M.

Пусть имеются системы R_1, R_2 и R_3, которые при удалении из систем S_1, S_2 и S_3 образуют одну и ту же систему M (рис. IX-7).

Согласно первому свойству можно записать:

$$g_{R_1} + g_M = g_{S_1},\ g_{R_2} + g_M = g_{S_2},\ g_{R_3} + g_M = g_{S_3}.$$

Откуда

$$g_{S_1} - g_{R_1} = g_{S_2} - g_{R_2} = g_{S_3} - g_{R_3} = g_M.$$

При этом точки S_1, S_2 и S_3 делят соответствующие прямые R_1M, R_2M и R_3M на части, обратно пропорциональные количествам соответствующих систем, т.е.

$$\frac{g_{R_1}}{g_M} = \frac{S_1M}{R_1S_1};\quad \frac{g_{R_2}}{g_M} = \frac{S_2M}{R_2S_2};\quad \frac{g_{R_3}}{g_M} = \frac{S_3M}{R_3S_3}.$$

Точка пересечения M может оказаться вне треугольной диаграммы (рис. IX-7, *б*), в этом случае изложенные выше соотношения остаются справедливыми, позволяя определить положения точек, характеризующих попарно вычитаемые (смешиваемые) системы. Однако в этом случае составы, отвечающие точке M, будут условными.

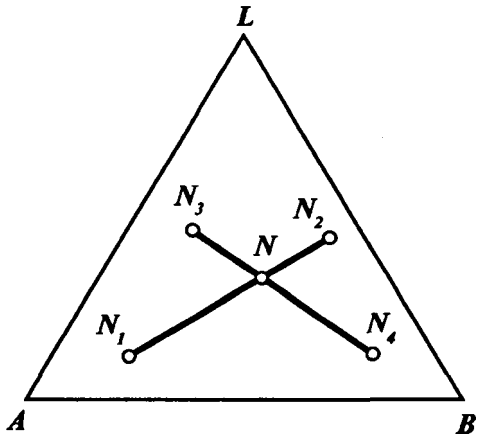


Рис. IX-6. Графическая интерпретация второго свойства треугольной диаграммы

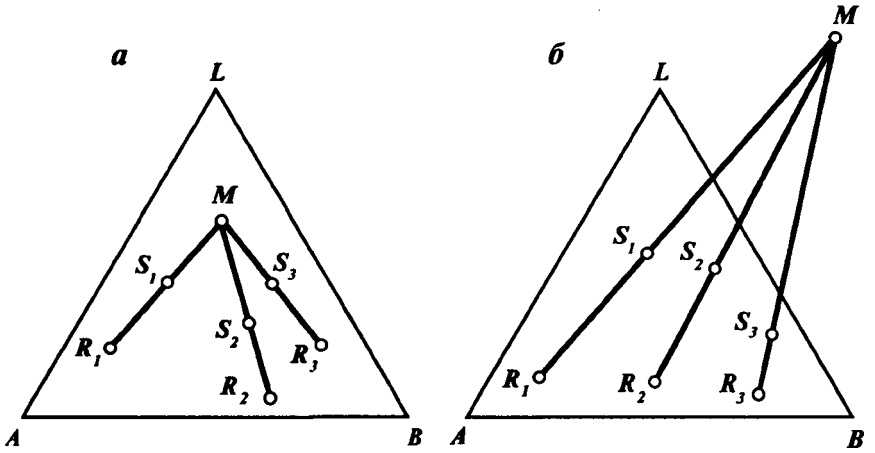


Рис. IX-7. Графическая интерпретация третьего свойства треугольной диаграммы: *а* — точка *M* лежит внутри треугольной диаграммы; *б* — то же, вне нее

Четвертое свойство. Любая точка, лежащая на линии *LF*, характеризуется постоянством соотношений компонентов *A* и *B* (рис. IX-8). Другими словами, все растворы исходной смеси *F*, состоящей из компонентов *A* и *B*, и компонента *L*, определяются точками, лежащими на прямой *LF*.

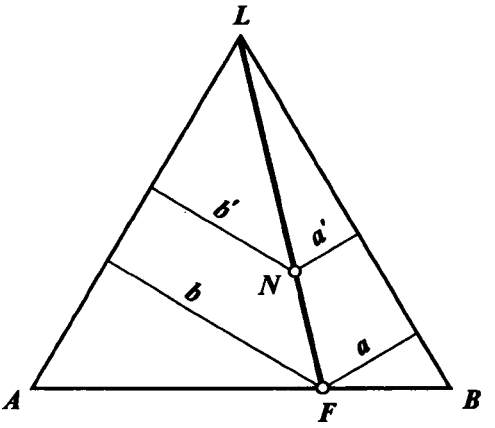
Нетрудно убедиться, что из подобия соответствующих треугольников следует, что

$$\frac{a}{a'} = \frac{b}{b'}.$$

Поэтому перемещение из точки *F* в точку *N* можно рассматривать как добавление к раствору *F* компонента *L* в соответствующих количествах. В соответствии с первым свойством все такие растворы будут находиться на прямой *LF*, при этом соотношение между концентрациями компонентов *A* и *B* будет оставаться неизменным и равным соотношению этих компонентов в исходном растворе *F*.

Перемещение точки *N* в точку *L* будет отвечать бесконечному разбавлению исходной системы третьим компонентом *L*, т.е. $x_{LL} = 1$, а $x_{AL} = x_{BL} = 0$.

Рис. IX-8. Графическая интерпретация четвертого свойства треугольной диаграммы



Перемещение точки N по линии LF вниз соответствует постепенному удалению компонента L из раствора. При совмещении точки N с точкой F третий компонент L полностью удаляется из раствора, а смесь будет состоять только из компонентов A и B ($x_{LF} = 0$).

Изложенные свойства треугольной диаграммы позволяют достаточно просто выполнять расчет процесса экстракции.

КРИВАЯ РАВНОВЕСИЯ ФАЗ НА ТРЕУГОЛЬНОЙ ДИАГРАММЕ

Для расчета процесса экстракции с применением треугольной диаграммы необходимо располагать кривой равновесия фаз, определяющей составы фаз, образующихся при расслаивании системы.

На треугольной диаграмме рассмотрим систему, состоящую из компонентов A, B и L, причем компоненты A и B, B и L неограниченно растворимы друг в друге, а компоненты A и L обладают ограниченной растворимостью, т.е. при наличии в системе определенных количеств компонентов A и L может образоваться двухфазная жидкая система (рис. IX-9).

Составы фаз, получаемые при смешении компонентов A и L, располагаются на стороне AL треугольника. При этом между точками R_1 и S_1 расположены расслаивающиеся системы, составы которых отвечают точкам R_1 и S_1.

Если к этим растворам, составы которых изображаются точками R_1 и S_1, добавить третий компонент B, то составы расслаивающихся трехкомпонентных растворов будут соответствовать точкам R_2 и S_2. При дальнейшем добавлении компонента B получим расслаивающиеся трехкомпонентные системы, характеризуемые точками R_3 и S_3, R_4 и S_4 и т. д. Поскольку компонент B хорошо растворяется в компонентах A и L, его добавление в систему улучшает взаимную растворимость компонентов A и L. Поэтому точки R_i и S_i сопряженных (равновесных) растворов постепенно сближаются по мере увеличения концентрации компонента B в растворе.

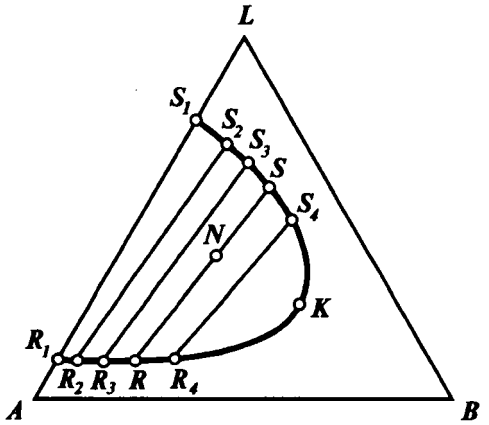


Рис. IX-9. Бинодальная (равновесная) кривая и коноды на треугольной диаграмме

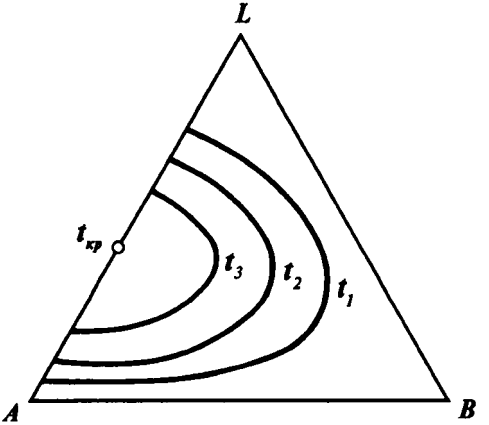


Рис. IX-10. Бинодальные кривые, отвечающие различным температурам на треугольной диаграмме

При значительном разбавлении раствора компонентом B взаимная растворимость компонентов настолько возрастает, что образуется гомогенный раствор, характеризуемый точкой K. Эту точку называют *критической*. При дальнейшем увеличении концентрации компонента B в растворе он будет оставаться гомогенным.

Если через точки R_1, R_2, R_3, R_4, K, S_4, S_3, S_2, S_1 провести плавную кривую, то получим *бинодальную равновесную кривую*. Прямые, соединяющие точки R_1 и S_1, R_2 и S_2, R_3 и S_3 и т. д., отвечающие составам равновесных фаз на бинодальной кривой, называются *конодами*. Коноды не параллельны одна другой, так как компонент B неравномерно распределяется между расслаивающимися растворами.

Любая точка, например N, лежащая внутри контура, ограниченного бинодальной кривой, отвечает двухфазной системе, тогда как любая точка, находящаяся вне этого контура, характеризует однофазную систему (гомогенный жидкий раствор).

Если взять смесь трех компонентов, определяемую точкой N, то такая система образует два расслаивающихся раствора (две равновесные жидкие фазы), составы которых после расслаивания характеризуются точками R и S, находящимися на пересечении коноды, проходящей через точку N, с нижней и верхней ветвями бинодальной кривой.

Нижняя ветвь бинодальной кривой соответствует небольшим концентрациям компонента L (растворителя), что характеризует рафинатные растворы R_i. Верхняя ветвь бинодальной кривой отвечает высоким концентрациям компонента L и характеризует экстрактные растворы S_i.

В соответствии с первым свойством треугольной диаграммы количества образовавшихся при расслаивании рафинатной и экстрактной фаз определяются соотношением

$$\frac{g_R}{g_S} = \frac{NS}{NR},$$

где g_R и g_S — соответственно количество рафинатного и экстрактного раствора.

Каждая бинодальная кривая отвечает определенной температуре и может быть построена на основании экспериментальных данных.

При изменении растворимости с изменением температуры бинодальная кривая будет менять свое положение. Поскольку в большинстве случаев взаимная растворимость компонентов повышается с увеличением температуры, область существования расслаивающихся систем сокращается. При некоторой температуре $t_{кр}$, называемой критической, компоненты, входящие в состав трехфазной системы, будут полностью растворяться друг в друге, образуя гомогенный жидкий раствор.

На рис. IX-10 приведены бинодальные кривые для нескольких температур при условии $t_1 < t_2 < t_3 < t_{кр}$.

В ряде случаев при построении бинодальных кривых для сложных смесей вместо состава фаз удобнее использовать другие более легко определимые константы, подчиняющиеся свойству аддитивности: плотность, вязкостно-массовую константу (ВМК), содержание серы, индекс коксуемости и т.п.

В этом случае на стороне *AB* треугольной диаграммы откладывают значения соответствующей константы для различных смесей компонентов *A* и *B*. Поэтому в дальнейшем под x_A и x_B будем подразумевать как концентрации компонентов *A* и *B* в смеси, так и другие аддитивные характеристики.

ОСНОВНЫЕ МЕТОДЫ ОСУЩЕСТВЛЕНИЯ ЭКСТРАКЦИИ

В зависимости от требований, предъявляемых к качествам получаемых рафинатного и экстрактного растворов, контактирование массообменивающихся фаз при экстракции может быть осуществлено по нескольким схемам. Однако любой процесс экстракции содержит следующие стадии: 1) смешение растворителя с разделяемой смесью, обеспечивающее их контактирование; 2) разделение образовавшейся смеси на рафинатный и экстрактный растворы.

Поэтому одна ступень экстракции состоит из смесителя и отстойника, оформляемых в виде различных конструктивных модификаций.

В зависимости от числа ступеней экстракции и способа их соединения различают следующие разновидности процесса экстракции: однократную, многократную и противоточную.

При однократной экстракции (рис. IX-11) исходное сырье *F* в один прием обрабатывают заданным количеством растворителя *L* в смесителе *C*. Образовавшуюся в результате контакта смесь разделяют в отстойнике *O* на рафинатный *R* и экстрактный *S* растворы, которые отводят из аппарата.

При многократной экстракции (рис. IX-12) исходное сырье *F* и соответствующие рафинатные растворы R_i обрабатываются порцией свежего растворителя на каждой ступени экстракции, где имеются смеситель *C* и отстойник *O*. При этом рафинатный раствор направляется в следующую ступень экстракции, а экстрактные растворы S_1, S_2, S_3, после каждой ступени экстракции выводятся из системы. При таком способе обработки исходная разделяемая смесь *F* поступает в первую ступень экстракции, а окончательный рафинатный раствор R_3 отбирается из последней ступени.

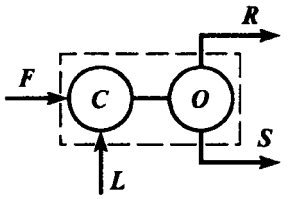
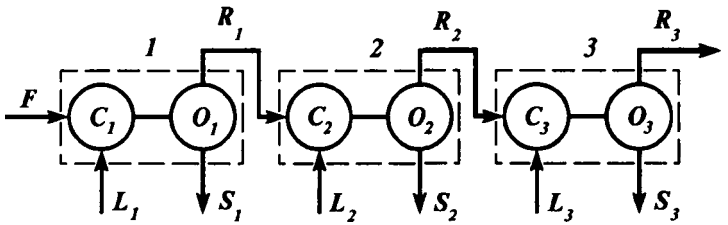


Рис. IX-11. Схема однократной экстракции

Рис. IX-12. Схема многократной экстракции:
1–3 – ступени экстракции



Очевидно, в этом случае можно получить лучшее качество рафинатного раствора по сравнению с однократной экстракцией, однако выход конечного рафинатного раствора (рафината) уменьшается.

Противоточная экстракция характеризуется многократным контактированием в противотоке рафинатных и экстрактных растворов, целью которого является обеспечение заданного изменения их составов. Противоточное контактирование фаз может быть осуществлено либо в системе аппаратов типа смеситель-отстойник (рис. IX-13), либо в аппарате колонного типа с контактными устройствами различных конструкций (рис. IX-14).

Противоточная экстракция обеспечивает получение продуктов заданного качества при высоких их выходах.

Многоступенчатая противоточная экстракция с флегмой. В процессе экстракции без применения флегмы концентрация экстрактного раствора на выходе из аппарата определяется условиями равновесия с исходным раствором, что ограничивает степень разделения. Чтобы увеличить степень разделения, создают возвратный поток экстракта в виде флегмы R_0 (см. рис. IX-13, *б*). В этом случае экстрактный раствор S_1, как обычно, направляется на регенерационную установку, где из него удаляют растворитель L_0, который затем смешивают с исходным растворителем L. Поток экстракта Q_0, уходящий из регенерационной установки, делится на две части: часть $Q_к$ отводится в виде готового экстракта, а другая часть возвращается в аппарат в виде флегмы R_0. Поток поступающей в аппарат флегмы удаляет из экстрактного раствора часть растворителя и целевых компонентов, которые в конечном итоге переходят в рафинатный раствор. В результате увеличиваются степень разделения и выход рафинатного раствора. Вместе с тем увеличивается расход избирательного растворителя (экстрагента), что приводит к увеличению размеров и стоимости экстракционной установки. Поэтому выбор доли экстракта, возвращаемого в виде флегмы, должен производиться на основе технико-экономических расчетов. При этом надо иметь в виду тот факт, что при рециркуляции части экстракта поток флегмы должен быть таким, чтобы составы экстрактных и рафинатных растворов соответствовали двухфазной области на треугольной диаграмме, т.е. возвращаемый поток экстракта не должен приводить к полной взаимной растворимости компонентов.

Применение флегмы на стороне выхода рафинатного раствора нецелесообразно.

Многоступенчатая противоточная экстракция двумя растворителями. Процесс экстракции с применением двух растворителей, имеющих ограниченную взаимную растворимость, позволяет повысить избирательность процесса, а также изменить некоторые свойства смеси, влияющие на процесс массопередачи: снизить межфазовое поверхностное натяжение, уменьшить вязкость, увеличить разность плотностей фаз и т.д. Это позволяет наиболее полно реализовать разделяющую способность растворителей по сравнению с другими методами экстракции в сопоставимых условиях. При этом один из растворителей является экстрагирующим и должен хорошо растворять извлекаемые компоненты (например, ароматические углеводороды), тогда как второй растворитель является "отмывочным" и должен хорошо растворять неизвлекаемые компоненты (например, парафино-нафтеновые углеводороды).

Принципиальная схема противоточной многоступенчатой экстракции с применением двух растворителей приведена на рис. IX-13, *в*.

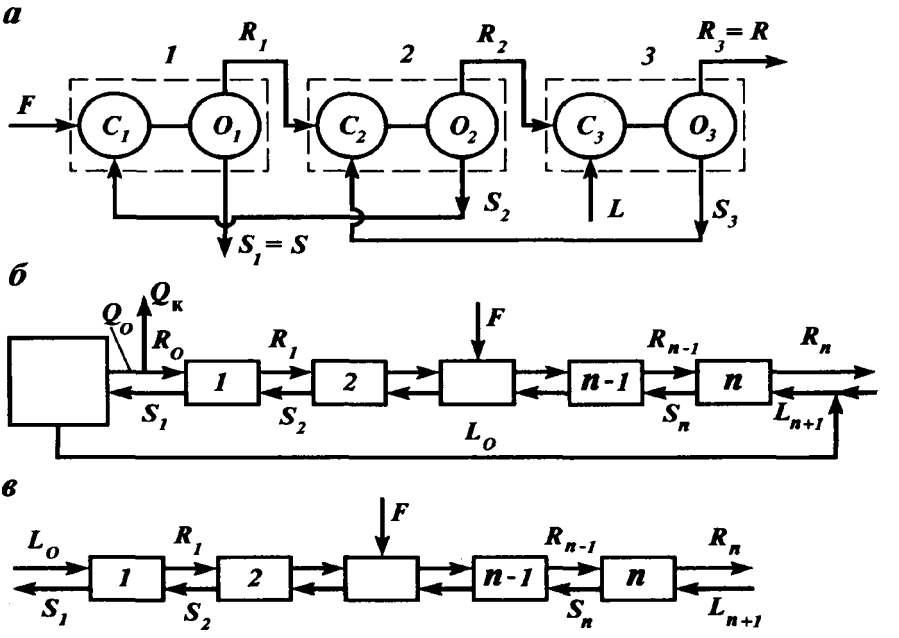


Рис. IX-13. Схема противоточной экстракции в аппаратах типа смеситель-отстойник:
1,2 — n — ступени экстракции; *а* — противоточная экстракция с одним растворителем; *б* — многоступенчатая противоточная экстракция с флегмой; *в* — многоступенчатая противоточная экстракция с двумя растворителями

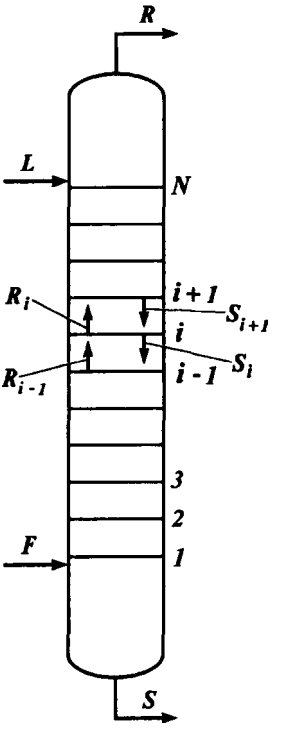


Рис. IX-14. Схема противоточной экстракции в аппаратах колонного типа

РАСЧЕТ ОДНОКРАТНОЙ ЭКСТРАКЦИИ

Для расчета процесса однократной экстракции необходимо располагать бинодальной кривой с конодами и составом или иной характеристикой сырья, определяемой точкой F (рис. IX-15).

В результате расчета определяют удельный расход растворителя g_L/g_F, количество образовавшихся рафинатного и экстрактного растворов g_R и g_S, содержание в них растворителя x_{LR} и x_{LS}, выходы рафината g_P и экстракта g_Q.

Проведем однократную обработку сырья F растворителем L. На треугольной диаграмме смесь сырья и растворителя определяется точками, лежащими на прямой LF, которая характеризует постоянство соотношения компонентов A и B при разбавлении исходной системы растворителем L.

Количество растворителя должно быть выбрано таким образом, чтобы точка N, соответствующая тройной смеси компонентов A, B и L, была расположена внутри области, ограниченной бинодальной кривой и отвечающей расслаивающимся растворам.

Если растворителя добавлено небольшое количество и тройная смесь характеризуется точкой на отрезке прямой FN_1, то такая смесь, как было показано выше, образует однофазную систему. Растворитель в этом случае полностью растворен в исходном сырье и экстракция при данной температуре невозможна. Таким образом, точка N_1 на нижней ветви бинодальной кривой определяет минимальный расход растворителя при однократной экстракции.

Если растворитель будет взят в слишком большом количестве, то характеризующая тройную систему точка попадет на участок LN_2 за пределами области, ограниченной бинодальной кривой, и вновь образуется однофазная система. Все сырье будет растворено в растворителе. Точка N_2 на верхней ветви бинодальной кривой соответствует максимальному расходу растворителя при однократной экстракции.

Таким образом, расход растворителя должен быть выбран таким, чтобы точка N тройной системы располагалась между точками N_1 и N_2 внутри области, ограниченной бинодальной кривой, и тогда на основании первого свойства треугольных диаграмм

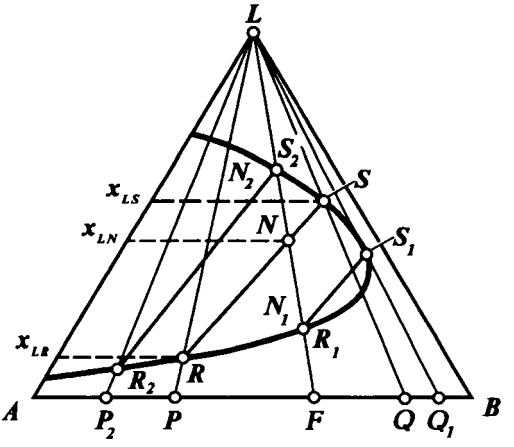


Рис. IX-15. Расчет однократной экстракции на треугольной диаграмме

$$\frac{N_1F}{L\,N_1} < \frac{g_L}{g_F} < \frac{N_2F}{LN_2}.$$

Пусть расход растворителя выбран таким, что его смесь с сырьем характеризуется точкой N, а концентрация растворителя в смеси будет равна x_{LN}. Очевидно, в этом случае расход растворителя g_L определится из следующего соотношения:

$$\frac{g_L}{g_F} = \frac{NF}{LN} = \frac{NF}{LF - NF} = \frac{x_{LN}}{1 - x_{LN}},$$

откуда

$$g_L = g_F \frac{x_{LN}}{1 - x_{LN}}.$$

Гетерогенная система, характеризуемая точкой N, расслаивается на две равновесные фазы, определяемые точками, лежащими на концах коноды, проходящей через точку N. Точки R и S характеризуют соответственно рафинатный и экстрактный растворы, полученные в результате однократной экстракции, при выбранном расходе растворителя.

На основании первого свойства треугольной диаграммы количество образующихся рафинатного g_R и экстрактного g_S растворов определяется из соотношения

$$\frac{g_R}{g_S} = \frac{NS}{RN}$$

и уравнения материального баланса экстракции

$$g_F + g_L = g_R + g_S.$$

Концентрации растворителя в рафинатном x_{LR} и экстрактном x_{LS} растворах определяются точками, полученными при пересечении горизонталей, проведенных из точек R и S, со стороной треугольника AL.

При удалении растворителя из рафинатного раствора получим рафинат, характеризуемый точкой P, которая находится на стороне AB, так как содержание растворителя в рафинате равно нулю. Положение точки P на основании четвертого свойства треугольной диаграммы определяется прямой, проходящей через точки растворителя L и рафинатного раствора R и пересекающей сторону AB треугольника в точке P. Аналогично определяется точка Q, характеризующая состав экстракта, полученного после удаления растворителя из экстрактного раствора S.

Выходы рафината g_P и экстракта g_Q могут быть найдены по известным количествам рафинатного g_R и экстрактного g_S растворов и концентрациям в них растворителя

$$g_P = g_R(1 - x_{LR});$$

$$g_Q = g_S(1 - x_{LS}) = g_F - g_P,$$

или на основании первого свойства треугольной диаграммы

$$g_P = g_F \frac{FQ}{PQ} = g_F \frac{x_{AF} - x_{AQ}}{x_{AP} - x_{AQ}};$$

$$g_Q = g_F \frac{PF}{PQ} = g_F \frac{x_{AP} - x_{AF}}{x_{AP} - x_{AQ}} = g_F - g_P.$$

Итак, в результате однократной экстракции при выбранном расходе растворителя исходное сырье, характеризуемое точкой F, разделяется на рафинатный R и экстрактный S растворы; после удаления растворителя из них получают рафинат P и экстракт Q.

Изменение расхода растворителя L будет сопровождаться перемещением точки N вдоль прямой LF и соответственно точек R и S по нижней и верхней ветвям бинодальной кривой; эти точки определяются соответствующими конодами.

Как видно из рис. IX-15, увеличение расхода растворителя позволяет получать рафинат лучшего качества (с большим содержанием компонента A), однако выход такого рафината уменьшается (сокращается длина отрезка FQ). При максимальном расходе растворителя выход рафината высокого качества практически равен нулю (точка P_2).

Соответственно минимальный выход экстракта определяется конодой R_1S_1, проходящей через точку N_1, отвечающую минимальному расходу растворителя (точка Q_1).

Таким образом, все возможные составы рафинатов находятся между точками P_2 и F, а все возможные составы экстрактов — между точками F и Q_1.

Поскольку при однократной экстракции образуются рафинатный и экстрактный растворы, находящиеся в равновесии (их характеристики определяются соответствующей конодой), разделение, достигаемое в этом случае, эквивалентно одной теоретической тарелке.

РАСЧЕТ МНОГОКРАТНОЙ ЭКСТРАКЦИИ

При обработке сырья растворителем в нескольких ступенях экстракции (см. рис. IX-12) можно получить рафинатный раствор лучшего качества, чем при однократной экстракции. В каждой ступени экстракции обработке растворителем подвергается рафинатный раствор предшествующей ступени, при этом экстрактные растворы выводятся из системы.

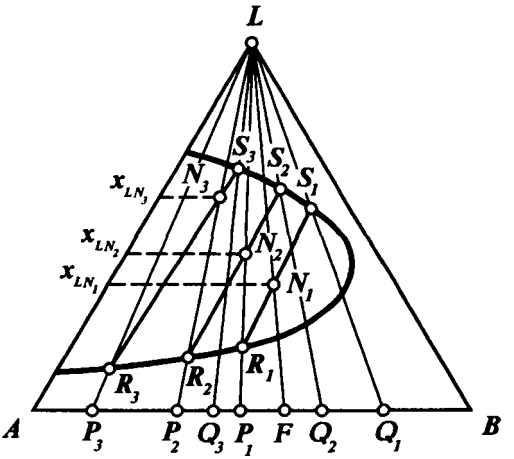
При многократной экстракции уменьшается выход конечного рафината, однако улучшается его качество.

Рассмотрим расчет многократной экстракции на треугольной диаграмме (рис. IX-16). Для расчета многократной экстракции должны быть заданы бинодальная кривая с конодами, состав исходного сырья (точка F) и состав конечного рафината (точка P_3) или экстракта (точка Q_3).

При добавлении к сырью F растворителя образуется система N_1, которая после расслаивания образует экстрактный раствор S_1 и рафинатный раствор R_1. Положение точек R_1 и S_1 на бинодальной кривой определяется конодой R_1S_1, проходящей через точку N_1.

Образовавшийся экстрактный раствор S_1 выводится из системы, а ра-

Рис. IX-16. Расчет многократной экстракции на треугольной диаграмме



финатный раствор R_1 обрабатывается новой порцией растворителя. В результате образуется система N_2, которая способна к расслаиванию с образованием экстрактного раствора S_2 и рафинатного раствора R_2. Положение точек S_2 и R_2 определяется конодой R_2S_2.

Экстрактный раствор S_2 удаляется из системы, а рафинатный раствор R_2 в следующей ступени экстракции вновь обрабатывается растворителем, где образуется система N_3. Последняя после расслаивания образует экстрактный S_3 и рафинатный R_3 растворы. После удаления растворителя рафинатный раствор R_3 должен обеспечивать получение рафината P_3 заданного качества.

В рассматриваемом случае для получения рафинатного раствора R_3 и отвечающего ему рафината P_3 необходимо иметь три контактные ступени; их число соответствует числу построенных конод.

Поскольку в процессе многократной экстракции каждая ступень эквивалентна процессу однократной экстракции по отношению к соответствующему рафинату, расход растворителя на каждой ступени можно определить аналитически по аналогии с уравнением (IX.12):
на первой ступени

$$g_{L_1} = g_F \frac{x_{LN_1}}{1 - x_{LN_1}};$$

на второй ступени

$$g_{L_2} = g_{P_1} \frac{x_{LN_2}}{1 - x_{LN_2}};$$

на третьей ступени

$$g_{L_3} = g_{P_2} \frac{x_{LN_3}}{1 - x_{LN_3}}.$$

Выход рафината P_3 требуемого качества определится из соотношения

$$g_{P_3} = g_{P_2}\frac{P_2Q_3}{P_3Q_3} = g_{P_1}\frac{P_1Q_2}{P_2Q_2}\cdot\frac{P_2Q_3}{P_3Q_3} = g_F\frac{FQ_1}{P_1Q_1}\cdot\frac{P_1Q_2}{P_2Q_2}\cdot\frac{P_2Q_3}{P_3Q_3}. \quad \text{(IX.5)}$$

Учитывая, что величина каждой дроби в правой части уравнения (IX.5) меньше единицы, следует, что

$$g_{P_3} < g_{P_2} < g_{P_1} < g_F.$$

Таким образом, увеличение числа ступеней при многократной экстракции приводит к уменьшению выхода готового продукта при более высоком его качестве.

Составы и расходы других потоков можно определить, воспользовавшись свойствами треугольной диаграммы, изложенными выше.

РАСЧЕТ ПРОТИВОТОЧНОЙ ЭКСТРАКЦИИ

Чтобы получить рафинатный и экстрактный растворы требуемого качества при высоком выходе рафинатного раствора применяют процесс противоточной экстракции (см. рис. IX-13, *а*).

Растворитель L движется противотоком по отношению к сырью F. При этом происходит постепенное обогащение экстрактных растворов S_i нежелательными компонентами, которые извлекаются из рафинатных растворов R_i. В итоге конечный рафинатный раствор R_3 будет иметь заданный состав без дополнительного подвода растворителя, характерного при многократной экстракции, а отбираемый из аппарата экстрактный раствор S_1 содержать заданное количество извлекаемых компонентов.

При проведении противоточной экстракции в колонных аппаратах направление движения экстрактного и рафинатного растворов (сверху вниз или снизу вверх) и расположение узлов ввода сырья и растворителя зависит от соотношения их плотностей.

Для расчета противоточной экстракции должны быть заданы бинодальная кривая с конодами (рис. IX-17), состав исходного сырья (точка F), и состав конечного рафината R_3 и (или) экстракта S_1. Все остальные величины могут быть определены расчетом.

Составим уравнения материального баланса для каждой ступени экстракции:

1 ступень $g_F + g_{S_2} = g_{R_1} + g_{S_1}$, откуда $g_{S_1} - g_F = g_{S_2} - g_{R_1}$;

2 ступень $g_{R_1} + g_{S_3} = g_{R_2} + g_{S_2}$, откуда $g_{S_2} - g_{R_1} = g_{S_3} - g_{R_2}$;

3 ступень $g_{R_2} + g_L = g_{R_3} + g_{S_3}$, откуда $g_{S_3} - g_{R_2} = g_L - g_{R_3}$.

Из приведенных уравнений следует, что

$$g_{S_1} - g_F = g_{S_2} - g_{R_1} = g_{S_3} - g_{R_2} = g_L - g_{R_3} = g_M = \text{const}. \quad \text{(IX.6)}$$

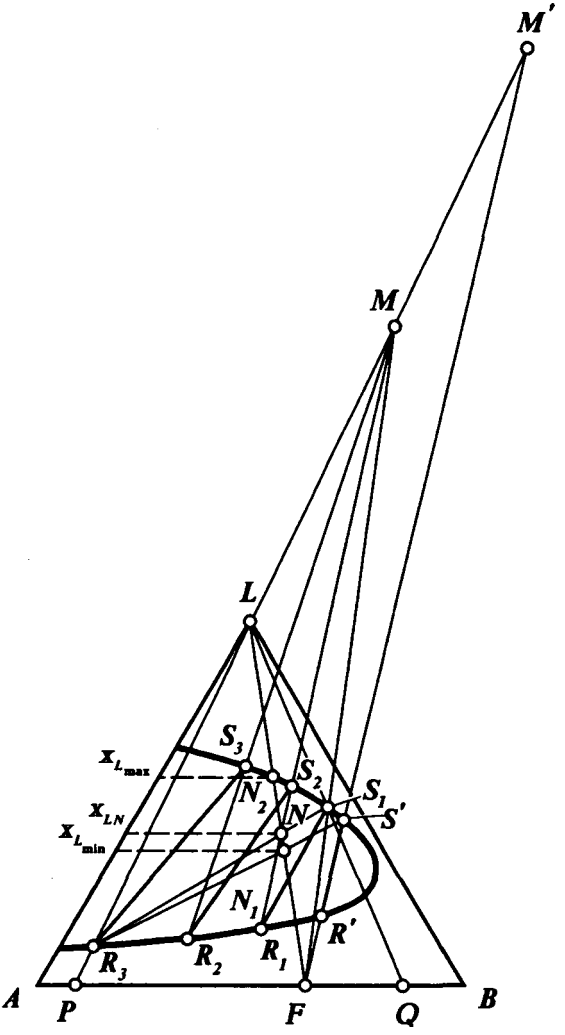


Рис. IX-17. Расчет противоточной экстракции на треугольной диаграмме

На основании третьего свойства треугольной диаграммы приходим к заключению, что уравнение (IX.6) характеризует пучок прямых, проходящих через точки каждой пары встречных потоков S_1 и F, S_2 и R_1, S_3 и R_2, L и R_3 и пересекающихся в точке M. Эти линии являются рабочими для процесса экстракции, так как отвечают потокам и их составам, встречающимся в данном сечении экстрактора. Воспользуемся этим положением в дальнейшем при расчете противоточной экстракции.

Если заданы составы конечного рафината (точка P) и экстракта (точка Q), то на основании четвертого свойства треугольной диаграммы можно определить составы конечных рафинатного (точка R_3) и экстрактного (точка S_1) растворов. Для этого соединим точки P и L прямой линией, пересечение этой прямой с нижней ветвью бинодальной кривой в точке R_3 дает состав конечного рафинатного раствора. Аналогично пересечение прямой LQ с верхней ветвью бинодальной кривой соответствует составу конечного экстрактного раствора.

Расход растворителя g_L в этом случае определяется координатами точки N, находящейся на пересечении прямых R_3S_1 и LF и соответствующей уравнению материального баланса для аппарата в целом. На основании полученных ранее результатов можно записать

$$g_L = g_F \frac{x_{LN}}{1 - x_{LN}}.$$

Если задан состав (качество) рафината или экстракта, то расход растворителя может изменяться в пределах от $g_{L_{max}}$ до $g_{L_{min}}$ [см. уравнения (IX.8) и (IX.9)], при этом число теоретических ступеней экстракции изменяется от минимального значения до бесконечно большого.

Зададимся расходом растворителя

$$\frac{g_L}{g_F} = \frac{NF}{LN},$$

что соответствует положению точки N, и последующим расчетом проверим приемлемость такого расхода растворителя. Допустим, задан состав конечного рафината P, тогда состав рафинатного раствора, покидающего третью ступень экстракции, как было показано выше, определится точкой R_3.

Если рассмотреть внешние потоки экстрактора, то можно записать следующее уравнение материального баланса:

$$g_F + g_L = g_{R_3} + g_{S_1} = g_N, \qquad \text{(IX.7)}$$

и поэтому точка N в соответствии со вторым свойством треугольных диаграмм характеризует состав как смеси сырья и растворителя, так и смеси конечных рафинатного и экстрактного растворов.

На данной стадии расчета известно положение точек N и R_3, и поэтому для определения состава конечного экстрактного раствора соединим точки N и R_3 прямой и продолжим ее до пересечения с верхней ветвью бинодальной кривой. Точка S_1 характеризует состав конечного экстрактного раствора. В соответствии с первым свойством треугольных диаграмм количество конечных рафинатного и экстрактного растворов определяется из соотношений:

$$\frac{g_{R_3}}{g_N} = \frac{NS_1}{R_3S_1} \quad \text{и} \quad \frac{g_{S_1}}{g_N} = \frac{NR_3}{R_3S_1},$$

где количество тройной смеси g_N, полученной после смешения сырья с растворителем, определяется по уравнению (IX.7).

Зная состав экстрактного раствора S_1 по коноде, проходящей через точку S_1, можно определить состав равновесного рафинатного раствора R_1, покидающего первую ступень экстракции.

Для дальнейшего построения найдем положение точки M, удовлетворяющее условию (IX.6). Соединив прямыми точки, характеризующие известные составы встречных потоков R_3 и L, F и S_1, получим искомую точку M при пересечении этих прямых.

Прямая, связывающая составы встречных потоков R_1 и S_2, должна пройти через точку M, поэтому для нахождения состава экстрактного рас-

твора S_2, покидающего вторую ступень экстракции, соединим точку R_1 с точкой M и в месте пересечения прямой R_1 M с верхней ветвью бинодальной кривой найдем искомую точку S_2. Состав равновесной рафинатной фазы R_2, отходящей со второй ступени экстракции, найдем по коноде, проходящей через точку S_2. Как следует из проведенного построения, получаемые рафинатные растворы R_1, R_2 и т.д. все более обогащаются желательными компонентами (компонентом А).

Все последующие графические построения выполняются аналогично. Состав экстрактного раствора S_3 найдем на пересечении прямой R_2 M с верхней ветвью бинодальной кривой, а состав рафинатного раствора R_3 определится по коноде, проходящей через точку S_3. При этом, если конода, соответствующая третьей ступени экстракции, пройдет через точку R_3, то это означает, что трехступенчатая экстракция обеспечивает получение рафината заданного качества при выбранном расходе растворителя.

Если третья конода пройдет правее точки R_3, то при выбранном расходе растворителя для получения рафината заданного качества трех ступеней экстракции будет недостаточно и аналогичные построения следует продолжить.

Если же эта конода пройдет левее точки R_3, то это свидетельствует о том, что при трехступенчатой экстракции обеспечивается более высокое качество рафината, чем было задано.

Число построенных конод отвечает числу теоретических ступеней контакта.

В соответствии со свойствами треугольной диаграммы увеличение расхода растворителя приводит к перемещению точки N вверх по прямой LF. При максимально возможном расходе растворителя, определяющем крайний случай получения расслаивающейся тройной системы, точка N перейдет в точку N_2 на верхней ветви бинодальной кривой. При дальнейшем увеличении расхода растворителя точка N выйдет за пределы двухфазной области и процесс экстракции прекратится. Следовательно, положение точки N_2 на треугольной диаграмме определяет максимальный расход растворителя $g_{L_{\max}}$, который равен

$$g_{L_{\max}} = g_F \frac{x_{L_{\max}}}{1 - x_{\max}}. \qquad \text{(IX.8)}$$

Число теоретических ступеней контакта в этом случае будет минимальным.

Соответственно минимальный расход растворителя $g_{L_{\min}}$ можно определить исходя из следующих соображений. При заданном качестве рафината P и сырья F уменьшение расхода растворителя g_L вызовет перемещение точки N вниз по прямой LF. При этом точка S' экстрактного раствора, покидающего аппарат, переместится вправо по верхней ветви бинодальной кривой, а полюс M удалится от вершины L. В результате уменьшится угол между рабочей линией FM и ближайшей конодой. Очевидно, минимальный расход растворителя $g_{L_{\min}}$ будет отвечать такому положению полюса M', при котором рабочая линия FM' сольется с ближайшей конодой $R'S'$. При

этом потребуется бесконечно большое число контактных ступеней. Минимальный расход растворителя $g_{L_{min}}$ определяется из уравнения

$$g_{L_{min}} = g_F \frac{x_{L_{min}}}{1 - x_{L_{min}}}, \qquad \text{(IX.9)}$$

в котором концентрация $x_{L_{min}}$ определяется точкой N_1 тройной системы.

Фактический расход растворителя g_L должен быть заключен в пределах $g_{L_{min}} < g_L < g_{L_{max}}$. Обычно расход растворителя принимают таким, чтобы он был на 10 — 20 % больше минимального, т.е.

$$g_L = (1{,}1 \div 1{,}2) g_{L_{min}}.$$

Выходы рафината и экстракта составят

$$g_P = g_F \frac{FQ}{PQ} \quad \text{и} \quad g_Q = g_F - g_P,$$

а количество растворителя в конечном рафинатном растворе

$$g_{LR_3} = g_P \frac{x_{LR_3}}{1 - x_{LR_3}}$$

и в конечном экстрактном растворе

$$g_{LS_1} = g_Q \frac{x_{LS_1}}{1 - x_{LS_1}}.$$

Концентрации x_{LR_3} и x_{LS_1} определяются положением точек R_3 и S_1 на треугольной диаграмме.

РАСЧЕТ ПРОТИВОТОЧНОЙ ЭКСТРАКЦИИ НА ДИАГРАММЕ $x - y$

Расчет противоточной экстракции, как и других массообменных процессов, может быть выполнен при помощи диаграммы $x - y$. Схема потоков для расчета приведена на рис. IX-18. Через P_i обозначены потоки рафинатов (без учета массы растворителя), а через y_i — концентрации извлекаемого компонента в соответствующих потоках рафинатов. Аналогично через L_i обозначены потоки растворителя, а через x_i — концентрации извлекаемого компонента в соответствующем потоке растворителя.

Необходимо отметить, что при экстракции между массообменивающимися потоками исходного сырья и растворителя происходит перераспределение не только извлекаемых компонентов (например, ароматических углеводородов), но и растворителя, который частично переходит в рафинат, образуя рафинатный раствор. В экстрактную фазу помимо извлекаемых компонентов переходит некоторое количество и неизвлекаемых компонентов (для рассматриваемого случая это парафиновые углеводороды), вследствие чего потоки растворителя и неизвлекаемых компонентов меняются при переходе от одной ступени экстракции к

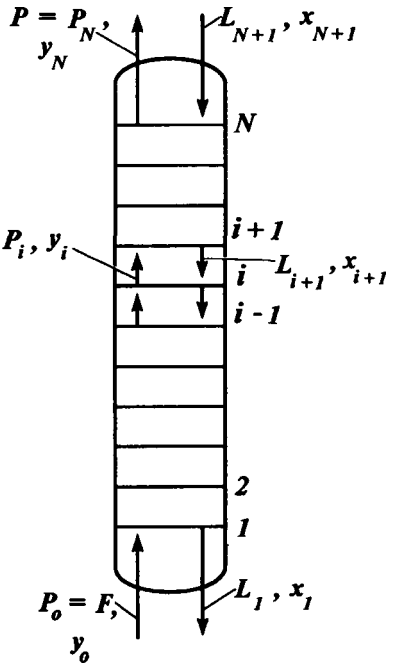


Рис. IX-18. Схема потоков рафинатов и растворителя при противоточной экстракции

другой. Соответствующие потоки (по ступеням экстракции) остаются неизменными только в частных случаях, когда растворитель и неизвлекаемые компоненты взаимно нерастворимы.

Составим материальный баланс по извлекаемому компоненту для аппарата в целом

$$P_0 y_0 + L_{N+1} x_{N+1} = P_N y_N + L_1 x_1,$$

или

$$P_0 y_0 - P_N y_N = L_1 x_1 - L_{N+1} x_{N+1}. \qquad \text{(IX.10)}$$

Если концентрации x и y выразить относительно входящих потоков, т.е. P_0 и L_{N+1}, то, введя приведенные концентрации

$$X_i = \frac{L_i}{L_{N+1}} x_i \quad \text{и} \quad Y_i = \frac{P_i}{P_0} y_i,$$

из уравнения (IX.10) получим следующее соотношение:

$$P_0 (Y_0 - Y_N) = L_{N+1} (X_1 - X_{N+1}),$$

или

$$\frac{L_{N+1}}{P} = \frac{Y_0 - Y_N}{X_1 - X_{N+1}} = \frac{y_0 - Y_N}{X_1 - x_{N+1}}. \qquad \text{(IX.11)}$$

Уравнение (IX.11) позволяет определить удельный расход растворителя в зависимости от концентрации извлекаемого компонента в потоках входящих и покидающих аппарат. Расход растворителя увеличивается с повышением содержания извлекаемого компонента y_0 в исходном сырье, а так-

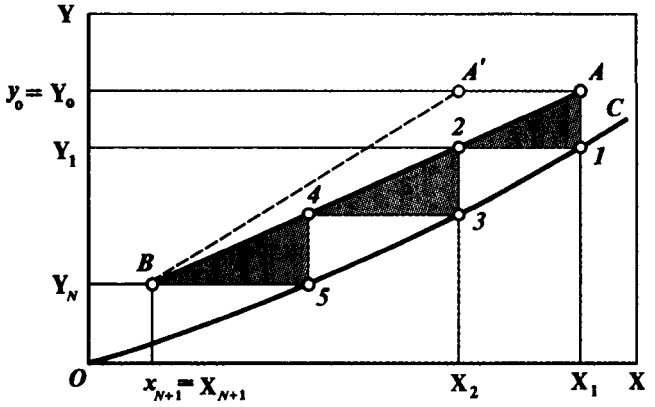


Рис. IX-19. Расчет числа ступеней противоточной экстракции на диаграмме X–Y: *AB* – рабочая линия; *OC* – равновесная кривая

же с уменьшением содержания извлекаемого компонента Y_N в выходящем из аппарата потоке рафината. Кроме того, чтобы уменьшить расход растворителя, в исходном потоке L_{N+1} следует обеспечить по возможности более низкое содержание извлекаемого компонента x_{N+1} (в идеальном случае $x_{N+1} \to 0$).

Рассмотрим материальный баланс по извлекаемому компоненту для части аппарата, расположенной выше тарелки с номером *i*:

$$P_i y_i + L_{N+1} x_{N+1} = P_N y_N + L_{i+1} x_{i+1},$$

или

$$P_0 \left(Y_i - Y_N\right) = L_{N+1}\left(X_{i+1} - X_{N+1}\right).$$

Отсюда получаем уравнение рабочей линии для противоточной экстракции:

$$Y_i = \frac{L_{N+1}}{P_0} X_{i+1} + \left(Y_N - \frac{L_{N+1}}{P_0} X_{N+1}\right). \qquad \text{(IX.12)}$$

В координатах X–Y уравнение (IX.12) характеризует прямую, проходящую через точки *A* (X_1, y_o) и *B* (x_{N+1}, Y_N). При $Y_i = y_o$ и $X_{i+1} = X_1$ из уравнения (IX.12) получим уравнение (IX.11). Наклон рабочей линии определяется удельным расходом растворителя L_{N+1} / P_0.

На диаграмму X–Y необходимо нанести также равновесную кривую *OC*, отвечающую определенной температуре экстракции (рис. IX-19).

Расчет ступеней экстракции может быть начат, например, от точки *A*, положение которой определяется концентрациями встречных неравновесных потоков в нижнем сечении аппарата. Уходящие с первой тарелки потоки рафината P_1 и растворителя L_1 находятся в равновесии, и концентрации в них извлекаемого компонента определяются точкой *1*, находящейся на равновесной кривой. Между первой и второй тарелками движутся встречные потоки P_1 и L_2, концентрации извлекаемого компонента в которых отвечают точке *2* на рабочей линии. Абсцисса точки *2* дает состав растворителя X_2, стекающего со второй тарелки. Со второй тарелки уходит поток рафината, находящегося в равновесии с потоком растворителя, покидающего ту же тарелку (точка *3* на кривой *OC*). Продолжив аналогичные построения, получим концентрации x_{N+1} и Y_N, которые отвечают точке *B* на рабочей линии. В результате для изменения состава рафината в заданных пределах потребовалось три теоретические ступени контакта.

Увеличение удельного расхода растворителя L_{N+1}/P_0 обусловливает поворот рабочей линии вокруг точки *B* и ее удаление от равновесной кривой. В итоге это приводит к уменьшению числа контактных ступеней, необходимых для заданного разделения.

ЭКСТРАКТОРЫ

Для эффективного осуществления процесса экстракции должно быть обеспечено интенсивное взаимодействие контактирующих фаз. Эффект их взаимодействия зависит от гидродинамических факторов, конструкции аппарата, способа контактирования фаз.

В промышленности применяется большое число различных конструкций экстракционных аппаратов; их можно подразделить на две основные группы: по способу смешения фаз и способу разделения фаз.

1. *По способу смешения фаз* экстракторы делятся на подгруппы:

1) аппараты ступенчатого типа, имеющие определенное число ступеней (типа смеситель-отстойник), в каждой из которых происходит контактирование и последующее разделение фаз. В целом в системе осуществляется противоточное движение фаз за счет соответствующего соединения ступеней по потокам рафинатных и экстрактных растворов (см. рис. IX-13);

2) аппараты колонного типа с непрерывно изменяющимся составом фаз. Колонные аппараты могут быть пустотелыми, насадочными и тарельчатыми. Противоточное движение фаз в аппаратах колонного типа осуществляется главным образом за счет разности плотностей сырья и растворителя или соответственно рафинатных и экстрактных растворов.

II. *По способу разделения фаз* экстракторы делятся на подгруппы:

1) аппараты отстойного типа;

2) центробежные аппараты.

В свою очередь в каждой группе аппаратов процессы смешения и разделения фаз могут быть реализованы либо за счет энергии самих потоков фаз, либо за счет подвода ее извне с помощью специальных устройств (сообщение вибрации, ультразвука и т.д.). Наибольшее применение в нефтегазопереработке нашли аппараты колонного типа.

Ниже рассмотрены некоторые конструкции экстракционных аппаратов, получивших распространение в нефтегазоперерабатывающей промышленности.

Аппараты типа смеситель-отстойник. Для смешения контактирующих фаз применяют смесители различных типов, в том числе пропеллерные насосы, которые одновременно с перемешиванием обеспечивают транспортирование взаимодействующих легкой и тяжелой фаз. Из контактной зоны образовавшаяся смесь выводится в отстойную зону, где происходит разделение легкой и тяжелой фаз, поступающих затем в соответствующие ступени аппарата.

Схема одной ступени аппарата типа смеситель-отстойник приведена на рис. IX-20. Раствор легкой фазы из смежной ступени экстракции по трубопроводу *1*, а раствор тяжелой фазы по трубопроводу *4* поступают на прием пропеллерного насоса *5*. Сюда же по трубопроводу *10* и кольцевому каналу *3* поступает эмульсия из верхнего и нижнего слоя отстойного пространства. Уровень установки трубы *10* и канала *3* определяет долю рециркулирующей легкой и тяжелой фазы. Пройдя камеру смешения *7*, смесь легкой и тяжелой фаз попадает в кольцевую камеру *9*, а оттуда — в отстойное пространство *11*. Тяжелая фаза из низа отстойника выводится по трубе *12* в следующую ступень экстрактора. Легкая фаза выводится из верхней части отстойной зоны через коллектор *6*.

Аппараты колонного типа. Колонные экстракторы различаются по

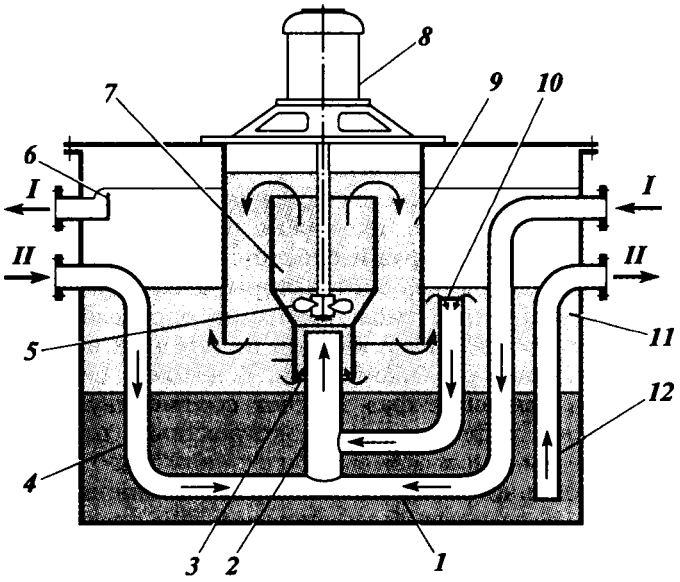


Рис. IX-20. Схема ступени (секции) экстрактора типа смеситель-отстойник:
1 — трубопровод ввода легкой фазы; *2* — смесительная труба; *3* — кольцевой канал для рециркуляции эмульсии; *4* — трубопровод ввода тяжелой фазы; *5* — пропеллерный насос; *6* — коллектор для вывода легкой фазы; *7* — камера смешения; *8* — привод; *9* — кольцевая камера; *10* — трубопровод рециркуляции эмульсии; *11* — отстойное пространство; *12* — трубопровод вывода тяжелой фазы. Потоки: *I* — легкая фаза; *II* — тяжелая фаза

типу применяемых контактных устройств: насадок или тарелок различных конструкций. В настоящее время в нефтегазопереработке наиболее часто применяют насадочные экстракционные колонны.

В промышленности используют колонные аппараты диаметром свыше 5 м и высотой до 40 м при атмосферном или более высоком давлении. Так, в колоннах деасфальтизации масел жидким пропаном давление составляет около 5 МПа. Сравнительно высокое давление обусловливается необходимостью поддерживания пропана при температуре 70—90 °С в жидкой фазе.

На рис. IX-21 представлена экстракционная колонна для очистки масел фурфуролом, в которой контактирование фаз осуществляется в объеме насадки из колец Рашига размером 25 × 25 мм. Насадка укладывается секциями *2* высотой от 1,2 до 3 м, число секций 8—10. Между секциями насадки имеются распределительные тарелки *1*, способствующие более равномерному распределению потоков по сечению колонны. Распределительная тарелка имеет основание с патрубками диаметром до 100 мм для прохода легкой фазы и отверстия или патрубки диаметром до 10 мм для прохода тяжелой фазы.

Вывод экстрактного раствора на охлаждение осуществляют с глухих тарелок *3*. Растворитель и охлажденный раствор вводятся в колонну на распределительные тарелки *1* или через специальные маточники.

Большое распространение получили также тарельчатые экстракционные колонны с ситчатыми, жалюзийными тарелками и тарелками других типов.

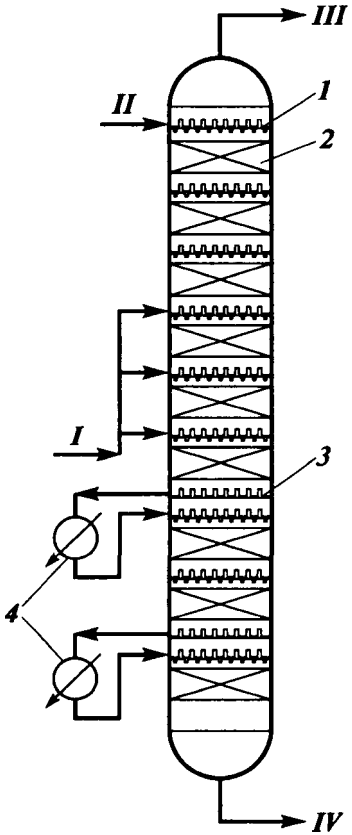


Рис. IX-21. Схема насадочной экстракционной колонны:
1 — распределительная тарелка; *2* — слой насадки из колец Рашига; *3* — глухая тарелка; *4* — промежуточные холодильники. Потоки: *I* — сырье; *II* — растворитель; *III* — рафинатный раствор; *IV* — экстрактный раствор

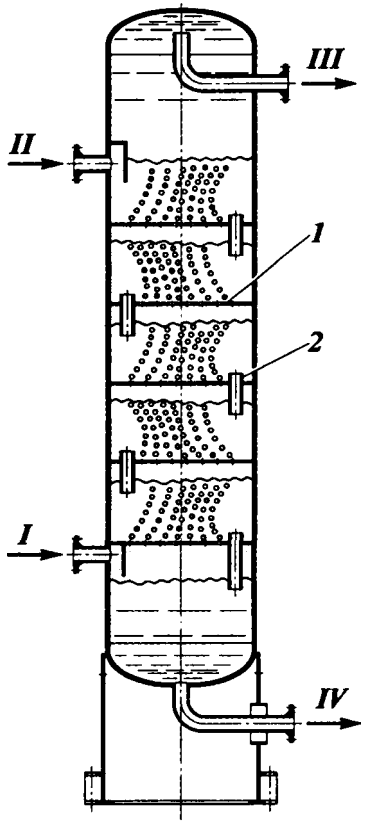


Рис. IX-22. Схема экстрактора с ситчатыми тарелками:
1 — полотно ситчатой тарелки; *2* — переливной патрубок. Потоки: *I* — сырье; *II* — растворитель; *III* — рафинатный раствор; *IV* — экстрактный раствор

В колонных экстракторах с ситчатыми тарелками (рис. IX-22) может быть обеспечено диспергирование как легкой, так и тяжелой фазы. В последнем случае переливные патрубки *2* направлены вверх, а подпорные слои тяжелой фазы образуются над тарелками. Ситчатые тарелки *1* имеют отверстия диаметром 3—9 мм, расположенные по вершинам равностороннего треугольника с шагом 12—20 мм. Скорость движения дисперсной фазы через отверстия тарелки принимают в пределах 0,15—0,3 м/с.

В экстракционных колоннах для деасфальтизации пропаном применяются жалюзийные тарелки. На рис. IX-23 показаны схема нижней части такой колонны. Жалюзийная тарелка состоит из пластин *4*, угол наклона которых задается направляющей стойкой *7*. Благодаря дистанционным ребрам *5* между пластинами образуются каналы для прохода легкой и тяжелой фаз. Наклонные пластины установлены на опорных балках *8* и закреплены сверху уголком *6*. Образующиеся при экстракции тяжелая фаза

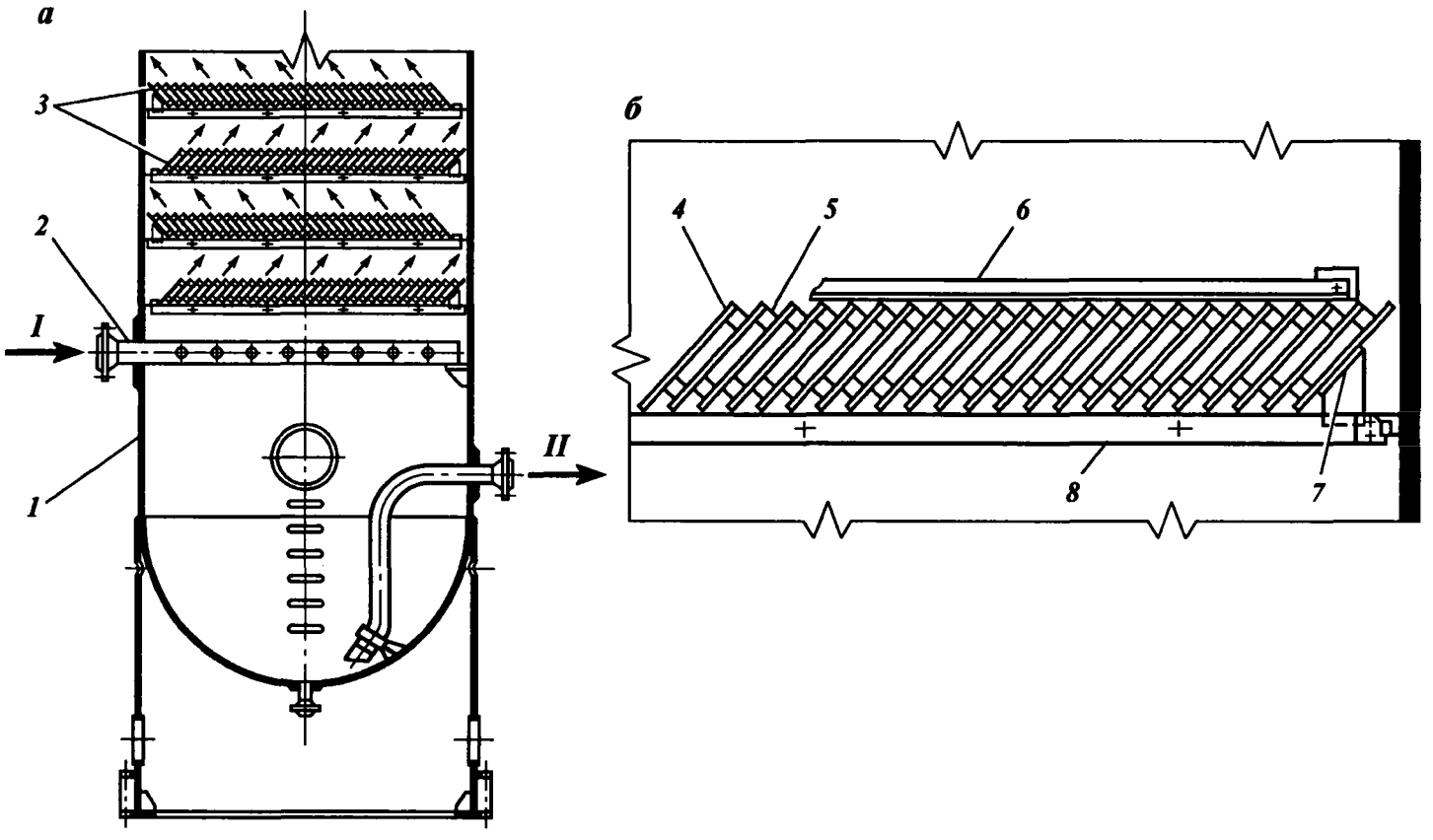


Рис. IX-23. Схема экстракционной колонны для деасфальтизации пропаном:
а — нижняя часть колонны; *б* — жалюзийная тарелка; *1* — корпус колонны; *2* — коллектор; *3* — жалюзийные тарелки; *4* — пластины (жалюзи); *5* — дистанционные ребра; *6* — уголок; *7* — направляющая стойка; *8* — балка опорного каркаса. Потоки: *I* — сырье; *II* — тяжелая фаза (раствор асфальтовых веществ в пропане)

(раствор асфальтовых веществ в пропане) опускается, а легкая фаза (рафинатный раствор, состоящий в основном из жидкого пропана и масляной части) поднимается. Тяжелая и легкая фазы движутся в противотоке в каналах тарелки, а при входе в каналы следующей тарелки меняют направление движения. Эффективность подобных тарелок недостаточно высока и уступает эффективности тарелок и насадок других типов, однако конструкция их сравнительно проста.

Эффективность насадочных и тарельчатых колонн во многих случаях может быть повышена за счет применения пульсирующих потоков. Существует два способа введения низкочастотных колебаний в массообменные аппараты: первый основан на создании возвратно-поступательного движения контактирующих фаз, такие аппараты называются *пульсационными*; второй предусматривает низкочастотные колебания контактных устройств внутри аппаратов, которые называются *вибрационными*.

Пульсационный экстрактор (рис. IX-24) оснащен жестко закрепленными в корпусе контактными устройствами *1* в виде чередующихся по высоте шайб и дисков и пульсационной трубой *4* для передачи пульсационных импульсов от автономного генератора колебаний, называемого пульсатором *5*. В качестве рабочего тела при создании пульсационных колебаний обычно используют газ (воздух), а в качестве пульсаторов наиболее широкое промышленное применение нашли золотниковые распределительные механизмы. Благодаря тому, что сами пульсационные аппараты не имеют каких-либо подвижных деталей и не требуют обслуживания, они нашли широкое применение, особенно в радиационной химии.

На рис IX-25 приведена схема вибрационного экстрактора, в котором горизонтальные перфорированные пластины *5* жестко связаны системой стержней *4* со штангой *2* и при работе совершают идентичные по частоте и амплитуде (синхронные) колебания. Для более равномерного перемешивания контактирующих фаз между пакетами перфорированных пластин расположены отбойные перегородки *6*.

В других конструкциях вибрирующая насадка собрана в два самостоятельных пакета, совершающие колебательные движения с одинаковой частотой, но сдвинутые по фазе на половину периода, в результате чего пакеты движутся в противоположных направлениях (асинхронно). Предложены также аппараты, в которых насадка совершает колебания поперек продольной оси аппарата или под углом к ней.

В отстойных зонах вибрационных аппаратов созданы благоприятные условия для коалесценции и сепарации фаз, поскольку рабочие среды в этих зонах не совершают колебательных движений. Для аппарата каждого типа существуют оптимальная амплитуда и частота колебаний, обеспечивающие более интенсивное протекание процесса экстракции.

К достоинствам вибрационных аппаратов следует отнести низкие удельные капитальные вложения и эксплуатационные затраты. Они просты по конструкции, обладают малой металлоемкостью, имеют простейший привод, обладают большой производительностью при высокой эффективности массообмена.

В аппаратах колонного типа уровень раздела легкой и тяжелой фаз может находиться на различной высоте. Ниже уровня раздела фаз сплошной является тяжелая фаза, а диспергированной легкая. Выше уровня раздела сплошной фазой является легкая, а диспергированной — тяжелая. Положение уровня раздела фаз выбирается в зависимости от условий проведения процесса экстракции.

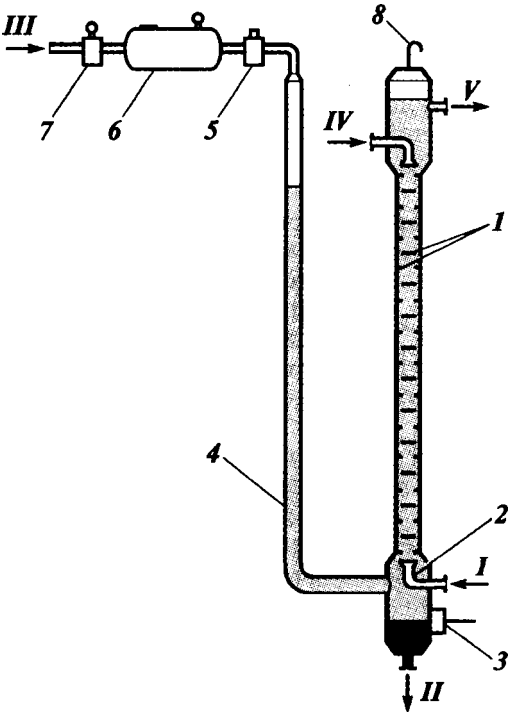


Рис. IX-24. Пульсационный экстрактор фирмы Otto H. York Company, Inc.:
1 — контактные устройства; *2* — распределитель; *3* — система контроля за поверхностью раздела фаз; *4* — пульсационная труба; *5* — пульсатор; *6* — буферная емкость; *7* — предохранительный клапан; *8* — воздушник. Потоки: сырье: *I* — легкая фаза; *IV* — тяжелая фаза; продукты разделения: *II* — тяжелый; *V* — легкий; *III* — воздух или азот

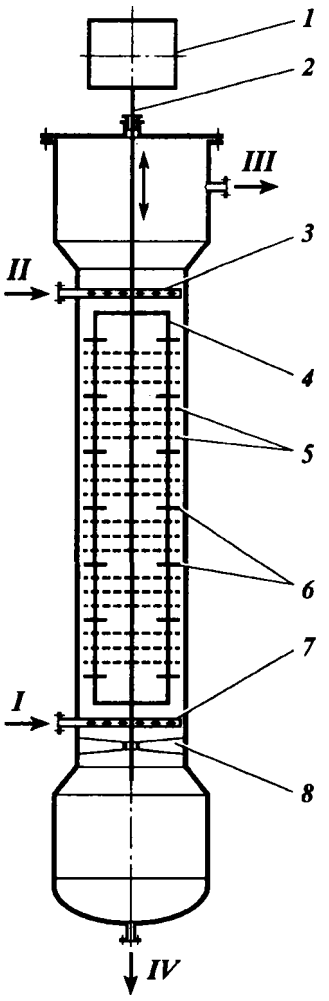


Рис. IX-25. Вибрационный экстрактор:
1 — вариатор частоты колебаний; *2* — штанга; *3, 7* — распределители; *4* — стержень; *5* — перфорированные пластины; *6* — отбойные перегородки; *8* — нижняя опора штанги. Потоки: сырье: *I* — легкая фаза; *IV* — тяжелая фаза; продукты разделения: *II* — тяжелый; *III* — легкий

В тех случаях, когда плотность растворителя выше плотности исходного сырья, повышение уровня раздела фаз связано с увеличением количества растворителя в аппарате. Вместе с тем вязкость экстрактного раствора (тяжелая фаза) обычно меньше вязкости рафинатного раствора. Поэтому, когда тяжелая фаза является сплошной, то диспергирование и контактирование более вязкой легкой фазы облегчаются. В этом случае желателен более высокий уровень раздела фаз.

Аппараты ротационного типа. Процесс экстракции эффективно осуществляется также в аппаратах ротационного типа, в которых для контактирования и разделения фаз используются центробежные силы.

На рис. IX-26 изображен колонный дисковый экстрактор, применяемый при очистке масел. Аппарат состоит из ряда секций, образованных в

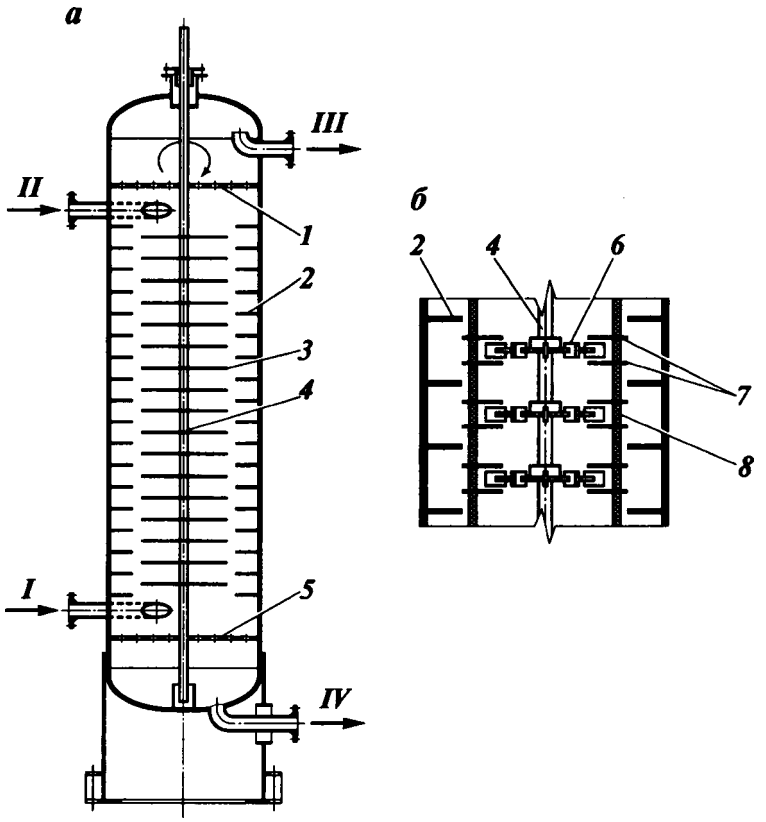


Рис. IX-26. Ротационный дисковый экстрактор:
а — схема ротационного дискового экстрактора; *б* — схема контактной зоны ротационного дискового экстрактора Otto H. York Company, Inc.; *1*, *5* — распределительные решетки; *2* — кольцо статора; *3* — диск ротора; *4* — вал ротора; *6* — лопатки; *7* — горизонтальные кольцевые отбойники; *8* — сетка. Потоки: сырье: *I* — легкая фаза; *II* — растворитель; *III* — легкая фаза; *IV* — тяжелая фаза

вертикальном цилиндрическом корпусе с помощью серии колец статора *2*. Между кольцами статора размещены плоские диски *3*, укрепленные на вращающемся валу *4*. При вращении дисков обеспечивается хорошее контактирование фаз. В целом по аппарату создается противоточное движение легкой и тяжелой фаз.

Для повышения эффективности взаимодействия контактирующих фаз вращающиеся плоские диски могут быть оснащены лопатками *6* (рис. IX-26, *б*). Вращение такой турбинной мешалки осуществляется между двумя горизонтальными кольцевыми отбойниками *7*. При этом жидкость, отбрасываемая лопатками, проходит через слой сетки *8*.

На рис. IX-27 приведен центробежный экстрактор, ротор которого имеет насадку той или иной конструкции, обеспечивающую контактирование тяжелой и легкой фаз в противотоке. Легкая фаза поступает на периферию ротора *4*, а тяжелая — ближе к оси вращения. Под действием центробежных сил тяжелая фаза перемещается в каналах насадки к периферии ротора, а легкая — от периферии к оси вращения. Ввод и вывод обеих

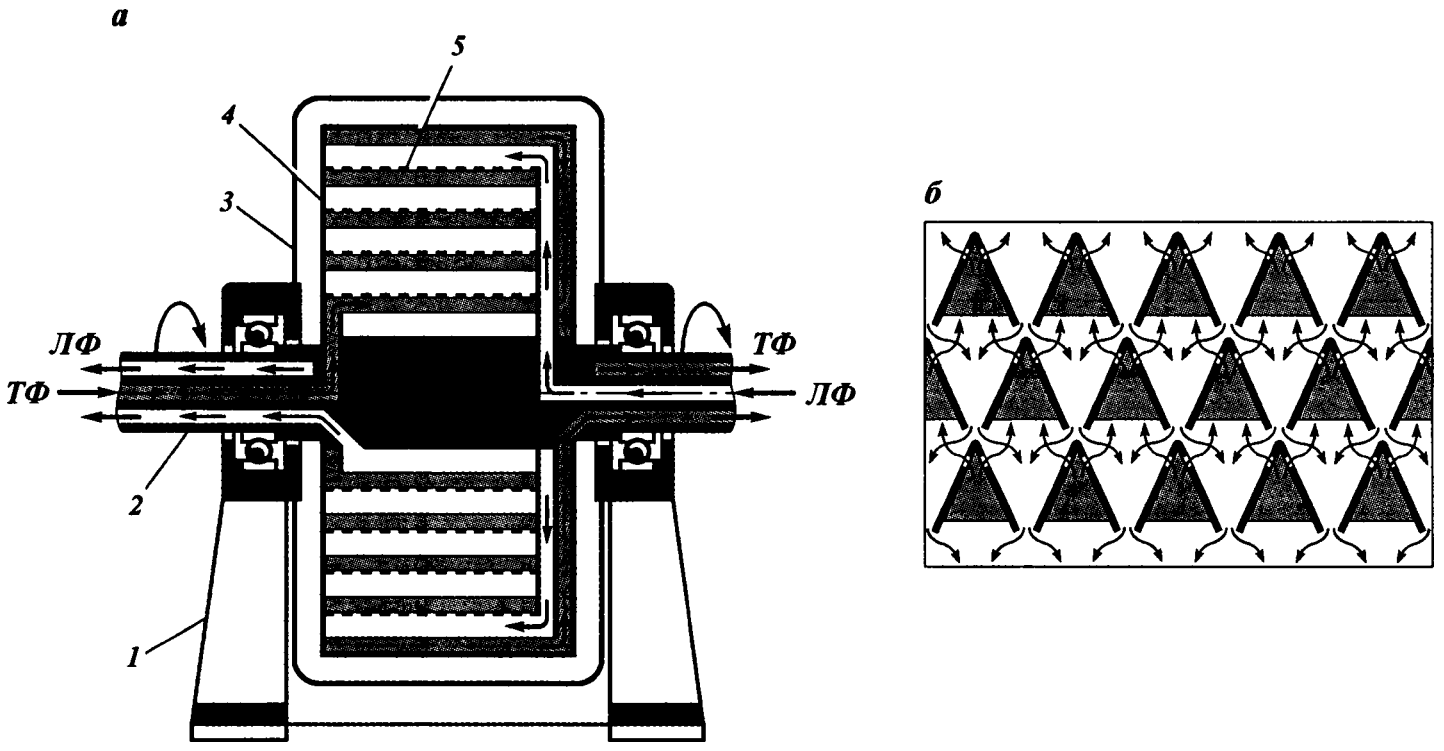


Рис. IX-27. Схема центробежного экстрактора:
а — схема центробежного экстрактора; *б* — схема элемента насадки со струйным истечением; *1* — станина; *2* — вал ротора; *3* — кожух; *4* — ротор; *5* — перфорированные концентрические цилиндры. Потоки: *ЛФ* — легкая фаза; *ТФ* — тяжелая фаза

фаз осуществляется через специальные каналы во вращающемся валу *2*. Оптимальная величина частоты вращения обычно составляет 600–1200 об/мин. В ранних моделях таких экстракторов применяли ленту, навитую в виде спирали (около 30 витков) и образующую каналы прямоугольного сечения для прохода жидкостей. В этих каналах жидкости движутся противотоком и приходят в тесный контакт друг с другом. В экстракторах последних моделей установлены перфорированные концентрические цилиндры *5* с отверстиями или щелями, служащими для прохода обеих жидкостей.

В последние годы в центробежных экстракторах нашла применение насадка со струйным истечением фаз (см. рис. IX-27, *б*), которая характеризуется лучшими показателями по производительности и разделительной способности. Эта насадка состоит из элементов, обеспечивающих сбор и истечение обеих фаз навстречу одна другой. После контактирования фаз они расслаиваются. Легкая фаза собирается в вершинах конусообразных элементов и вытекает через отверстия в противоток тяжелой фазе, истекающей через отверстия в основании конусообразных элементов.

Основным преимуществом центробежных экстракторов является возможность разделения систем, имеющих малую разность плотностей, и жидкостей, склонных к образованию эмульсий. Вследствие очень малой удерживающей способности эти машины применяются в процессах очистки нефтепродуктов, отделения фенола от аммиачных вод коксохимической промышленности, при экстракции урана, очистке растительных масел.

РАСЧЕТ ОСНОВНЫХ РАЗМЕРОВ ЭКСТРАКЦИОННЫХ АППАРАТОВ

При помощи треугольной диаграммы или диаграммы $X–Y$ определяется число теоретических ступеней контакта $N_т$, необходимое для получения продуктов заданного состава. Расчет базируется на допущении о достижении состояния равновесия в каждой ступени. В реальных условиях система обычно не достигает состояния равновесия, поэтому действительное число ступеней $N_д$ экстракции будет большим и определяется по уравнению

$$N_д = N_т / \eta,$$

где η – эффективность контактной ступени, зависящая от типа контактного устройства, скоростей фаз, их физико-химических свойств, гидродинамического режима работы аппарата и других факторов. Для экстракторов типа смеситель-отстойник эффективность контактной ступени составляет $\eta = 0{,}75 \div 0{,}95$, для колонных экстракторов с ситчатыми тарелками $\eta = 0{,}25 \div 0{,}45$.

Расчет размеров экстракторов типа смеситель-отстойник основан на закономерностях процессов *перемешивания* и *отстаивания*, рассмотренных в соответствующих главах.

Для экстракторов колонного типа с насадкой расчет высоты насадки $H_{нас}$ проводят по уравнению

$$H_{нас} = N_т \cdot h_э,$$

где $h_э$ — высота насадки, эквивалентная одной теоретической ступени.

Для большинства экстракционных колонн с насадкой $h_э$ = 1,5÷3 м. Однако в большинстве случаев величину $h_э$ определяют экспериментально.

Общая высота экстракционной колонны определяется с учетом высоты отстойных зон в верхней и нижней частях колонны для рафинатного и экстрактного растворов.

Движение потоков легкой и тяжелой фаз в насадочных экстракционных колоннах характеризуется теми же основными закономерностями, что и для системы пар (газ) — жидкость, которые были рассмотрены ранее. При противоточном движении массообменивающихся потоков с увеличением скорости движения восходящей легкой фазы увеличивается сопротивление движению нисходящей тяжелой фазы, возрастает удерживающая способность насадки, приводящая к явлению подвисания тяжелой фазы и захлебыванию колонны.

Особенность работы таких экстракционных колонн заключается в том, что обе фазы жидкие и поэтому значения вязкости и плотности фаз различаются значительно меньше, чем для системы пар (газ) — жидкость. В соответствии с общими представлениями о противоточном движении двух фаз, развитыми в работах А.Г. Касаткина, А.Н. Плановского, В.В. Кафарова и других исследователей, расчет предельных скоростей фаз в насадочных колонных экстракторах можно проводить по уравнению

$$Y = 1{,}2 \cdot e^{-4X}, \qquad \text{(XI.13)}$$

где

$$Y = \frac{W_c^2 f \rho_л}{g \varepsilon^3 \Delta\rho}\left(\frac{\mu_c}{\mu_в}\right)^{0{,}16}\left(\frac{\sigma_{cд}}{\sigma_{св} - \sigma_{дв}}\right)^{0{,}2};$$

$$X = \left(\frac{G_д}{G_c}\right)^{1/4}\left(\frac{\rho_л}{\rho_т}\right)^{1/8};$$

W_c — скорость движения сплошной фазы, м/с; f — удельная поверхность насадки, м^2/м^3; ε — относительный свободный объем насадки, м^3/м^3; $\rho_т$, $\rho_л$, $\Delta\rho$ — соответственно плотности тяжелой и легкой фаз и их разность, кг/м^3; μ_c, $\mu_в$ — вязкости сплошной фазы и воды, м/Па·с; $\sigma_{cд}$, $\sigma_{св}$, $\sigma_{дв}$ — поверхностные натяжения на границе соответственно сплошной и дисперсной фаз, сплошной фазы и воды, дисперсной фазы и воды, Н/м; $G_д/G_c$ — отношение массовых потоков дисперсной и сплошной фаз.

Обычно для расчета поперечного сечения экстракционной колонны $F_к$ скорость сплошной фазы с некоторым запасом принимают равной 80 % величины, полученной по уравнению (IX.13).

В случае очистки избирательными растворителями площадь поперечного сечения колонны $F_к$ можно определить по уравнению

$$F_к = V / V_{доп},$$

где V — сумма объемов сырья и растворителя, м^3/ч; $V_{доп}$ — допустимая объемная скорость, м^3/(м^2·ч).

В зависимости от конструкции колонного экстрактора и применяемого растворителя обычно величина $V_{доп}$ принимается в пределах 20÷40 м^3/(м^2·ч).

При гидравлическом расчете ситчатых тарелок необходимо определить высоту слоя дисперсной фазы, образующегося на тарелке, если в дисперсном состоянии находится тяжелая фаза, или под тарелкой, если в дисперсном состоянии находится легкая фаза (рис. IX-28). Высота слоя определяется напором, необходимым для прохождения дисперсной фазы через тарелку *1*. Без учета смачиваемости величину h можно определить как сумму следующих сопротивлений:

$$h = h_1 + h_2 + h_3,$$

где h_1 — напор, затрачиваемый на преодоление сопротивлений при тече-

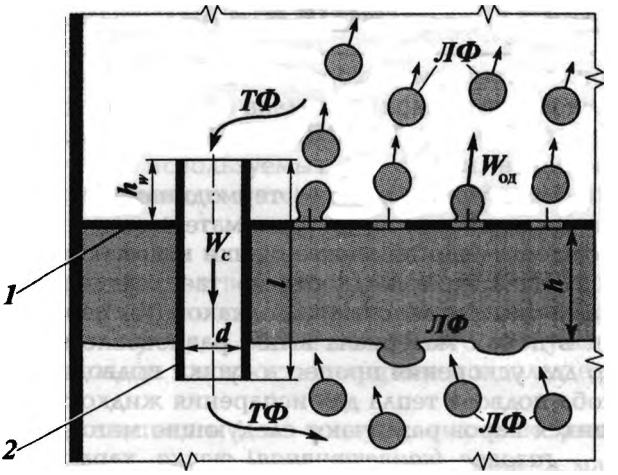


Рис. IX-28. Схема ситчатой тарелки экстракционной колонны:
1 – ситчатая тарелка; *2* – переливной патрубок. Потоки: *ЛФ* – легкая фаза; *ТФ* – тяжелая фаза

нии дисперсной фазы сквозь тарелку, м; h_2 – напор, затрачиваемый на трение при движении сплошной фазы в переливных патрубках, м; h_3 – потеря напора на сжатие и расширение сплошной фазы при прохождении через переливные патрубки, м.

Величины сопротивлений определяются по уравнениям

$$h_1 = \frac{W_{oA}^2}{2gC^2} \cdot \frac{\rho_A}{\Delta\rho};$$

$$h_2 = \lambda \frac{l}{d} \cdot \frac{W_c^2}{2g} \cdot \frac{\rho_c}{\Delta\rho};$$

$$h_3 = \frac{1{,}5W_c^2}{2g} \cdot \frac{\rho_c}{\rho_A},$$

где W_{oA} – скорость движения дисперсной фазы через отверстия тарелки, м/с; W_c – скорость движения потока сплошной фазы в переливных патрубках, м/с; C – коэффициент скорости при истечении, $C = 0{,}5 \div 0{,}7$; λ – коэффициент трения при движении потока в трубе; ρ_A, ρ_c, $\Delta\rho$ – соответственно плотности дисперсной и сплошной фаз и их разность, кг/м^3.

Уровень жидкости h под тарелкой не должен опускаться ниже нижнего обреза переливных патрубков, т.е. должно выполняться условие (см. рис. IX-28)

$$h \le l - h_w.$$

ГЛАВА X СУШКА

ОСНОВНЫЕ ПРЕДСТАВЛЕНИЯ О СУШКЕ

Сушка — термодинамический, диффузионный процесс удаления жидкости из твердых материалов путем ее испарения. Аппараты для осуществления процесса сушки называются *сушилками.*

Испарение жидкости из твердого материала может происходить при различных температурах, однако если парциальное давление паров жидкости в порах материала выше равновесного давления в окружающей среде, то для ускорения процесса сушки подводится тепло. В зависимости от способа подвода тепла для испарения жидкости и способа удаления образовавшихся паров различают следующие методы сушки:

газовая (конвективная) сушка, характеризующаяся непосредственным контактом высушиваемого материала с потоком нагретого газа (воздух, топочные газы, азот и т.п.), который сообщает тепло, одновременно поглощая и унося с собой образовавшиеся пары;

контактная (кондуктивная) сушка, при которой тепло сообщается высушиваемому материалу каким-либо теплоносителем, действующим через поверхность нагрева, чаще всего используется насыщенный водяной пар, который при этом конденсируется. При контакте с поверхностью теплообмена (плоская стенка, трубный пучок и т.п.) высушиваемый материал нагревается. Испарившаяся жидкость уходит из материала в виде паров (например, пары растворителя), которые удаляются из сушилки и могут быть направлены на конденсацию и затем возвращены в технологический цикл. В контактных сушилках часто создают вакуум, что позволяет ускорить процесс сушки и проводить его при меньшей температуре высушиваемого материала, т.е. при увеличенной разности температур между теплоносителем и высушиваемым материалом;

радиационная сушка, реализуемая путем передачи тепла инфракрасным излучением. Этот способ используют для высушивания тонколистовых материалов и лаковых покрытий;

диэлектрическая сушка, при которой материал высушивается в поле тока высокой частоты. Такой способ применяется для сушки толстолистовых материалов, он позволяет регулировать температуру не только на его поверхности, но и в глубине материала;

сублимационная сушка, при которой влага из предварительно замороженного состояния, минуя жидкое, переходит в парообразное состояние. Процесс осуществляется при глубоком вакууме и низких температурах.

В процессах нефтегазопереработки наиболее часто приходится иметь дело с газовой сушкой влажных материалов нагретым воздухом или горячими дымовыми газами и контактной сушкой, поэтому дальнейшее изложение материала ведется применительно к этим случаям сушки. Рассмотренные далее основные закономерности могут быть применены и при удалении других жидкостей из твердых материалов.

В данной главе не рассмотрены также некоторые специальные случаи удаления влаги из газов и жидкостей, на практике называемые "*осушкой*", поскольку они представляют другие процессы: *абсорбцию* (осушка газов растворами диэтиленгликоля и триэтиленгликоля); *адсорбцию* (осушка газов силикагелем); *центробежное* или *электрическое осаждение* капель воды (осушка масел).

ФИЗИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА ВЛАЖНОГО ВОЗДУХА

Для расчета воздушных сушилок необходимо знать основные характеристики влажного воздуха (смесь воздуха с водяными парами): температуру, относительную влажность, влагосодержание, энтальпию. Температура воздуха или дымовых газов, используемых для сушки, выбирается в зависимости от свойств высушиваемого материала и может изменяться в широких пределах.

Относительной влажностью воздуха φ называется отношение массы водяного пара, фактически находящегося в воздухе, к массе насыщенного водяного пара, который мог бы быть в данном объеме при той же температуре. Эта величина изменяется от нуля для абсолютно сухого воздуха до 100 % (или единицы, если относительная влажность измеряется в долях единицы) для насыщенного.

Масса водяного пара, содержащегося в 1 $м^3$ воздуха, численно равна плотности водяного пара $\rho_п$, находящегося в перегретом состоянии, а максимально возможное его содержание равно плотности насыщенного пара $\rho_н$ при данной температуре воздуха. Следовательно,

$$\varphi = \rho_п / \rho_н.$$

Из уравнения состояния газов следует, что

$$\rho_п = \frac{p_п}{RT} \quad \text{и} \quad \rho_н = \frac{P_н}{RT},$$

откуда

$$\varphi = p_п / P_н. \qquad (X.1)$$

Относительная влажность является показателем работоспособности воздуха при сушке: чем больше величина φ отличается от единицы, тем больше влаги может перейти из высушиваемого материала в воздух. При φ = 100 % воздух полностью насыщен и влага больше не может испаряться в воздух. При нагревании и охлаждении воздуха величина φ изменяется вследствие изменения величины $P_н$ при изменении температуры [см. уравнение (X.1)].

Характерным параметром влажного воздуха является его *влагосодержание* x, т.е. масса влаги в килограммах, приходящаяся на один килограмм сухого воздуха (кг/кг сухого воздуха). Эта характеристика не изменяется при нагревании и охлаждении воздуха.

В соответствии с уравнением состояния газов можно записать следующие выражения:

для водяного пара

$$\rho_п V = 47{,}1TG_п,$$

для сухого воздуха в том же объеме V

$$\rho_в V = 29{,}3TG_в.$$

Отсюда массы водяного пара и воздуха в объеме V будут равны

$$G_{п} = \frac{p_{п}V}{47,1\ T} \quad \text{и} \quad G_{в} = \frac{p_{в}V}{29,3T}.$$

Согласно определению влагосодержания, исходя из вышеприведенных уравнений, получим

$$x = \frac{G_{п}}{G_{в}} = \frac{29,3}{47,1} \cdot \frac{\rho_{п}}{\rho_{в}} = 0,622\frac{\rho_{п}}{\rho_{в}}. \qquad (X.2)$$

Поскольку общее давление системы π равно сумме парциальных давлений водяного пара $p_{п} = \varphi\ P_{н}$ и сухого воздуха $p_{в}$, уравнение (X.2) можно записать следующим образом:

$$x = 0,622\frac{p_{п}}{\pi - p_{п}} = 0,622\frac{\varphi P_{н}}{\pi - \varphi P_{н}}. \qquad (X.3)$$

Плотность влажного воздуха определяют из выражения

$$\rho_{вл.в} = \rho_{в}(1 + x).$$

Энтальпию влажного воздуха H, отнесенную к 1 кг сухого воздуха при температуре t (за начало отсчета принята температура 0 °С), определяют по уравнению

$$H = C_{в}t + xH', \qquad (X.4)$$

где $C_{в}$ — средняя теплоемкость сухого воздуха в интервале температур от 0 до t; H' — энтальпия водяного пара.

При температурах до 250—300 °С средняя теплоемкость воздуха может быть принята равной $C_{в}$ = 1 Дж/(кг·°С), или 0,24 ккал/(кг·°С). В этих же пределах температур можно с достаточной точностью считать

$$H' = 595 + 0,46\ t.$$

С учетом этого энтальпия влажного воздуха (в ккал/кг) может быть определена по следующему уравнению:

$$H = 0,24t + x(595 + 0,46t).$$

РАВНОВЕСНАЯ ВЛАЖНОСТЬ И ВИДЫ СВЯЗИ ВЛАГИ С МАТЕРИАЛОМ

Практически любой твердый материал способен поглощать влагу из окружающей среды или отдавать ее окружающей среде. Это зависит от соотношения величин давления водяного пара во влажном материале $p_{м}$, обусловленного присутствием влаги и температурой, и парциальным давлением водяного пара $p_{п}$ в окружающей среде. Процесс сушки протекает при условии, что $p_{м} > p_{п}$. Если $p_{п} > p_{м}$, то материал будет поглощать влагу.

Давление водяного пара во влажном материале $p_{м}$ зависит от влажности материала, температуры и вида связи влаги с материалом. При увеличении температуры и влажности материала величина $p_{м}$ возрастает.

Влажность материала называется равновесной, если этой влажности отвечает условие $p_м = p_п$. В этом случае достигается равновесие процессов испарения и поглощения влаги и процесс сушки прекращается.

По характеру связи влаги с твердым материалом различают следующие виды влаги:

поверхностная — влага, находящаяся на поверхности твердого материала и в порах крупных частиц;

капиллярная — влага, находящаяся в мелких порах, образующих капилляры;

адсорбционно-химическая — влага, связанная с твердым материалом за счет адсорбции или химического взаимодействия;

набухания — влага, поглощенная телами, имеющими клеточную структуру.

Поверхностная влага испаряется с поверхности твердого материала, как со свободной поверхности воды.

Капиллярная влага связана с твердым материалом более прочно, чем поверхностная, и имеет меньшую величину $p_м$. Адсорбционно-химическая влага и влага набухания характеризуются еще меньшим значением $p_м$, поэтому они наиболее трудно поддаются удалению.

При сушке влажность материала может быть снижена настолько, что давление водяного пара в материале станет меньше, чем в атмосферном воздухе. Такой материал называется *гигроскопическим*. Он способен поглощать влагу из воздуха и должен храниться в упаковке, исключающей его контакт с атмосферным воздухом.

МАТЕРИАЛЬНЫЙ И ТЕПЛОВОЙ БАЛАНСЫ ПРОЦЕССА СУШКИ

Установка для сушки атмосферным воздухом (рис. X-1) состоит из подогревателя воздуха (калорифера), в котором воздуху сообщается тепло $Q_{кал}$, и сушилки. В калорифере воздух нагревается от температуры t_0 до температуры $t_1 > t_0$. В результате другие параметры воздуха изменяются следующим образом: $\varphi_1 < \varphi_0$, $H_1 > H_0$, а $x_1 = x_0$ согласно определению этих параметров.

В сушилке воздух отдает часть своего тепла на испарение влаги массой W, которая затем удаляется из сушилки вместе с воздухом. Кроме того, тепло воздуха расходуется на нагрев от температуры $t_н$ до температуры $t_к$ высушиваемого материала, поступающего на сушку в количестве $G_н$ и уходящего в количестве $G_к$, на нагрев транспортных устройств массой $G_т$ (ленты, вагонетки и т.п.), а также на потери в окружающую среду $Q_{пот}$. В сушилку может вводиться также дополнительно тепло $Q_{доб}$ через поверхность нагрева.

Параметры уходящего из сушилки воздуха отвечают следующим неравенствам: $x_2 > x_1$, $t_2 < t_1$, $\varphi_2 > \varphi_1$. Обычно $H_2 < H_1$. Хотя могут быть и

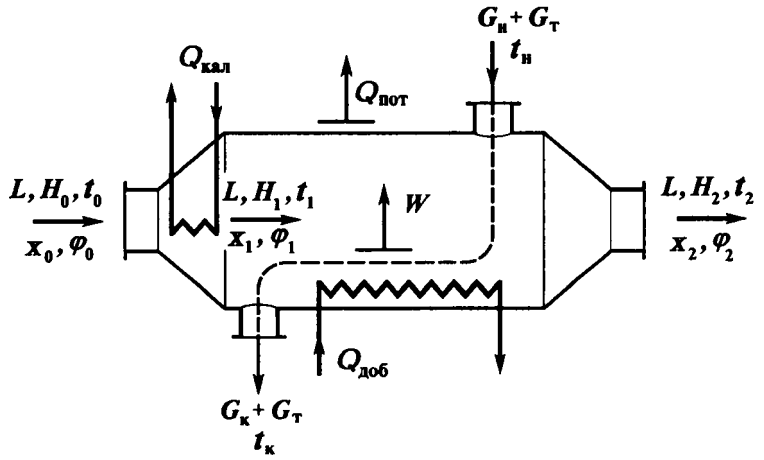


Рис. X-1. Схема к составлению материального и теплового балансов сушки воздухом

случаи, когда $H_2 \geq H_1$, если сообщается большое количество добавочного тепла $Q_{доб}$.

Материальный баланс для влажного материала можно записать в следующем виде:

$$G_н = G_к + W.$$

Если обозначить через ω относительную влажность материала, то массу абсолютно сухого материала $G_с$ можно выразить через начальное и конечное состояния высушиваемого материала:

$$G_н = G_с + W_н$$

или

$$G_с = G_н - W_н = G_н\left(1 - \omega_н\right). \qquad (X.5)$$

Соответственно

$$G_к = G_с + W_к$$

или

$$G_с = G_к - W_к = G_к\left(1 - \omega_к\right). \qquad (X.6)$$

Отсюда

$$G_к = \frac{G_с}{1 - \omega_к} = G_н \frac{1 - \omega_н}{1 - \omega_к}. \qquad (X.7)$$

Из уравнения (X.7) можно определить выход высушиваемого продукта $G_к$.

Массу испарившейся влаги W можно найти из следующего выражения:

$$W = G_{н} \frac{\omega_{н} - \omega_{к}}{1 - \omega_{к}}. \qquad (X.8)$$

Кроме того, можно составить баланс влаги в воздухе. Масса влаги, вводимой в сушилку с воздухом, составляет $Lx_1 = Lx_0$; к ней добавляется масса влаги W и тогда масса влаги в уходящем из сушилки воздухе будет равна

$$Lx_2 = Lx_0 + W.$$

Отсюда

$$L = \frac{W}{x_2 - x_0}. \qquad (X.9)$$

Разделив обе части уравнения (X.9) на W, получим удельный расход воздуха l, т.е. массу воздуха, необходимую для удаления 1 кг влаги

$$l = \frac{L}{W} = \frac{1}{x_2 - x_0}. \qquad (X.10)$$

Рассмотрим тепловой баланс сушилки. Тепло вносится в сушилку нагретым воздухом, влажным материалом, транспортными средствами и в виде добавочного тепла. Из сушилки тепло уносится уходящим воздухом, высушенным материалом, транспортными средствами и теряется в окружающую среду.

Уравнение теплового баланса имеет вид:

$$LH_1 + G_{н}C_{м.н}t_{н} + G_{т}C_{т}t_{н} + Q_{доб} = LH_2 + G_{к}C_{м.к}t_{к} + G_{т}C_{т}t_{к} + Q_{пот}, \qquad (X.11)$$

где $C_{м}$ — теплоемкость влажного материала, определяемая по уравнению

$$C_{м} = (1 - \omega)C_0 + \omega \cdot 1,$$

где C_0 — теплоемкость абсолютно сухого материала.

Приход тепла с поступающим материалом можно представить следующим образом:

$$G_{н}C_{м.н}t_{н} = G_{к}C_{м.к}t_{к} + W \cdot 1 \cdot t_{н}. \qquad (X.12)$$

С учетом уравнений (X.11) и (X.12) тепловой баланс можно записать в следующем виде:

$$L(H_1 - H_2) = G_{к}C_{м.к}(t_{к} - t_{н}) + G_{т}C_{т}(t_{к} - t_{н}) + Q_{пот} - (Q_{доб} + Wt_{н}). \qquad (X.13)$$

В левой части уравнения (X.13) находится тепло, которое отдается нагретым воздухом в сушилке и расходуется на нагрев материала

$$Q_{м} = G_{к}C_{м.к}(t_{к} - t_{н}),$$

нагрев транспортных средств

$$Q_т = G_т C_т \left(t_к - t_н\right),$$

восполнение потерь тепла в окружающую среду; оно частично компенсируется добавочным теплом $Q_{доб}$ и начальным теплосодержанием влаги в материале $Q_W = Wt_н$.

Уравнение (X.13) запишется в следующем виде:

$$L\left(H_1 - H_2\right) = Q_м + Q_т + Q_{пот} - \left(Q_{доб} + Q_W\right). \qquad (X.14)$$

Разделим левую и правую части уравнения (X.14) на W и обозначим стоящие в правой части величины через q с соответствующим индексом:

$$l = \frac{L}{W}; \quad q_м = \frac{Q_м}{W}; \quad q_т = \frac{Q_т}{W}; \quad q_{пот} = \frac{Q_{пот}}{W}; \quad q_{доб} = \frac{Q_{доб}}{W}; \quad q_W = \frac{Q_W}{W},$$

тогда уравнение теплового баланса можно записать следующим образом:

$$l\left(H_1 - H_2\right) = q_м + q_т + q_{пот} - \left(q_{доб} + q_W\right) \qquad (X.15)$$

или

$$\frac{1}{x_2 - x_0}\left(H_1 - H_2\right) = q_м + q_т + q_{пот} - \left(q_{доб} + q_W\right). \qquad (X.16)$$

Начальные параметры воздуха t_0 и φ_0 принимаются по справочным метеорологическим данным, соответствующим данному географическому пункту. Затем по величине t_0, используя справочные таблицы свойств насыщенного водяного пара, по уравнению (X.3) находят начальное влагосодержание воздуха x_0, поступающего в сушильную установку. Далее, выбрав наивысшую температуру сушки t_1 и учитывая, что $x_1 = x_0$, по уравнению (X.4) находят энтальпию H_1 поступающего в сушилку воздуха. Затем по уравнению (X.16) определяют величины x_2 и t_2, при этом одной из этих величин приходится задаваться. Обычно задаются величиной температуры уходящего воздуха t_2, используя данные о работе сушилок соответствующего назначения. При известной температуре t_2 из уравнения (X.16) определяют величину x_2. Если полученное влагосодержание x_2 и соответствующая ему относительная влажность φ_2 имеют желательные величины, то по уравнению (X.10) определяют удельный l и затем полный L расходы воздуха и количество тепла, сообщаемое в калорифере:

$$Q_{кал} = L\left(H_1 - H_2\right).$$

Полученная величина $Q_{кал}$ служит для определения расхода теплоносителя и теплообменной поверхности калорифера.

Расчет основных параметров процесса сушки может быть выполнен также с использованием H–x диаграммы влажного воздуха.

ДИАГРАММА *H–x* ДЛЯ ВЛАЖНОГО ВОЗДУХА

Диаграмма *H–x* (энтальпия – влагосодержание влажного воздуха), предложенная Л.К. Рамзиным, приведена на рис. X-2. Диаграмма построена в косоугольных координатах: на оси ординат отложена энтальпия воздуха *H*, на оси абсцисс, проведенной под углом 135° к оси ординат, – влагосодержание воздуха *x*.

Величины *x*, отложенные на оси абсцисс, спроектированы на вспомогательную горизонтальную ось. Поэтому линии $x = \text{const}$ на диаграмме вертикальные, а линии $H = \text{const}$ наклонены к оси ординат под углом 45°.

Для построения изотерм на диаграмме используется уравнение (X.4), которое при постоянной температуре *t* представляет собой уравнение прямой линии в координатах *H–x*.

Для построения линий $\varphi = \text{const}$ используется уравнение (X.3). При относительной влажности φ задаются рядом температур, для которых определяют давление насыщенного водяного пара (по таблицам) и соответствующие влагосодержания. По полученным данным для соответствующих *x* и *t* строят линии $\varphi = \text{const}$, которые на диаграмме представляют расходящийся пучок выпуклых кривых, проходящих через начало координат.

На диаграмме *H–x*, приведенной на рис. X-2 для случая, когда общее давление в системе равно атмосферному, кривые $\varphi = \text{const}$ заканчиваются при пересечении с изотермой 99,4 °С и далее проведены вертикально вверх.

Указанная изотерма соответствует температуре кипения воды при атмосферном давлении; при этой и более высокой температуре параметр "относительная влажность" теряет смысл, так как при таком давлении смеси воздуха с водяным паром могут существовать в любых соотношениях.

При помощи диаграммы *H–x* можно по любым двум заданным параметрам влажного воздуха найти точку, соответствующую данному состоянию воздуха, и определить остальные два параметра. Например, при температуре воздуха $t = 50$ °С и относительной влажности $\varphi = 70$ % определяют точку *A* (рис. X-3), для которой находят влагосодержание $x = 0{,}0608$ кг влаги/кг сухого воздуха и энтальпию $H = 207{,}25$ кДж/кг сухого воздуха.

Рабочим полем диаграммы является область, лежащая выше кривой $\varphi = 100$ % (насыщенный влагой воздух).

С помощью диаграммы *H–x* легко графическим путем определить точку росы и предел охлаждения воздуха в изоэнтальпийных условиях.

Точкой росы называют ту температуру, охлаждаясь до которой при постоянном влагосодержании воздух достигнет полного насыщения водяными парами, и происходит конденсация водяных паров, содержащихся в газе или воздухе.

На рис. X-4 приведено графическое построение точки росы *B* для воздуха с начальными параметрами, отвечающими точке *A*. Точка росы определяется как изотерма t_p, проходящая через точку пересечения *B* линии $\varphi = 100$ % и влагосодержания x_1.

Температура мокрого термометра. При изотермическом взаимодействии воздуха с влажным материалом воздух будет охлаждаться, отдавая свое тепло материалу и одновременно пополняя свою энтальпию за счет энтальпии водяных паров, переходящих из влажного материала в воздух. В этих

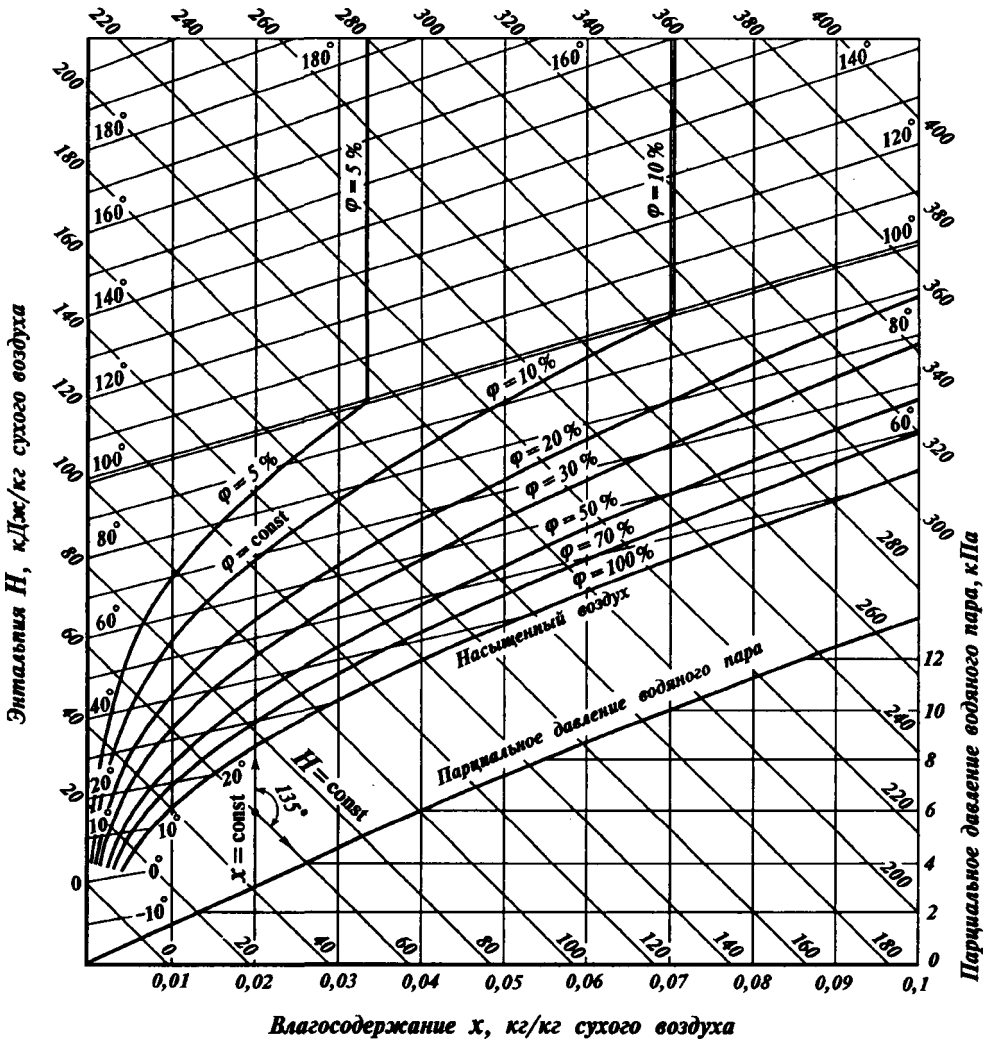


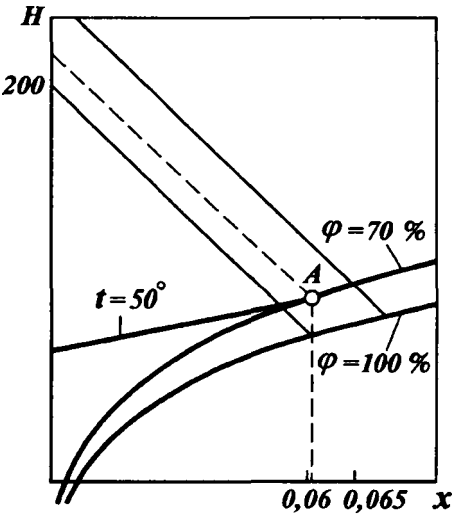
Рис. X-2. Диаграмма $H - x$ для влажного воздуха

условиях температура понижается, а энтальпия остается постоянной. Этот изоэнтальпийный процесс будет протекать до полного насыщения воздуха водяными парами, т.е. до температуры, при которой $\varphi = 100$ %. На диаграмме H–x (рис. X-5) из точки A проводят линию $H = \text{const}$ до пересечения в точке B с линией $\varphi = 100$ %. Изотерма $t_{м.т}$, проходящая через точку B, соответствует пределу охлаждения воздуха в изоэнтальпийных условиях и называется *температурой мокрого термометра*.

Потенциалом сушки ε называется разность между температурой воздуха $t_в$ и температурой мокрого термометра $t_{м.т}$

$$\varepsilon = t_в - t_{м.т}.$$

Рис. X-3. Определение параметров влажного воздуха с помощью диаграммы $H - x$ по двум заданным параметрам



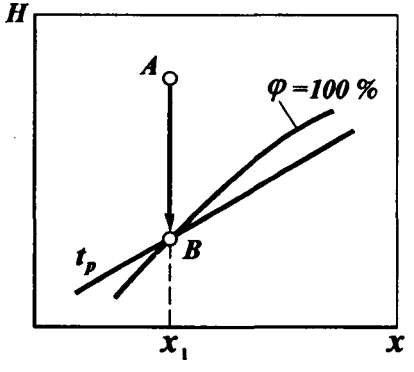


Рис. X-4. Определение точки росы на диаграмме $H - x$

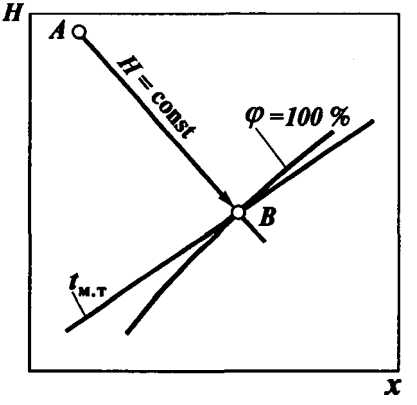


Рис. X-5. Определение температуры мокрого термометра на диаграмме $H - x$

Потенциал сушки характеризует способность воздуха поглощать влагу из материала. Чем больше потенциал сушки, тем выше скорость испарения влаги из материала. При полном насыщении воздуха влагой $t_в = t_{м.т}$ потенциал сушки є становится равным нулю.

ОПРЕДЕЛЕНИЕ РАСХОДА ВОЗДУХА И ТЕПЛА НА СУШКУ ПО ДИАГРАММЕ H–x

На диаграмме H–x процесс сушки представляется следующим образом (рис. X-6). Воспользовавшись справочными данными, наносим на диаграмму точку A, характеризующую состояние поступающего в калорифер воздуха — его температуру t_0 и относительную

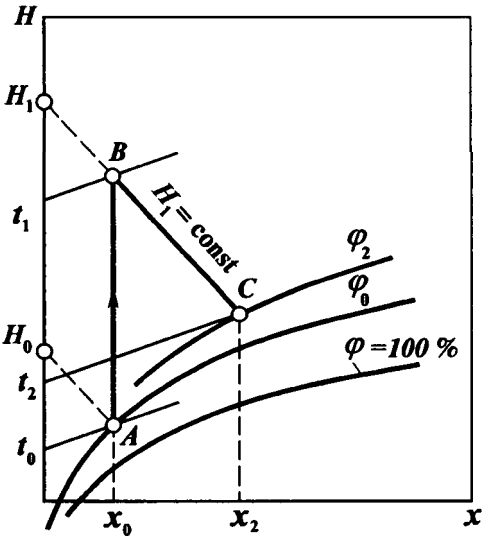


Рис. X-6. Графическое представление процесса теоретической сушки на диаграмме $H - x$

влажность φ_0. Этим параметрам соответствует влагосодержание воздуха x_0.

Процесс подогрева воздуха в калорифере от температуры t_0 до температуры t_1 характеризуется неизменным влагосодержанием воздуха $x_0 = x_1$ и изображается на диаграмме вертикальной прямой AB, точка B которой отвечает изотерме t_1.

Чтобы представить дальнейшее изменение состояния воздуха в процессе прямой сушки, обратимся к уравнению (X.15), записав его сокращенно в следующем виде:

$$l(H_1 - H_2) = \Delta \ , \qquad \text{(X.17)}$$

где Δ — удельные затраты тепла.

При отсутствии подвода дополнительного тепла в сушилку, когда $Q_{доб} = 0$, обычно имеем $q_м + q_т + q_{пот} > q_W$, т.е. $\Delta > 0$, а энтальпия уходящего из сушилки воздуха меньше энтальпии поступающего воздуха ($H_2 < H_1$).

Если в сушилку подводится дополнительное тепло $Q_{доб}$, то может оказаться, что $q_м + q_т + q_{пот} < q_{доб} + q_W$, т.е. $\Delta < 0$, а энтальпия воздуха, уходящего из сушилки, повышается ($H_2 > H_1$).

Можно подобрать такие условия сушки, при которых $q_м + q_т + q_{пот} = q_{доб} + q_W$, т.е. $\Delta = 0$ и $H_1 = H_2 = \text{const}$.

Сушка, при которой энтальпия воздуха в сушилке не меняется, называется *теоретической*.

Возможность осуществления такого процесса сушки заключается в том, что тепло, отдаваемое при охлаждении воздуха от температуры t_1 до температуры t_2 и обеспечивающее испарение влаги, вновь возвращается к нему с парами влаги, которые смешиваются с воздухом.

На диаграмме H–x процесс теоретической сушки представляется прямой H = const, идущей из точки B (см. рис. X-6) направо вниз, в сторону больших влагосодержаний воздуха. Заканчивается эта линия в точке C на изотерме t_2 или на линии φ_2 в зависимости от заданного параметра уходящего из сушилки воздуха. Абсцисса точки C определяет влагосодержание уходящего воздуха x_2. Зная x_2 и x_0, по уравнению (X.10) определяют удельный расход воздуха l, его расход $L = lW$ и количество подводимого в калорифер тепла $Q_{кал} = L\left(H_1 - H_0\right)$. Все используемые при расчетах величины (x_0, x_2, H_0, H_1) определяются по диаграмме H–x.

В тех случаях, когда $\Delta \neq 0$, точка C должна лежать выше или ниже линии H = const, отвечающей теоретической сушке.

Предположим (рис. X-7), что точка C соответствует состоянию уходящего из сушилки воздуха при $\Delta > 0$, т.е. $H_1 < H_2$. Соединим точку C с точкой B и на линии BC возьмем произвольную точку C_1. Проведя горизонтальные и вертикальные прямые, получим точки D, D_1 и E, E_1. Из подобия соответствующих треугольников получим:

$$\frac{CE}{CD} = \frac{C_1E_1}{C_1D_1}.$$

Так как в точке E энтальпия воздуха равна H_1, а в точке C – H_2, то соответствующие отрезки будут равны $CE = H_1 - H_2$ и $DC = x_2 - x_0$. Следовательно,

$$\frac{CE}{CD} = \frac{H_1 - H_2}{x_2 - x_0}.$$

С другой стороны, из уравнений (X.10) и (X.17) имеем

$$\frac{H_1 - H_2}{x_2 - x_0} = \Delta,$$

т.е.

$$\frac{CE}{CD} = \Delta = \frac{H_1 - H_2}{x_2 - x_0}.$$

Если координаты точки C_1 обозначим через x и H, то отрезки $C_1E_1 = H_1 - H$ и $C_1D_1 = x - x_0$. Отсюда получим следующее соотношение:

$$\frac{CE}{CD} = \frac{C_1E_1}{C_1D_1} = \Delta = \frac{H_1 - H_2}{x_2 - x_0} = \frac{H_1 - H}{x - x_0}$$

или

$$H_1 - H = \Delta\left(x - x_0\right).$$

Следовательно, линия сушки BC связывает величину Δ с начальными параметрами воздуха H_1 и x_0 и текущими координатами H и x.

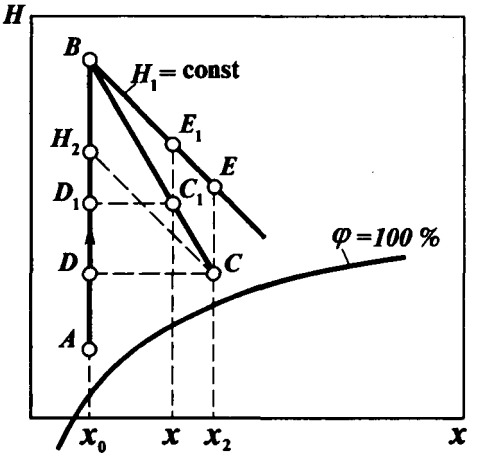


Рис. X-7. Построение рабочей линии сушки на диаграмме $H - x$

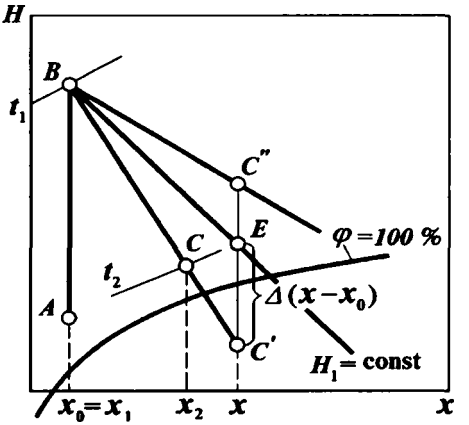


Рис. X-8. Определение линии сушки на диаграмме $H - x$

Основываясь на этом, можно найти направление линии сушки для любого случая.

Для этого (рис. X-8) из произвольной точки E, лежащей на линии H_1 = = const и проходящей через точку B, находящуюся на изотерме t_1, откладываем вниз (при $\Delta > 0$) отрезок EC', равный $\Delta\left(x - x_0\right)$. Соединив точку C' с точкой B, получим направление линии сушки. Точка C, находящаяся на линии сушки, отвечает действительному состоянию уходящего воздуха и определяется одним из его параметров, обычно t_2 или φ_2. Абсцисса точки C соответствует влагосодержанию уходящего воздуха x_2.

Если $\Delta < 0$, то вверх от точки E откладываем отрезок EC'', равный $\Delta\left(x_2 - x_0\right)$. Тогда линией сушки будет прямая BC''.

При расчете газовых сушилок, работающих на дымовых газах, можно пользоваться диаграммой H–x, построенной для высоких температур, поскольку разница энтальпий дымовых газов и нагретого до высоких температур воздуха невелика и, как правило, не превышает 1 %. В этом случае на диаграмме H–x будет отсутствовать линия подогрева дымовых газов AB. Построение начинают с точки B, положение которой определяется температурой дымовых газов t_1 и их влагосодержанием x_1 (или энтальпией H_1) на входе в сушилку.

Сравнивая газовые и воздушные сушилки, необходимо учитывать, что вследствие более высокой температуры дымовых газов их влагоемкость значительно больше влагоемкости воздуха и расход топлива в воздушных сушилках больше, чем при работе на дымовых газах. Кроме того, воздушная сушилка нуждается в установке калорифера, что удорожает стоимость установки. Поэтому сушка дымовыми газами оказывается обычно экономичнее воздушной, особенно в случае использования отходящих дымовых газов котельных, трубчатых печей и т.п.

Однако при сушке топочными газами есть опасность загрязнения высушиваемого материала золой, сажей, сернистым ангидридом.

Если материал может окисляться кислородом воздуха, то сушку осуществляют в нейтральной среде, используя азот, двуокись углерода и другие газы.

КИНЕТИКА ГАЗОВОЙ СУШКИ

Сушка представляет собой нестационарный массообменный процесс, скорость которого меняется в ходе процесса. Типичная кривая зависимости относительного влагосодержания материала (отношение массы влаги к массе сухого материала) от продолжительности сушки приведена на рис. X-9.

При построении такой кривой образцы высушиваемого материала, влажность которых известна, взвешивают через короткие промежутки времени. Режим сушки поддерживают постоянным, сохраняя скорость подачи, температуру и влажность нагретого воздуха. На основании полученных данных строят кривую зависимости влагосодержания материала от продолжительности сушки. Обычно влагосодержание материала понижается сначала равномерно (участок *AB*), а затем замедленно.

Чтобы характеризовать интенсивность сушки, пользуются показателем скорости сушки C [кг/(м^2·с)], под которым понимают массу влаги, удаляемой с единицы поверхности высушиваемого материала в единицу времени, т.е.

$$C = \frac{dW}{Fd\tau}.$$

Имея кинетическую кривую сушки (см. рис. X-9), величину $dW/d\tau$ можно найти графическим дифференцированием, проводя касательные к кривой в различных точках и измеряя их наклон, например, $m = 0a/0b$ для точки B'. При известных значениях поверхности образца F и его массе G_c можно вычислить значение $C = mG_c/(F \cdot 60)$.

Типичная кривая скорости сушки представлена на рис. X-10. Общую продолжительность сушки можно разделить на четыре периода. Начальный, обозначенный через τ_1, соответствует разогреву материала. Затем наступает период постоянной скорости сушки продолжительностью τ_2, который сменяется периодом равномерно падающей скорости сушки, обозначенным через τ_3. В конце обычно наблюдается период τ_4

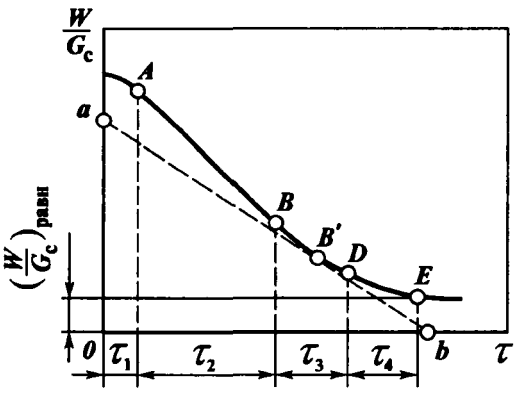


Рис. X-9. Кинетическая кривая сушки материала

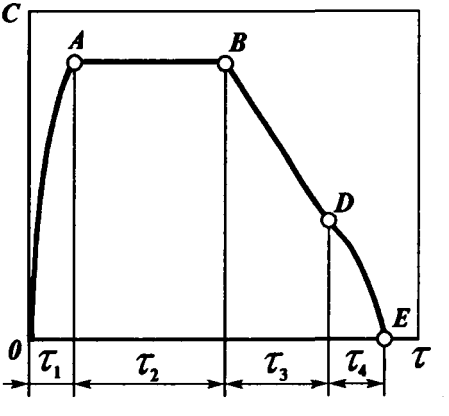


Рис. X-10. Кривая скорости сушки

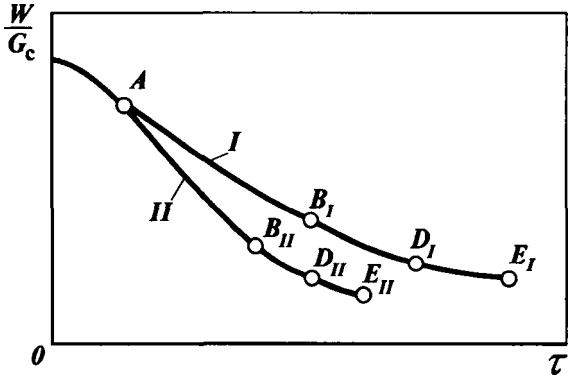


Рис. X-11. Варианты (*I*, *II*) кривых сушки одного и того же материала

неравномерно падающей скорости сушки. Для некоторых материалов те или иные периоды могут отсутствовать.

Постоянная скорость сушки наблюдается в тех случаях, когда убыль влаги с поверхности материала успевает компенсироваться поступлением ее из внутренних слоев материала. В этом случае скорость сушки лимитируется процессом массоотдачи — переходом влаги с поверхности материала в поток газа.

При дальнейшем снижении содержания влаги в материале скорость сушки будет лимитироваться скоростью передачи влаги к поверхности материала за счет массопроводности. При достижении равновесной с газовой фазой влажности скорость сушки уменьшится до нуля.

При использовании кривых сушки, полученных в лабораторных условиях, следует иметь в виду, что даже для одного и того же материала они справедливы лишь в узких пределах условий проведения опыта. Так, например, при сушке одного и того же материала можно получить различные кривые сушки *I* и *II* (рис. X-11), если будут различаться ее температуры, скорости подачи и влагосодержание воздуха, а также размеры образцов.

КОНСТРУКЦИИ ГАЗОВЫХ СУШИЛОК

В нефтегазопереработке встречаются разнообразные конструкции сушилок, многие из которых предназначены для сушки конкретных материалов и встречаются лишь в виде единичных установок. Вместе с тем ряд конструкций получил широкое применение, некоторые из которых рассмотрены ниже.

Ленточные сушилки (рис. X-12) предназначены для непрерывной сушки горячим воздухом сыпучих (зернистых, гранулированных, волокнистых) взрыво- и пожаробезопасных нетоксичных продуктов с начальной влажностью до 75 %.

Типовая конструкция сушилок этого вида представляет собой прямоугольный короб, разделенный по длине на секции (от 3 до 10), а по ширине на два коридора. В правом (по ходу продукта) коридоре размещен непрерывный транспортный конвейер (лента), на котором перемещается продукт, подлежащий сушке. В левом коридоре расположены паровые калориферы, циркуляционные вентиляторы и газоходы.

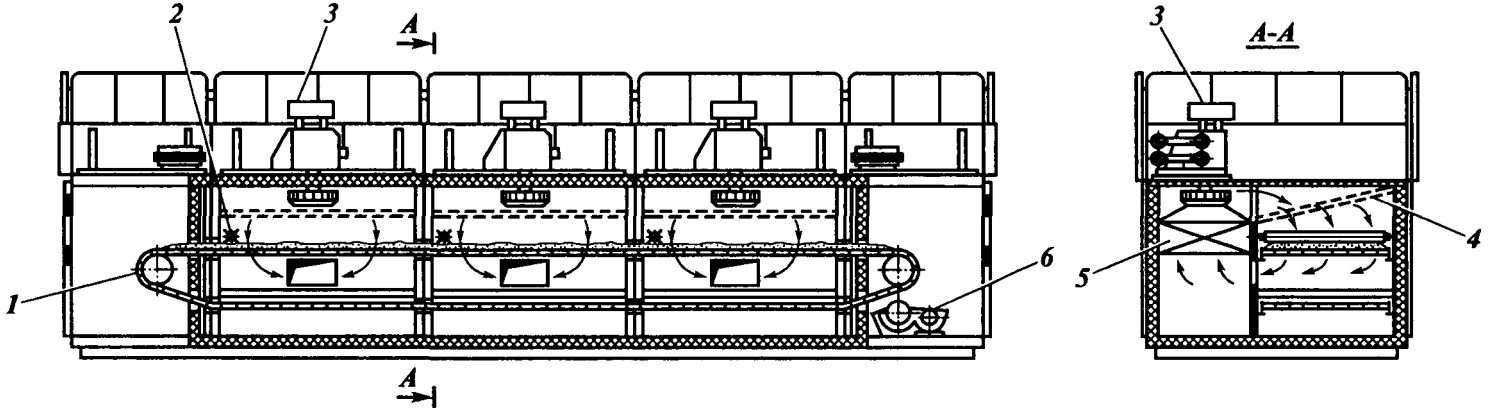


Рис. X–12. Ленточная сушилка:
1 – ленточный конвейер; *2* – ворошители; *3* – циркуляционный вентилятор; *4* – воздухораспределительная решетка; *5* – паровой калорифер; *6* – шнек для выгрузки сухого материала

Высушиваемый материал подается на горизонтальную бесконечную перфорированную ленту *1*, которая изготавливается из металлической плетеной сетки или перфорированных пластин. Лента может быть и сплошной, выполненной из полотна или прорезиненной ткани.

Для перемещения и натяжения ленты сушилка оснащается приводной и натяжной станциями, между которыми установлены промежуточные секции с вентиляторами *3* и калориферами *5*. Для выравнивания влажности материала по высоте слоя установлены ворошители *2*, выполненные в виде валков с пальцами.

В ленточных сушилках всех типоразмеров и моделей воздух, нагреваемый калориферами промежуточных секций, циркуляционными вентиляторами через воздухораспределительную решетку *4*, расположенную над лентой, подается сверху вниз на слой продукта, продувает его и затем частично поступает через калорифер на вентилятор, а частично — по каналу отработанного воздуха выводится из аппарата. При помощи заслонок, установленных на каналах подачи свежего и отвода отработанного воздуха, легко осуществляется прямоточная, противоточная или смешанная схема движения воздуха и продукта.

Привод ленты, состоящий из мотора-вариатора, редуктора и цепной передачи, размещен в приводной станции; здесь же установлено разгрузочное устройство шнекового типа *6*. Скорость движения ленты выбирается с таким расчетом, чтобы за время пребывания в сушилке материал успел высохнуть. Величину скорости можно изменять с помощью вариатора. Ширина ленты составляет 1,2 или 2 м, а рабочая площадь поверхности ленты изменяется от 7,2 до 40 м^2, потребляемая мощность — от 22 до 137 кВт. Производительность по испаренной влаге для ленточных сушилок различных типов изменяется от 35 до 600 кг/ч.

На рис. X-13 показана схема ленточной сушильной установки для сушки гранулированных токсичных взрыво- и пожароопасных продуктов. Особенностью конструкции является повышенная герметичность, которая обеспечивается корпусом *2* цилиндрической формы.

Исходный продукт подается на транспортерную ленту сушилки *1*, где продувается горячим теплоносителем сверху вниз и высушивается до требуемой влажности. Теплоноситель, получаемый в выносных калориферах *9*, подается воздуходувкой *10* в каждую секцию сушилки, а отработанный теплоноситель отбирается также из каждой секции и, пройдя очистку в рукавном фильтре *3*, выбрасывается вентилятором *6* в атмосферу.

Готовый продукт через двойной пылевой затвор *8* удаляется из сушилки. Просыпавшиеся через транспортную ленту средние частицы готового продукта собираются скребковым конвейером *7* и через шлюзовый питатель *5* удаляются из сушилки. Мелкие частицы готового продукта, уловленные в рукавном фильтре *3*, собираются шнековым питателем *4* и удаляются из сушилки через шлюзовый питатель *5*.

Установка оснащена системой автоматического управления, парового пожаротушения и взрывными предохранительными мембранами.

Барабанная сушилка (рис. X-14). Барабанная сушилка применяется для сушки сыпучих, зернистых и мелкокусковых материалов. В сушилках этого типа тепло сушильного агента непосредственно передается высушиваемому материалу во вращающемся сушильном барабане. В качестве сушильного агента используется нагретый воздух или дымовые газы.

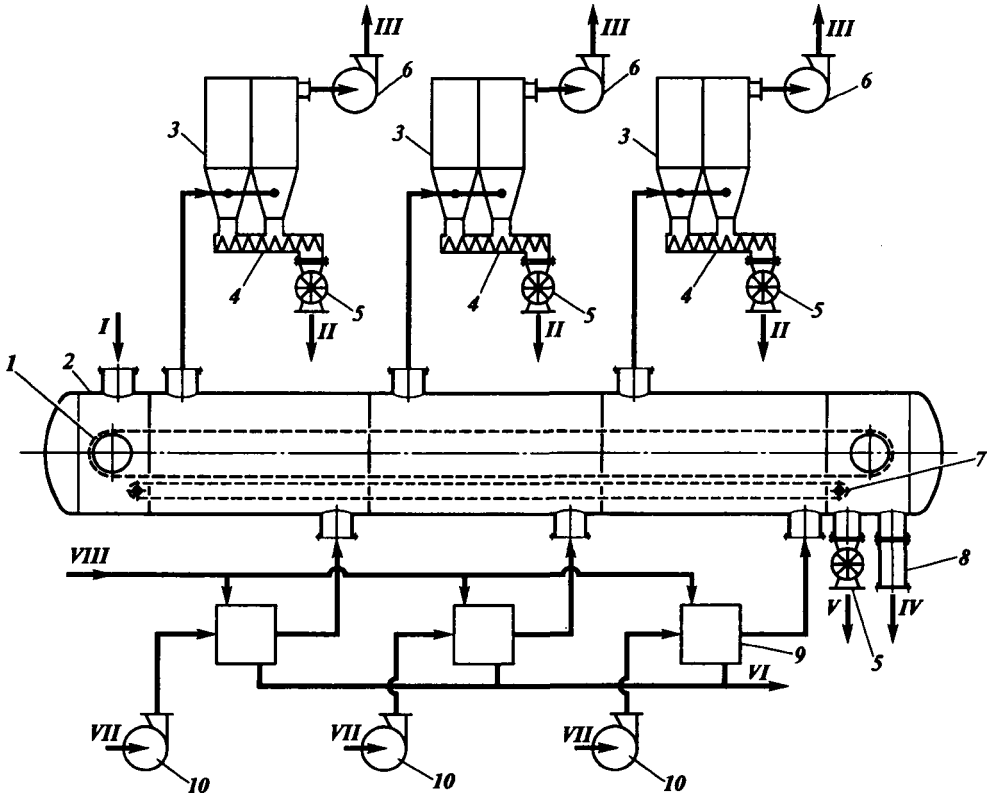


Рис. X-13. Схема сушильной установки с герметичной сушилкой:
1 — ленточная сушилка; *2* — цилиндрический корпус; *3* — рукавный фильтр; *4* — шнековый питатель; *5* — шлюзовый питатель; *6* — вентилятор; *7* — скребковый конвейер; *8* — двойной пылевой затвор; *9* — калорифер; *10* — воздуходувка. Потоки: *I* — исходный материал; *II* — мелкие частицы готового продукта; *III* — смесь теплоносителя и паров влаги; *IV* — готовый продукт; *V* — средние частицы готового продукта; *VI* — конденсат; *VII* — воздух; *VIII* — водяной пар

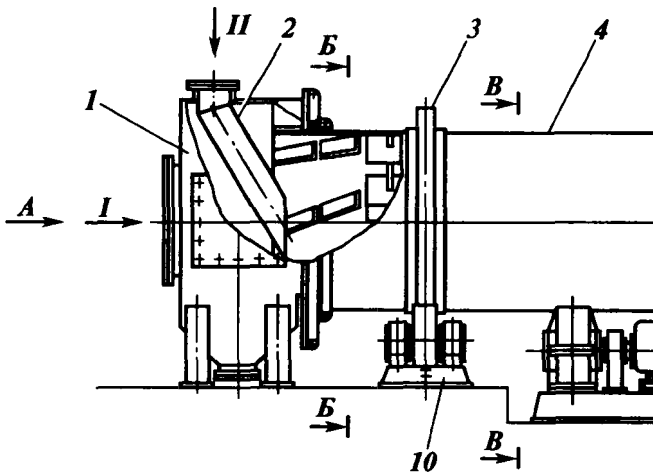
Основным узлом сушилки является цилиндрический сварной барабан *4*, опирающийся бандажами *3* на опорные ролики *10*. Для предотвращения продольного перемещения барабана служат упорные ролики *8*. Барабан устанавливают с наклоном к горизонту (1÷4°) в сторону выгрузки продукта. Привод барабана осуществляется через зубчатый венец *5*. Внутренняя полость барабана заполнена секторной перевалочной насадкой *11*, обеспечивающей перераспределение материала по сечению барабана и лучший его контакт с сушильным агентом. Во избежание сплющивания барабана он снабжен несколькими кольцевыми накладками *6*, толщина которых в 1,5÷2 раза превышает толщину барабана.

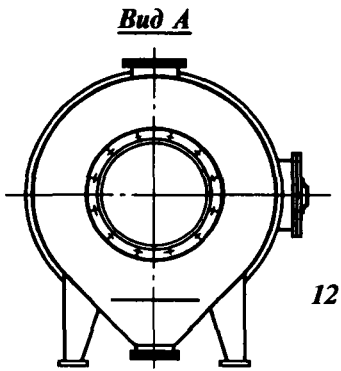
На одном конце барабана установлена загрузочная камера *1* для ввода исходного продукта и теплоносителя, а на другом — разгрузочная *7* для вывода из аппарата готового продукта и отработанного теплоносителя. Для загрузки вращающихся барабанов предназначены питатели, установленные над загрузочной камерой.

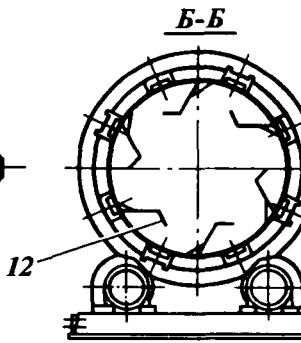
Материал подается из питателя в барабан по наклонному лотку *2*. Благодаря наклону и вращению барабана высушиваемый материал передвигается вдоль барабана, пересыпаясь и перераспределяясь на насадке *11*. Между камерами и барабаном устанавливают уплотнения для исключения подсоса наружного воздуха. Подсос воздуха в барабанной сушилке особенно нежелателен со стороны подачи горячего теплоносителя, так как при этом снижается температура теплоносителя и возрастает его скорость.

Теплоноситель может двигаться прямотоком или противотоком по отношению к обрабатываемому материалу. Пройдя барабан, отработанный теплоноситель удаляется дымососом через циклон для улавливания мелких частиц твердого материала.

Барабаны сушилок имеют диаметры от 0,5 до 3,5 м при длине от 2,5 до 16 м. Частота


II
2
Б
3
4
1
В
А
I
Б
10
В


Вид А


Б-Б
12

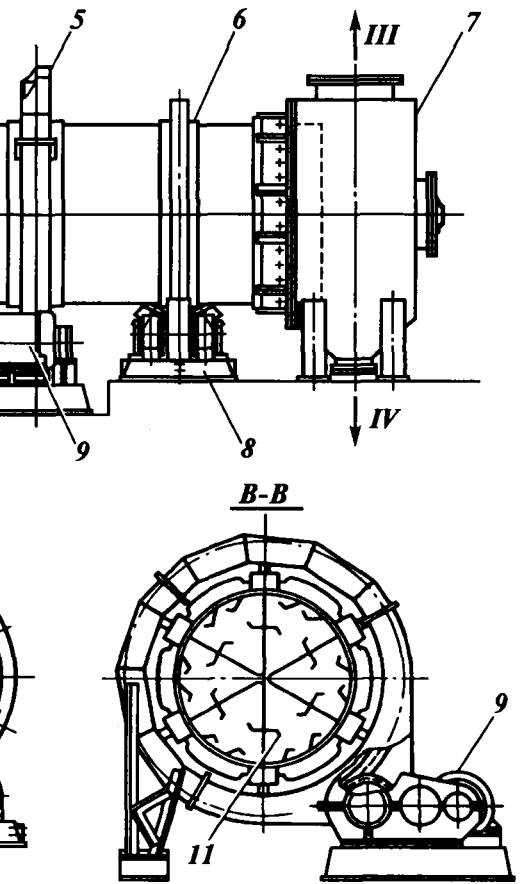


Рис. X-14. Барабанная сушилка:
1 — загрузочная камера; *2* — наклонный лоток; *3* — бандаж; *4* — барабан; *5* — зубчатый венец; *6* — кольцевые накладки; *7* — разгрузочная камера; *8* — упорные ролики; *9* — привод; *10* — опорные ролики; *11* — секторная перевалочная насадка; *12* — лопастная насадка. Потоки: *I* — теплоноситель; *II* — исходный продукт; *III* — смесь теплоносителя и паров воды; *IV* — готовый продукт

вращения барабанов сушилок обычно составляет от 1 до 8 об/мин. Потребляемая мощность составляет от 0,75 до 200 кВт в зависимости от размеров сушилки. Степень заполнения объема барабана материалом достигает 20 %.

Для перераспределения материала в барабане служат различные насадки, основные типы которых приведены на рис. X-15. Тип применяемой насадки зависит от свойств высушиваемого материала и условий сушки. Для крупнокусковых и склонных к налипанию материалов применяется лопастная насадка (рис. X-15, *а*), для сыпучих материалов с мелкими частицами — распределительная насадка объемного типа (рис. X-15, *б*, *в*), для материалов средней крупности, плохо сыпучих, легко измельчающихся и пылящих применяют секторные перевалочные насадки (рис. X-15, *г*), для порошкообразных и сильно пылящих материалов — перевалочная насадка с закрытыми ячейками (рис. X-15, *д*). Применяются насадки и других типов, что определяется спецификой процесса сушки. Насадки выпускаются секциями длиной 1 м.

Пневматическая сушилка (рис. X-16). Для сушки мелкодисперсных, кристаллических и волокнистых материалов применяются сушилки, обеспечивающие относительно небольшое время пребывания материала в зоне сушки (сушилки мгновенного действия). В аппаратах подобного типа высушиваемый материал подается в трубу, через которую с большой скоростью проходит поток горячего газа (воздуха). Газ подхватывает влажный материал и выносит его из сушилки в циклон. В этих сушилках удаляется в основном поверхностная влага.

Главная часть сушилки — вертикальная труба *2* высотой 10—20 м, в которой зернистый материал сушится во время полета во взвешенном состоянии. Влажный материал из бункера

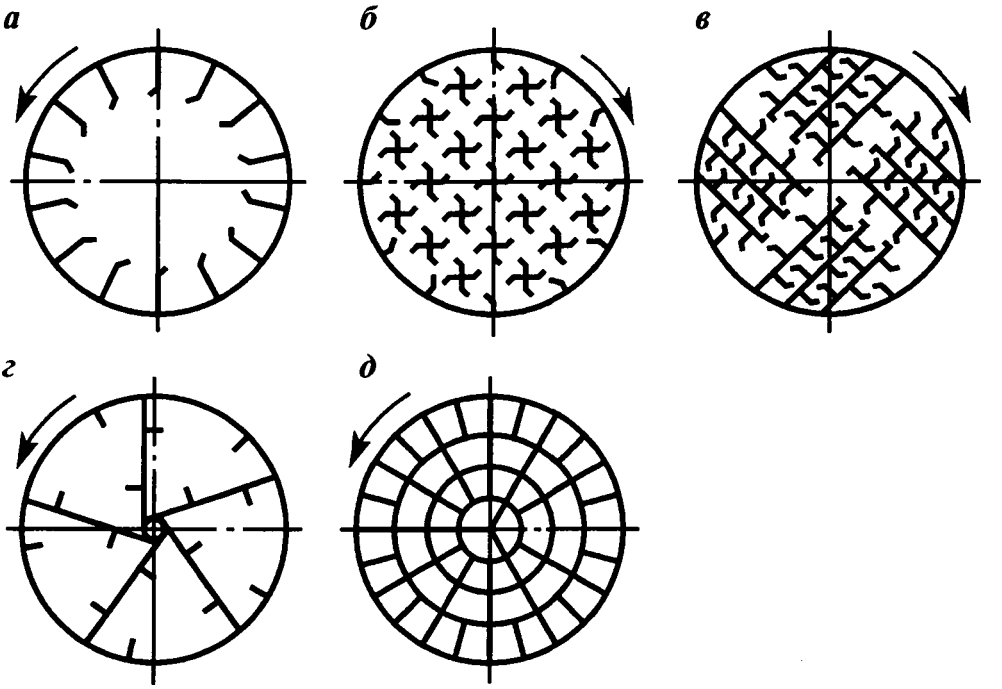


Рис. X-15. Схемы основных типов насадок для барабанных сушилок:
а — лопастные; *б* , *в* — распределительные объемного типа; *г* — секторные перевалочные; *д* — перевалочные с закрытыми ячейками

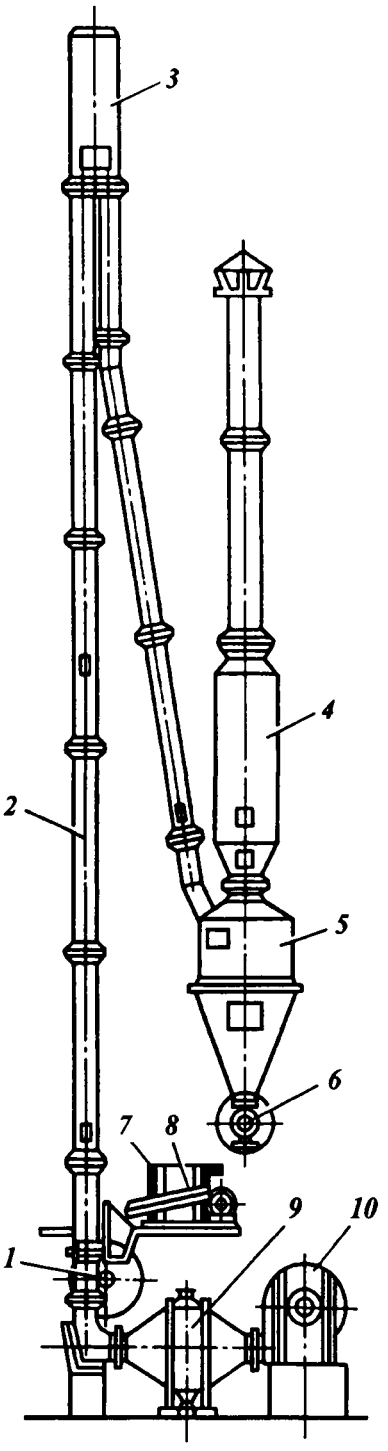


Рис. X-16. Схема пневматической сушилки:
1 — питатель; *2* — сушильная труба; *3* — сборник; *4* — фильтр; *5* — циклон; *6* — выгружатель; *7* — бункер влажного материала; *8* — дозатор; *9* — воздухоподогреватель; *10* — вентилятор

7 дозатором *8* подается в трубу *2* питателем *1*. Снизу в трубу вентилятором *10* через подогреватель *9* нагнетается горячий воздух. Скорость движения воздуха в трубе должна быть выше скорости витания частиц высушиваемого материала (обычно от 10 до 40 м/с). Через несколько секунд материал достигает сборника *3* уже высушенным и затем отделяется от транспортирующего воздуха в циклоне *5*. Из бункера циклона высушенный материал выводится из системы с помощью выгружателя *6*. Мелкая пыль улавливается в рукавном фильтре *4*.

Напряжение объема трубы по влаге в таких сушилках составляет около 400 кг/(м^3/ч), расход тепла — 5000 кДж/кг влаги, а относительный расход высушиваемого материала составляет 8÷20 кг на 1 кг воздуха.

Распылительные сушильные установки предназначены для сушки растворов и суспензий и обеспечивают интенсивное удаление влаги при кратковременном пребывании продукта в зоне теплового воздействия. Продукт, получаемый из распылительной сушилки, как правило, порошкообразный, не требует дополнительного измельчения, хорошо растворяется на последующих стадиях переработки.

Распылительная сушильная камера представляет собой цилиндрическую камеру с коническим днищем. В верхней части камеры установлен центробежный распылитель (для сушилок типа РЦ) или пневматические форсунки (для сушилок типа РФ). В качестве теплоносителя используется воздух или смесь топочных газов с воздухом.

На рис. X-17 представлена схема установки, оснащенной сушилкой с центробежным распылителем.

Исходный продукт подается винтовым насосом-дозатором *3* на диск центробежного распылителя *4*, диспергируется в объем сушильной камеры и высушивается смесью топочных газов с воздухом, поступающим из печи *1*. Конструкция дисков центробежного распылителя различна в зависимости от свойств продукта и условий сушки. Для сушки абразивных материалов с целью повышения износостойкости рабочие элементы дисков выполняются с защитными покрытиями из специальных материалов.

Основная часть высушенного продукта выводится из сушильной камеры *5* шлюзовым

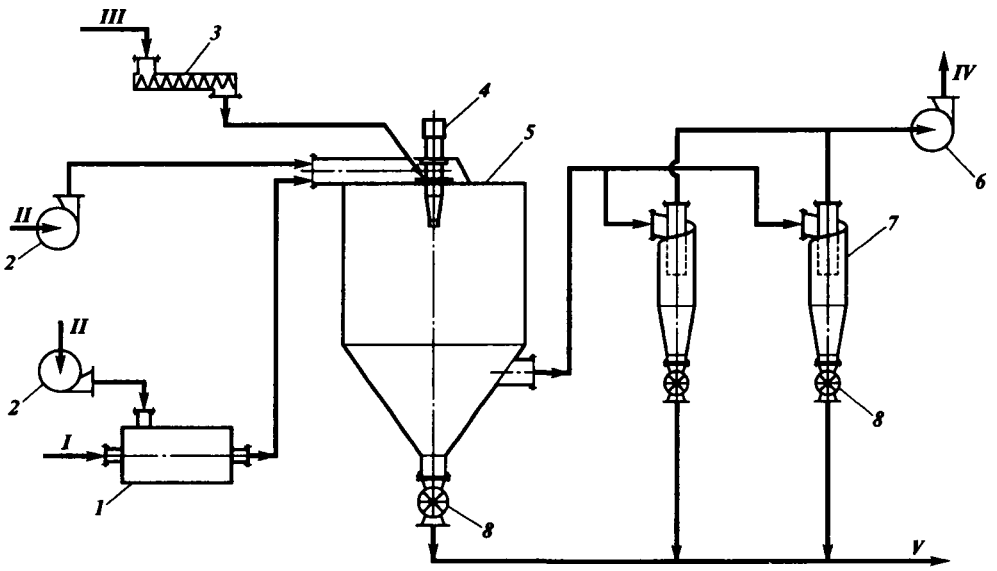


Рис. X-17. Распылительная сушильная установка:
1 — печь; *2* — вентилятор; *3* — винтовой насос-дозатор; *4* — центробежный распылитель; *5* — сушильная камера; *6* — дымосос; *7* — циклон; *8* — шлюзовой питатель. Потоки: *I* — газ; *II* — воздух; *III* — исходный продукт; *IV* — смесь паров влаги и теплоносителя; *V* — готовый продукт

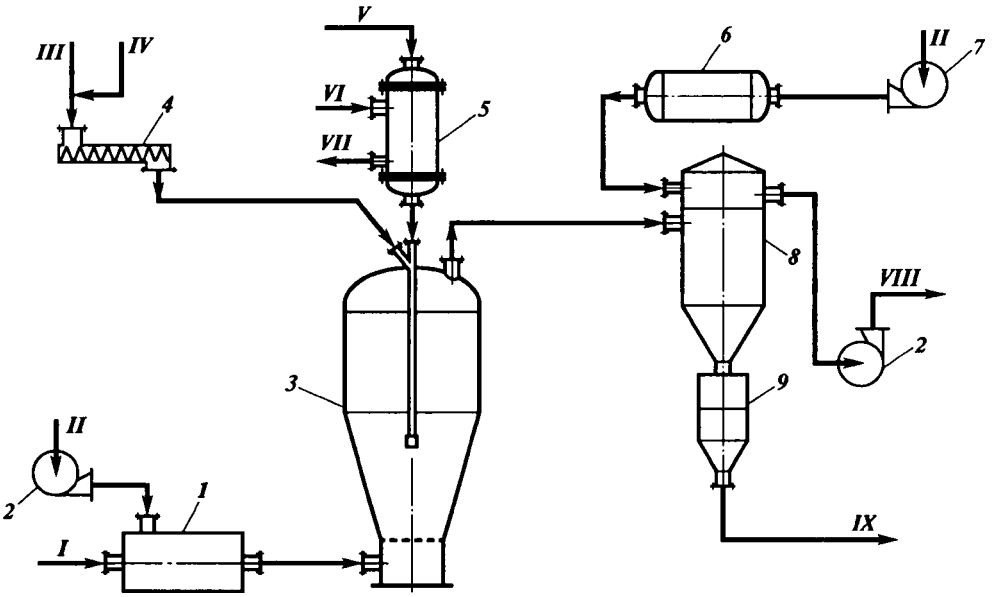


Рис. X-18. Схема сушильной установки с псевдоожиженным слоем инертного носителя:
1 — камера сгорания природного газа; *2* — воздуходувка; *3* — сушилка; *4* — питатель; *5* — теплообменник; *6* — ресивер; *7* — компрессор; *8* — рукавный фильтр; *9* — двойной пылевой затвор. Потоки: *I* — природный газ; *II* — воздух; *III* — суспензия; *IV* — вода; *V* — сжатый воздух; *VI* — водяной пар; *VII* — конденсат; *VIII* — смесь теплоносителя и паров влаги; *IX* — готовый продукт

питателем *8*, установленным в центре конического днища. Отработанный теплоноситель, содержащий мелкую фракцию готового продукта, отводится из сушилки в группу циклонов *7*, где происходит отделение порошка от теплоносителя. Продукт выгружается из циклонов шлюзовым питателем, а теплоноситель дымососом *6* выбрасывается в атмосферу.

Диаметр сушильной камеры достигает 12,5 м, а производительность по исходному продукту — 32000 кг/ч.

Сушилка с псевдоожиженным слоем зернистого материала. При псевдоожижении слоя зернистого материала резко возрастают скорости процессов, связанных с переносом тепла и вещества. Это дает возможность уменьшить продолжительность сушки и обеспечить сушку больших потоков зернистого материала.

В сушилках с кипящим слоем обычно сушат материал, размеры частиц которого не превышают 5 мм. В качестве сушильного агента используются горячий воздух, дымовые газы, горячие инертные газы.

Псевдоожиженный слой может быть создан также за счет другого инертного материала, с которым контактирует высушиваемый материал в токе горячего сушильного агента. В этом случае высушенный материал обычно выводится с сушильным агентом через циклоны.

На рис. X-18 приведена схема аппарата для сушки суспензий и растворов в псевдоожиженном слое инертного носителя.

Исходный продукт питателем *4* подается в пневматическую форсунку, установленную в сушилке. Распыл осуществляется форсункой при помощи сжатого воздуха, предварительно нагретого в теплообменнике *5*. Продукт напыляется на инертный теплоноситель (крошка фторопласта или другой материал), предварительно загруженный в сушилку и приведенный в псевдоожиженное состояние топочными газами, получаемыми в камере сгорания природного газа *1*.

Высушенный продукт отделяется от гранул в результате соударений и вместе с теплоносителем поступает в рукавный фильтр *8*, где отделяется от теплоносителя и через

двойной пылевой затвор *9* выводится с установки. После очистки в фильтрах отработанный теплоноситель выбрасывается в атмосферу.

Для регенерации фильтровальных рукавов применяется обратная продувка воздухом под давлением 0,04÷0,06 МПа, подаваемым компрессором *7* через ресивер *6*.

КОНТАКТНЫЕ СУШИЛКИ

В контактных сушилках тепло высушиваемому материалу передается через плоскую или цилиндрическую металлическую стенку, которая с другой стороны обогревается теплоносителем (горячая вода, пар и т.д.).

Процесс сушки в контактных сушильных аппаратах может происходить при атмосферном давлении или под вакуумом. Последний вариант используют при сушке материалов, легко окисляющихся под действием кислорода воздуха, а также термонестойких, токсичных, пожаро- и взрывоопасных.

Из периодически действующих контактных сушилок наиболее простыми по конструкции являются полочные вакуумные сушилки, представляющие собой горизонтальный цилиндрический аппарат с откидной крышкой, внутри которого на стойках размещены полые греющие плиты. Внутри плит циркулирует теплоноситель, что обеспечивает подвод тепла, необходимый для сушки. Материал, поступающий на сушку, загружают на противни, которые устанавливают на греющие плиты. Процесс сушки в таких аппаратах может длиться десятки часов. Для предотвращения коркообразования материала аппарат периодически открывают и материал перемешивают.

Барабанные роторные вакуумные сушилки предназначены для сушки сыпучих или пастообразных взрыво- и пожароопасных токсичных продуктов. Широко применяются для сушки термолабильных продуктов в производствах ядохимикатов, гербицидов, полимерных материалов и красителей.

Барабанные роторные вакуумные сушилки — аппараты периодического действия. В горизонтальном цилиндрическом корпусе *1* (барабане) с рубашкой *2*, обогреваемой водяным паром, установлен обогреваемый ротор *4* с гребками *5* (рис. X-19). В торцовых крышках аппарата размещены уплотнения вала ротора и подшипники. Привод ротора *7* состоит из электродвигателя и одного или двух редукторов.

Сушилка и привод установлены на общей или раздельных рамах. Аппараты оснащены фильтрами для очистки паровоздушной смеси от пыли продукта. В целях обеспечения безопасности при работе с взрывоопасными продуктами в места возможного проникновения воздуха (уплотнения ротора, люк выгрузки, фильтр) под небольшим давлением подается азот. Кроме того, на барабане установлена разрывная мембрана.

Нагрев и сушка продукта происходят в результате контакта его с обогреваемыми поверхностями барабана и ротора при перемешивании в аппарате. Продолжительность сушки определяется физико-химическими свойствами растворителя, начальной и конечной влажностью, способностью к налипанию и др. Поэтому производительность аппарата для сушки разных продуктов будет различной и определяется при разработке технологического регламента сушки экспериментально или на основе имеющегося опыта при работе с аналогичным продуктом. Номинальный объем корпуса сушилок изменяется от 0,16 до 10 м^3 при коэффициенте заполнения до 50 %.

Вакуумная сушилка с вращающимся барабаном (рис. X-20) предназ-

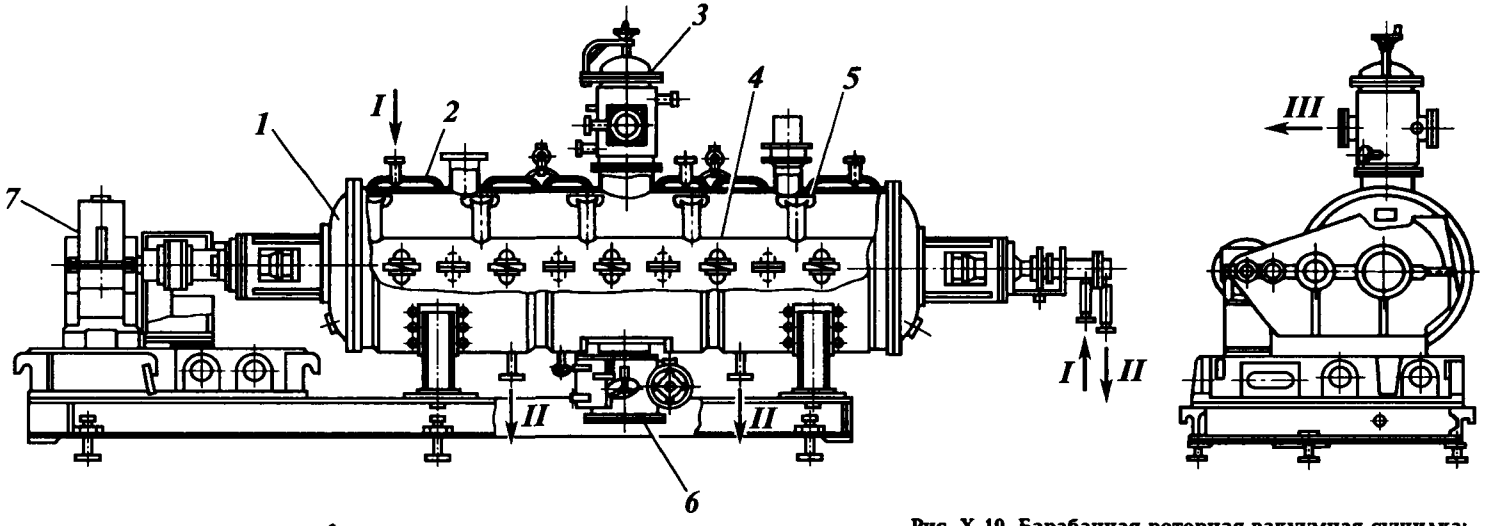


Рис. X-19. Барабанная роторная вакуумная сушилка:
1 — барабан; *2* — паровая рубашка; *3* — загрузочный люк; *4* — ротор; *5* — гребок; *6* — разгрузочный люк; *7* — привод. Потоки: *I* — водяной пар; *II* — конденсат; *III* — газы

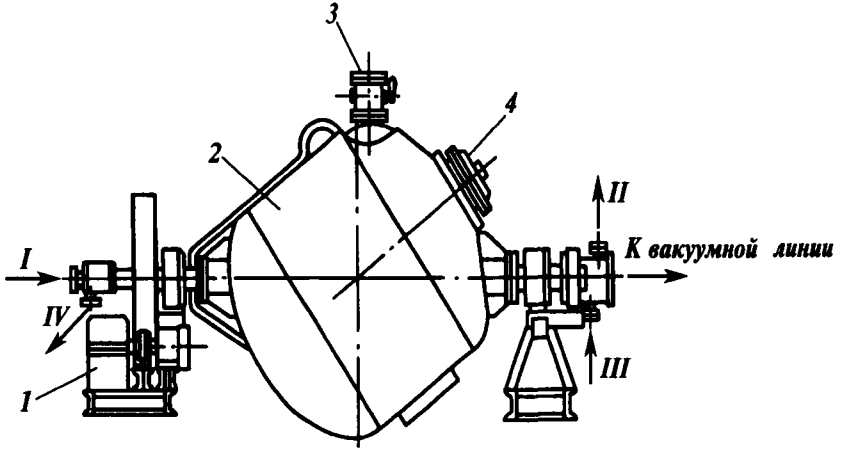


Рис. X-20. Вакуумная сушилка с вращающимся барабаном:
1 — привод; *2* — барабан; *3* — штуцер загрузки и выгрузки продукта; *4* — люк. Потоки: *I* — вход пара; *II* — выход азота; *III* — вход азота; *IV* — выход конденсата

начена для глубокой сушки гранулированных полимерных материалов (лавсан, полипропилен и др.). Сушильный аппарат выполнен в виде барабана *2* с эксцентрично расположенными цапфами, установленными на опорах и привод *1* для вращения аппарата. Кроме того в состав установки входят система насосов для создания глубокого вакуума, загрузочный и разгрузочный бункеры и система автоматического управления. Сушильный аппарат имеет рубашку и внутри змеевик для обогрева продукта.

Установка работает в периодическом режиме. Загрузочный и разгрузочный бункеры используются для заполнения и разгрузки сушилки с дозированием. При сушке продуктов, в которых при контакте с воздушной средой происходит окисление или адсорбция влаги, в сушилке создается защитная азотная среда. Процесс сушки производится при вращении барабана в режиме, установленном для конкретного продукта. Эксцентричное расположение оси вращения барабана по отношению к его оси создает условия для комбинированного продольно-поперечного перемешивания продукта и соответствующий контакт с греющей поверхностью.

Загрузка и выгрузка продукта производится через один и тот же штуцер, снабженный шибером и крышкой, с соответствующим поворотом аппарата.

Подача пара в рубашку и змеевик и отвод конденсата осуществляются через подвижный коллектор со стороны привода через цапфу. С противоположной стороны подключается вакуумная система. Соединение загрузочного и разгрузочного бункеров с сушилкой осуществляется при помощи гибких рукавов с быстросъемными фланцами.

В промышленности используют вакуумные сушилки трех типов с объемом сушильного аппарата 6, 10 и 16 м^3.

Вальцовые сушилки предназначены для сушки суспензий и пастообразных материалов. Рабочий элемент — цилиндрический валец, обогреваемый водяным паром. Валец установлен на двух опорах и имеет многоскоростной или регулируемый привод. Имеющиеся конструктивные модификации одновальцовых сушилок отличаются главным образом способом подачи исходного материала на валец (смачивание поверхности вальца в корыте, разбрызгивание материала валиком с насечкой, подача материала на поверхность вальца винтовым насосом и др.).

Сушка продукта осуществляется в тонком слое (0,1÷0,4 мм) за один оборот вальца в непрерывном режиме. Сухой продукт снимается (счищается) с поверхности вальца скребковым устройством в виде порошка, пленки или стружки. Сушилки имеют, как правило, открытое исполнение. Испаряемая влага отводится потоком воздуха через вытяжной зонт.

Конструкция одновальцовой сушилки показана на рис. X-21.

Водяной пар поступает в валец через полую цапфу *1*; конденсат отводится из вальца через цапфу и сифонную трубку. Нижняя часть вальца *2* погружена в исходный продукт, находящийся в корыте *5* под вальцом. Толщина пленки продукта на горячей поверхности вальца регулируется калибрующим устройством *6*. Продукт, высыхающий на вальце, снимается с него скребковым устройством и шнеком *8* выгружается из аппарата. Привод вальца *4* — от четырехскоростного электродвигателя через редуктор и зубчатую пару, закрытую защитным кожухом.

Расчет контактных сушилок. Материальный баланс по высушиваемому материалу и влаге совпадает с материальным балансом газовой сушилки. По заданным исходной массе влажного материала $G_н$ и его начальной $\omega_н$ и конечной $\omega_к$ относительным влажностям определяем массу удаляемой из материала влаги W [см. уравнение (X.8)] и выход высушенного продукта $G_к$ [см. уравнение (X.7)], а также массу сухой части материала G_c [см. уравнение (X.5) или (X.6)].

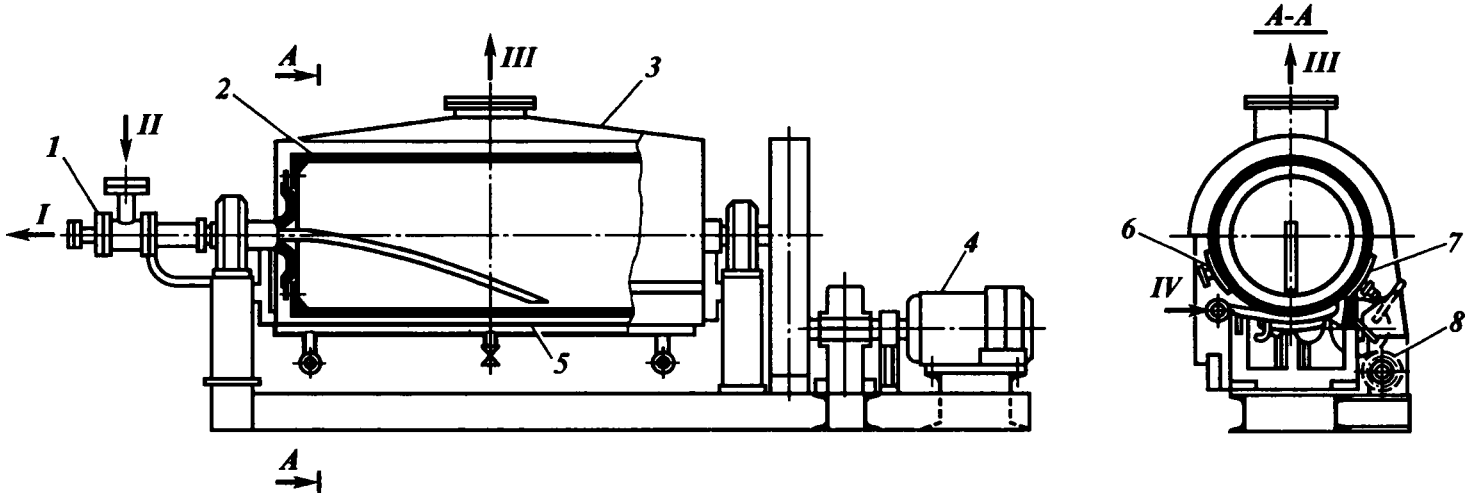


Рис. X-21. Одновальцовая сушилка:
1 – полая цапфа; *2* – валец; *3* – вытяжной зонт; *4* – привод; *5* – корыто; *6* – калибрующее устройство; *7* – скребковое устройство; *8* – шнек. Потоки: *I* – конденсат; *II* – водяной пар; *III* – смесь воздуха и паров влаги; *IV* – исходный продукт

Тепловой баланс контактной сушилки непрерывного действия записывается следующим образом:

$$D\lambda + G_н C_н t_н = D\theta + WH' + G_к C_к t_к + Q_{пот}, \qquad (X.18)$$

где D — расход греющего пара, кг (или кг/с); λ и H' — энтальпия греющего и вторичного пара соответственно, кДж/кг; θ — энтальпия конденсата греющего пара, кДж/кг; $G_н$, $G_к$ — масса влажного материала до и после сушки, кг (или кг/с); $C_н$, $C_к$ — теплоемкость влажного материала до и после сушки, кДж/(кг·°С); $t_н$, $t_к$ — температура материала при загрузке и выгрузке соответственно, °С; $Q_{пот}$ — потери тепла в окружающую среду, кДж.

Из уравнения (X.18) обычно определяют расход греющего пара D (в кг) для сушилок периодического действия и (в кг/с или кг/ч) — для сушилок непрерывного действия.

Для контактных сушилок необходимо определить также поверхность нагрева, являющуюся исходной величиной для определения размеров сушилки. Для этой цели служит основное уравнение теплопередачи:

$$F = \frac{Q}{K\Delta t_{ср}}.$$

Однако применение этого уравнения на практике связано с затруднениями: относительно просто определяется только величина Q, нахождение же $\Delta t_{ср}$ и особенно K изучено недостаточно. Это обстоятельство усугубляется разнообразием высушиваемых материалов и их физико-химических характеристик.

В этой связи поверхность нагрева контактных сушилок часто приходится определять по чисто эмпирической величине β — съему влаги с 1 м^2 поверхности нагрева в 1 ч. Тогда для сушилки непрерывного действия

$$F = \frac{W}{\beta};$$

для сушилки периодического действия

$$F = \frac{W}{\beta\tau}.$$

Для большинства конструкций контактных сушилок величина β обычно составляет 0,5÷3,5 кг/(м^2·ч), для вальцовых сушилок она доходит до 20÷70 кг/(м^2·ч).

По полученной величине поверхности нагрева, пользуясь каталогами, подбирают стандартную конструкцию сушилки, пригодную для данных конкретных условий эксплуатации и переработки соответствующего материала.

ЧАСТЬ ВТОРАЯ ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ

ГЛАВА XI ХАРАКТЕРИСТИКА ДИСПЕРСНЫХ СИСТЕМ

Дисперсными (гетерогенными) системами называются смеси, состоящие как минимум из двух фаз, которые могут быть разделены механическим путем. Неоднородные системы состоят из *дисперсной*, т.е. распределенной, внутренней фазы и *дисперсионной среды* — сплошной, внешней фазы, в которой во взвешенном состоянии находятся частицы дисперсной фазы.

Дисперсные системы подразделяются на: *суспензии* — жидкости со взвешенными твердыми частицами; *эмульсии* — жидкости со взвешенными в них капельками другой жидкости; *пены* — взвеси газовых пузырьков в жидкости; *пыли и дымы* — газы со взвешенными в них частицами твердой фазы; *туманы* — взвеси капель жидкости в газе. Дымы и туманы называют также *аэрозолями*.

В зависимости от размеров взвешенных частиц суспензии подразделяются следующим образом:

	Размеры частиц, мкм
Грубые	Более 100
Тонкие	От 0,5 до 100
Мути	От 0,1 до 0,5
Коллоидные растворы	Меньше 0,1

В эмульсиях размеры взвешенных капель могут изменяться в широких пределах. Некоторые эмульсии, в которых дисперсная фаза состоит из сравнительно мелких частиц, не отстаиваются под действием силы тяжести и образуют устойчивые эмульсии, требующие специальных методов обработки.

При повышенной концентрации дисперсной фазы возможно слияние капель, их укрупнение и переход дисперсной фазы в сплошную, такое явление называется *инверсией фаз*.

Дисперсные системы многих технологических процессов требуют разделения, которое в зависимости от типа системы и размеров частиц может быть осуществлено одним из следующих методов: отстаиванием, фильтрованием, центрифугированием, мокрым улавливанием жидкостью и электроочисткой.

Дисперсные системы характеризуются концентрацией взвешенного вещества, от которой зависит выход продуктов при разделении суспензий. При составлении материальных балансов разделения жидких неоднородных систем обычно известна начальная концентрация взвешенного вещества (дисперсная фаза) в суспензии, а конечная должна быть принята в зависимости от назначения процесса (при полном разделении она равна нулю); осадок же

твердого вещества всегда удерживает некоторое количество жидкости, составляющей так называемую *влажность осадка.*

Введем обозначения: $G_н$ и $G_к$ — соответственно масса исходной суспензии и очищенной жидкости; $x_н$ и $x_к$ — соответственно начальная и конечная концентрация твердого вещества в жидкости, % (масс.); a — влажность осадка, % (масс.); $\rho_т$ и $\rho_ж$ — плотность соответственно твердого вещества и жидкости.

С учетом содержащейся в нем жидкости масса осадка определяется из уравнения

$$G_{ос} = \left(\frac{G_н x_н}{100} - \frac{G_к x_к}{100}\right)\frac{100}{100 - a}.$$

Заменив неизвестную массу $G_к$ на $G_н - G_{ос}$, получаем

$$G_{ос} = \left[\frac{G_н x_н}{100} - \frac{\left(G_н - G_{ос}\right)x_к}{100}\right]\frac{100}{100 - a},$$

откуда

$$G_{ос}\left(100 - a\right) = G_н x_н - G_н x_к + G_{ос} x_к$$

или

$$G_{ос}\left(100 - a - x_к\right) = G_н\left(x_н - x_к\right).$$

Окончательно

$$G_{ос} = \frac{G_н\left(x_н - x_к\right)}{100 - a - x_к}.$$

Плотность суспензии

$$\rho_н = \frac{100}{\frac{x_н}{\rho_к} + \frac{100 - x_н}{\rho_ж}}.$$

Объем суспензии

$$V_н = G_н / \rho_н.$$

Плотность осадка

$$\rho_{ос} = \frac{100}{\frac{100 - a}{\rho_к} + \frac{a}{\rho_ж}}.$$

Объем осадка

$$V_{ос} = \frac{G_{ос}}{\rho_{ос}};$$

выход осветленной жидкости

$$G_к = G_н - G_{ос}.$$

В газовых системах объем пыли и тумана весьма мал; при подсчетах объема газов его можно не учитывать.

Рассчитывая объем осажденной пыли, следует помнить, что она содержит много газа и поэтому ее плотность, определяемая из опыта, значительно (иногда в несколько раз) меньше плотности твердого вещества.

Размеры частиц существенно влияют на процесс разделения: дисперсные системы разделяются тем труднее, чем мельче частицы. Очень мелкие частицы (менее 0,5 мкм) становятся чувствительными к ударам молекул жидкости и газа при броуновском движении; вследствие этого они не отделяются отстаиванием. Размер частиц газовых суспензий зависит от их происхождения: пыль и брызги механического происхождения, образовавшиеся, например, при дроблении, пересыпании и т.д., состоят из сравнительно крупных частиц размерами порядка десятков микрон; дым и туман, образующиеся в результате конденсации паров каких-либо веществ (легкоплавкие металлы, смолы, кислоты) или протекания химических реакций в газовой среде, состоят из очень мелких частиц размерами в несколько микрон или даже долей микрона.

ГЛАВА XII ОТСТАИВАНИЕ

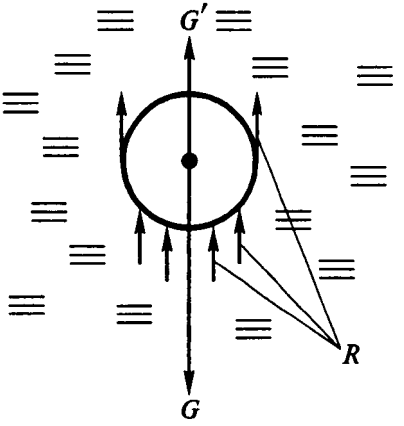
Разделение дисперсных систем под действием силы земного притяжения называют *отстаиванием*. Если дисперсная фаза (взвешенные частицы или капли жидкости) имеет плотность выше, чем дисперсионная (сплошная) фаза, то она движется вниз и, достигнув ограничительной поверхности, образует слой осадка или тяжелой жидкости и наоборот, если плотность дисперсной фазы меньше, то частицы всплывают. После разделения фаз они могут быть выведены из аппарата раздельно. Процесс отстаивания широко применяется в нефтегазопереработке и нефтехимии для обезвоживания и обессоливания нефти, отделения дистиллятов от воды после перегонки с водяным паром, очистки нефтяных топлив от загрязнений (вода, частицы катализатора, продукты коррозии, соединения кремния, кальция, алюминия), отделения газа от жидкости в газосепараторах, очистки сточных вод от загрязнений (нефть, нефтепродукты, нефтесодержащий шлам, избыточный активный ил, твердые механические примеси) и т.п. Важным показателем процесса отстаивания является скорость осаждения частиц под действием силы тяжести.

СКОРОСТЬ ОСАЖДЕНИЯ

Рассмотрим процесс отстаивания на примере осаждения частицы шарообразной формы. На частицу, находящуюся в жидкости (рис. XII-1), действуют сила тяжести, равная весу частицы,

$$G = \rho_ч g \frac{\pi d^3}{6},$$

Рис. XII-1. Схема действия сил на частицу, движущуюся в неподвижной среде



и подъемная сила, которая по закону Архимеда равна весу жидкости, вытесненной частицей,

$$G' = \rho_ж g \frac{\pi d^3}{6},$$

где $\rho_ч$ — плотность взвешенных частиц; $\rho_ж$ — плотность сплошной фазы; g — ускорение свободного падения; d — диаметр частицы.

Если $\rho_ч > \rho_ж$, то частица начинает двигаться вниз с ускорением. Среда оказывает сопротивление движению частицы, определяемое в общем случае законом Ньютона:

$$R = \frac{\xi \rho_ж S W^2}{2},$$

где ξ — безразмерный коэффициент сопротивления среды; W — скорость движения (осаждения) частицы; S — площадь поперечного сечения частицы (для шарообразной частицы, $S = \pi d^2/4$).

На основе закона о равенстве силы произведению массы на ускорение получаем

$$m \frac{dW}{d\tau} = G - G' - R.$$

Итак, скорость движения осаждающейся частицы увеличивается, но одновременно растет и сопротивление среды R . На определенном участке пути скорость частицы достигает величины, при которой сопротивление среды R оказывается равным движущей силе $G - G'$, и тогда дальнейшее осаждение частицы в среде происходит с постоянной скоростью, называемой *скоростью осаждения* (отстаивания) W_{oc}. Записывая это условие

$$G - G' - R = 0$$

и подставляя развернутые значения сил, получим

$$\rho_ч g \frac{\pi d^3}{6} - \rho_ж g \frac{\pi d^3}{6} - \frac{\xi \rho_ж \pi d^2}{4} \frac{W_{oc}^2}{2} = 0. \qquad \text{(XII.1)}$$

Определяем скорость осаждения

$$W_{oc} = \sqrt{\frac{4}{3}\frac{(\rho_ч - \rho_ж)dg}{\rho_ж \xi}}. \qquad \text{(XII.2)}$$

Величина коэффициента сопротивления среды ξ зависит от режима движения (осаждения) частицы. Для очень мелких частиц или при большой вязкости среды, когда скорость осаждения мала, сопротивление среды проявляется в основном в виде трения (рис. XII-2, *а*). В соответствии с терминологией гидравлики такое осаждение называют происходящим в *ламинарном режиме*.

При осаждении в маловязкой среде сравнительно крупные частицы приобретают относительно большую скорость, и тогда сопротивление среды проявляется в основном в образовании турбулентных вихрей; трение играет подчиненную роль, и его величину не учитывают. Такое осаждение называют происходящим в *турбулентном режиме* (рис. XII-2, *б*).

Возможен также и *промежуточный (переходный) режим*, при котором значения сопротивления от вихреобразования и трения сопоставимы.

Переход одного вида движения в другой характеризуется численным значением критерия Рейнольдса

$$\mathrm{Re} = \frac{W_{oc} d \rho_ж}{\mu},$$

где μ — вязкость сплошной среды.

Экспериментально установлено, что ламинарный режим имеет место при $\mathrm{Re} \le 2{,}0$ (отдельными авторами предельные численные значения критерия Re, соответствующие ламинарному режиму движения, принимаются от 0,2 до 2,0), турбулентный режим наблюдается при $\mathrm{Re} \ge 500$, а при $2{,}0 < \mathrm{Re} < 500$ существует переходный режим.

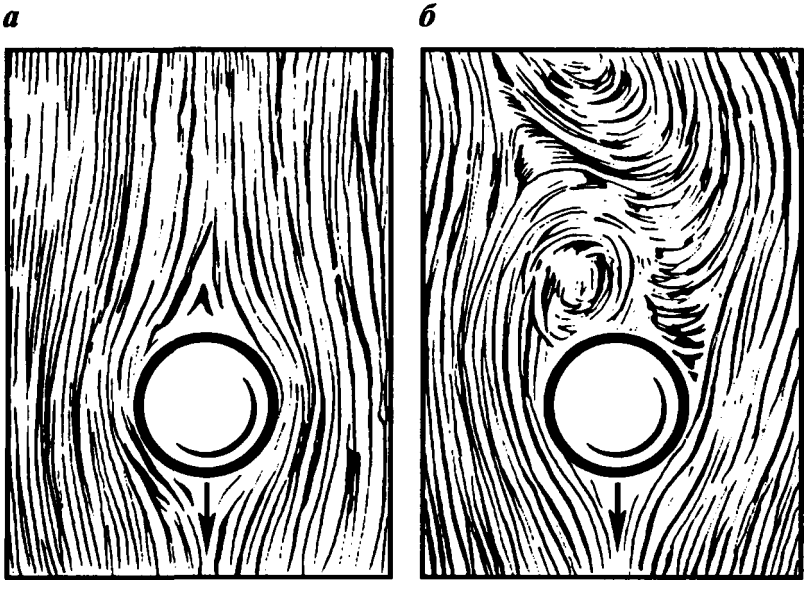


Рис. XII-2. Схема движения твердого тела в среде:
а — при ламинарном режиме; *б* — при турбулентном режиме

Для шарообразных частиц, движущихся в ламинарном режиме, значение коэффициента сопротивления ξ можно определить из уравнения $\xi = 24/Re$ (закон Стокса), движущихся в переходном режиме – $\xi = 18{,}5/Re^{0{,}6}$ и в турбулентном режиме $\xi = 0{,}44$.

При определении скорости осаждения по ура́внению (XII.2) необходимо знать значение коэффициента сопротивления ξ, зависящего от неизвестного пока режима осаждения, для подсчета которого должно быть известно искомое значение скорости осаждения. Поэтому при расчетах задаются режимом осаждения, а после определения W_{oc} проводят проверку, вычисляя Re и определяя тем самым режим, т.е. расчет ведется методом последовательного приближения.

Решить эту задачу можно также используя критериальное уравнение отстаивания. Из уравнения (XII.1) определяют значение ξ:

$$\xi = \frac{4}{3}\frac{(\rho_ч - \rho_ж)dg}{\rho_ж W_{oc}^2}.$$

После умножения обеих частей равенства на Re^2

$$\xi Re^2 = \frac{4}{3}\frac{(\rho_ч - \rho_ж)dg}{\rho_ж W_{oc}^2}\frac{W_{oc}^2 d^2 \rho_ж^2}{\mu^2}$$

и преобразований получим:

$$\xi Re^2 = \frac{4}{3}\frac{(\rho_ч - \rho_ж)\rho_ж d^3 g}{\mu^2}.$$

Безразмерная дробь в правой части равенства является модификацией критерия Архимеда

$$\xi Re^2 = \frac{4}{3}Ar \qquad (XII.3)$$

или

$$Re = 1{,}155\left(\frac{Ar}{\xi}\right)^{0{,}5}.$$

В состав определяющего критерия $Ar = \dfrac{d^3(\rho_ч - \rho_ж)\rho_ж g}{\mu^2}$ входят только величины, характеризующие дисперсную систему.

Подставляя в уравнение (XII.3) граничные значения критерия Re для различных режимов движения частицы и соответствующие значения коэффициента сопротивления ξ для шарообразных частиц, получим граничные значения критерия Ar: при ламинарном режиме $Ar \le 36$, турбулентном режиме $Ar \ge 82500$ и переходном $36 < Ar < 82500$.

Тогда, зная значение Re, вычисляем искомую скорость осаждения

$$W_{oc} = Re\frac{\mu}{\rho_ж d}.$$

В процессах отстаивания наибольший интерес для расчетов размеров аппарата представляет ламинарный режим осаждения. В этом случае подставляя значение $\xi = 24/Re$ в уравнение (XII.3), получим

$$Re = \frac{1}{18} Ar. \qquad (XII.4)$$

Подставив в уравнение (XII.4) значения критериев Re и Ar и проведя ряд преобразований, получим расчетное уравнение для определения скорости отстаивания при ламинарном режиме, известное как уравнение Стокса:

$$W_{oc} = \frac{d^2(\rho_ч - \rho_ж)g}{18\mu}. \qquad (XII.5)$$

Из уравнения (XII.5) следует, что интенсифицировать процесс отстаивания, т.е. увеличить скорость осаждения частиц можно путем воздействия на свойства системы, изменяя исходные значения d, μ и разность $\rho_ч - \rho_ж$. Так, укрупнение частиц может происходить при воздействии коагуляторов или в поле действия электрических сил; вязкость и разность плотностей можно изменять за счет повышения температуры или при добавлении в систему растворителей, имеющих меньшую вязкость и плотность.

При расчете скоростей осаждения частиц в газовых суспензиях плотность твердой или жидкой частицы примерно на три порядка выше плотности газа $\rho_г$. Пренебрегая величиной последнего, получают общую формулу для скорости осаждения из уравнения (XII.2)

$$W_{oc} = \sqrt{\frac{4}{3}\frac{\rho_ч d g}{\rho_г \xi}},$$

а из уравнения (XII.5) для ламинарного режима

$$W_{oc} = \frac{d^2 \rho_ч g}{18\mu}.$$

Для всех режимов осаждения критерий Re, а следовательно, и скорость осаждения могут быть также вычислены в зависимости от критерия Ar:

$$Re = \frac{Ar}{18 + 0{,}575\sqrt{Ar}}. \qquad (XII.6)$$

В приведенном уравнении при малых значениях Ar, соответствующих малому диаметру частиц, вторым слагаемым в знаменателе можно пренебречь, и тогда это уравнение будет соответствовать ламинарному режиму, что выражается законом Стокса [см. уравнение (XII.4)].

В случае турбулентного движения при большом значении параметра Ar первым слагаемым в знаменателе можно пренебречь, и тогда уравнение примет вид

$$Re = 1{,}74\sqrt{Ar}.$$

При промежуточном режиме отстаивания скорость осаждения определяется из общего уравнения (XII.6).

Приведенные выше зависимости справедливы для частиц шарообразной формы. Частицы, форма которых отличается от шарообразных, осаждаются с меньшей скоростью, так как в этом случае среда оказывает большее сопротивление. Поскольку шар среди всех геометрических тел равного объема и массы имеет наименьшую поверхность, то введем понятие *коэффициента несферичности*

$$\varphi = f_{ш}/f,$$

где $f_{ш}$ и f — площадь поверхности частиц соответственно шарообразной и неправильной формы равного объема.

Коэффициент φ для частиц неправильной формы всегда меньше 1,0 и находится экспериментально. Значения коэффициента φ, по литературным данным, для частиц различной формы следующие: округлая — 0,77; угловатая — 0,66; продолговатая — 0,58; пластинчатая — 0,43.

Скорость осаждения частицы неправильной формы определяется в зависимости от скорости осаждения $W_{о.ш}$ шарообразной частицы того же объема и массы из выражения

$$W_{ос} = \varphi W_{о.ш}.$$

Для расчета величины $W_{о.ш}$ диаметр эквивалентного шара определяется из выражения

$$d_э = \sqrt[3]{\frac{6}{\pi} V} = 1,24 \sqrt[3]{V} = 1,24 \sqrt[3]{\frac{m}{\rho_ч}},$$

где V и m — соответственно объем и масса частицы неправильной формы.

Для расчета скорости осаждения частиц неправильной формы иногда используют *коэффициент формы* ψ, являющийся величиной, обратной коэффициенту несферичности и равной отношению площади поверхности частицы f к площади поверхности равновеликого по объему шара $f_{ш}$:

$$\psi = f/f_{ш}.$$

При использовании коэффициента формы скорость осаждения частицы неправильной формы определяется из выражения

$$W_{ос} = W_{о.ш}/\psi.$$

Описанный выше процесс осаждения частиц и полученные расчетные уравнения справедливы как для неподвижной, так и для движущейся среды. В последнем случае скорость осаждения представляет собой относительную скорость.

При движении среды и осаждающейся частицы в одном направлении скорость осаждения равна

$$W_{ос} = W_{о.ч} + W_{ж},$$

где $W_{ж}$ и $W_{о.ч}$ — скорость движения среды и осаждающейся частицы соответственно.

При движении среды и частицы в разных направлениях скорость осаждения составит

$$W_{ос} = W_{о.ч} - W_{ж}.$$

Приведенные выше расчетные формулы справедливы для осаждения одиночной частицы и для дисперсных систем с небольшой концентрацией взвешенных частиц, т.е. в случае, когда осаждение частиц не вызывает их взаимодействия: столкновения, движения одной частицы вслед за другой и т.д. Такой процесс осаждения частиц принято называть *свободным осаждением.*

При высокой концентрации оседающих частиц необходимо учитывать их взаимовлияние. Осаждение частиц в среде с высокой их концентрацией характеризуется явлениями как способствующими увеличению скорости осаждения, так и замедляющими эту скорость.

Например, соударение частиц может сопровождаться их агломерацией, что увеличивает скорость осаждения; движение одной частицы вслед за другой также повышает скорость осаждения; соприкосновение осаждающихся частиц обусловливает действие дополнительных сил трения, замедляющих осаждение, и т.д.

Отстаивание частиц в среде с высокой их концентрацией называют *стесненным осаждением.* С увеличением концентрации взвешенных частиц в суспензии уменьшается относительная доля объема среды, в которой находятся осаждающиеся частицы.

Обозначив через $V_ч$ объем частиц, а через $V_ж$ — объем среды, получим

$$\varepsilon = \frac{V_ж}{V_ч + V_ж}.$$

Изучение явления стесненного осаждения показывает, что его скорость $W_{о.ст}$ является функцией относительного объема среды ε и критерия Архимеда, т.е.

$$Re_{о.ст} = f(Ar, \varepsilon).$$

При стесненном осаждении для расчета критерия Рейнольдса, а следовательно, и скорости стесненного осаждения может быть использовано уравнение, справедливое для всех гидродинамических режимов (ламинарного, переходного и турбулентного):

$$Re_{о.ст} = \frac{Ar\varepsilon^{4,75}}{18 + 0,575\sqrt{Ar\varepsilon^{4,75}}}. \qquad (XII.7)$$

Отметим, что, когда $\varepsilon \approx 1$, уравнение (XII.7) совпадает с ранее приведенным уравнением (XII.6), справедливым для свободного осаждения.

ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТЬ ОТСТОЙНИКОВ

На рис. XII-3 представлена схема работы открытого отстойника прямоугольной формы для жидкой суспензии, содержащей твердые частицы. Поступающая в отстойник жидкость движется горизонтально со средней скоростью υ. Частицы под действием силы тяжести двигаются с постоянной скоростью $W_{ос}$ к днищу и одновременно вместе с жидкостью вдоль отстойника со скоростью υ. Время нахождения жидкости в отстойнике равно длине его пути, деленной на скорость движения, и составляет

$$\tau_н = l/\upsilon.$$

Продолжительность осаждения частицы на дно отстойника в случае, когда частица начала свой путь от поверхности жидкости, равна

$$\tau_{ос} = \frac{h}{W_{ос}}.$$

Если $\tau_{ос} \le \tau_н$, то частица осядет; в противном случае жидкость унесет ее с собой. В предельном случае (при $\tau_{ос} = \tau_н$) получаем, что

$$\frac{h}{W_{ос}} = \frac{l}{\upsilon}.$$

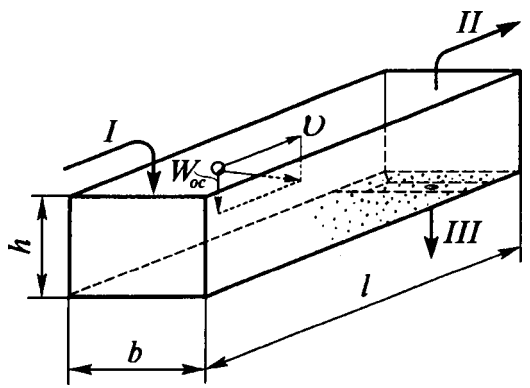


Рис. XII-3. Схема работы отстойника: *I* — суспензия; *II* — осветленная жидкость; *III* — выгружаемый осадок

При заданных размерах отстойника l, h, b можно найти допустимую максимальную скорость движения жидкости, при которой твердые частицы осядут на дно отстойника:

$$\upsilon = W_{oc}\frac{l}{h}.$$

Объемный расход жидкости V, прошедшей через отстойник за 1 с, равен произведению скорости потока на площадь его поперечного сечения S:

$$V = S\upsilon = bh\upsilon$$

где $S = bh$.

Подставляя выражение скорости потока υ из предыдущего равенства, получаем

$$V = bhW_{oc}l/h = blW_{oc} = FW_{oc},$$

т.е. кроме скорости осаждения производительность отстойника определяется только его площадью в плане F. Аналогичная зависимость получается и для отстойника периодического наполнения, например для резервуара.

АППАРАТУРА ДЛЯ ОТСТАИВАНИЯ

Аппараты для отстаивания дисперсной фазы (*нефтеловушки*, продуктоловушки, песколовки, *отстойники*, *нефтеотделители*, *газосепараторы*, пруды-отстойники), применяемые на нефтегазоперерабатывающих и нефтехимических заводах, разнообразны по конструктивному оформлению, что во многом определяется различными условиями проведения процесса. Приведем описание только некоторых конструкций.

Нефтеловушки. На рис. XII-4 представлена конструкция типовой нефтеловушки, предназначенной для очистки нефтесодержащих сточных вод от нефти, нефтепродуктов и твердых механических примесей. Для обеспечения бесперебойной работы нефтеловушки должны иметь не менее двух параллельно работающих секций. Каждая секция состоит из корпуса *1*, в котором установлен скребковый транспортер *4* с приводом *3* для сгона всплывающих нефтепродуктов и сдвига осадка в приямок *7*. Частота включения скребкового механизма должна быть такой, чтобы толщина слоя накопившихся нефтепродуктов не превышала высоты бруса скребкового транспортера (100 мм), но не реже одного раза в смену. Перфорированная перегородка *2* предназначена для равномерного распределения потока по сечению аппарата, а глухая перегородка *6* — для отделения слоя чистой воды от зоны отстаивания. Нефтеловушка оборудована нефтесборными трубами *5* с ручным приводом. Удаление осадка из приямка осуществляется гидроэлеватором *8* или через донные клапаны. Подача воды в гидроэлеватор и отвод осадка регулируются задвижками *9* с электроприводом. В каждую секцию сточная вода подводится независимо от других. Применяются нефтеловушки нескольких типов, различающихся пропускной способностью одной секции: 18, 36, 54, 81 и 198 м^3/ч. Средняя скорость движения сточных вод в нефтеловушке 5 мм/ч.

Для повышения эффективности механической очистки нефтесодержащих сточных вод, сокращения занимаемой площади и снижения капитальных затрат целесообразно применение многополочных нефтеловушек. В такой нефтеловушке пространство внутри скребкового

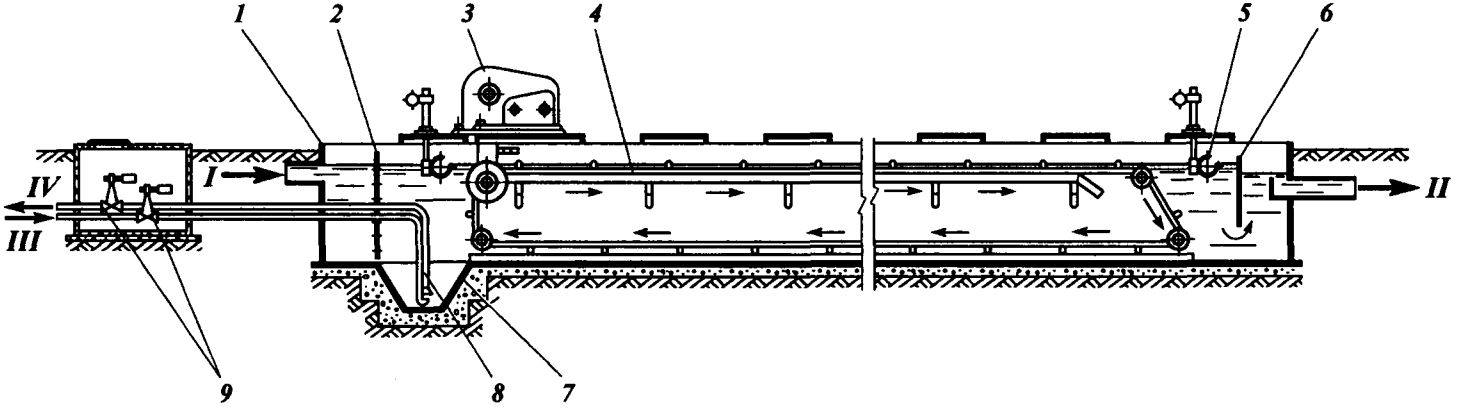


Рис. XII-4. Нефтеловушка:
1 — корпус; *2* — перфорированная перегородка; *3* — привод скребкового транспортера; *4* — скребковый транспортер; *5* — нефтесборная труба; *6* — перегородка; *7* — приямок ; *8* — гидроэлеватор; *9* — задвижки с электроприводом. Потоки: *I* — сточная вода; *II* — очищенная вода; *III* — вода в гидроэлеватор; *IV* — шлам

транспортера заполнено полочными блоками, образованными из наклонных параллельных пластин, расположенных вдоль течения жидкости. Расстояние между смежными пластинами составляет 50÷70 мм, угол наклона к горизонту 45° и выше, что определяется условиями нормального сползания осадка с пластин. Уменьшение высоты слоя отстаивания в многополочных нефтеловушках позволяет сократить продолжительность отстаивания нефтепродуктов, выделившихся из сточных вод, а также замедлить турбулентное перемешивание рабочего потока конвекционными и плотностными токами, вследствие чего повышается эффективность очистки. В настоящее время многополочные нефтеловушки могут быть рекомендованы для очистки нефтесодержащих сточных вод от светлых нефтепродуктов, не имеющих в своем составе высоковязких загрязнений (тяжелая нефть, смолы, мазут, парафин), которые налипают на поверхности пластин полочных блоков, что затрудняет работу аппарата.

Радиальные нефтеловушки представляют собой железобетонные заглубленные открытые резервуары цилиндрической формы с коническим днищем. В конструкции, представленной на рис. XII-5, *а*, применена новая система распределения сточной воды, коаксиально-козырьковый водораспределитель *1*, позволяющий в значительной степени повысить коэффициент использования объема сооружения. Эмульсия движется в радиальном направлении от центра к периферии с постоянно уменьшающейся скоростью. Для удаления с поверхности воды всплывших нефти и нефтепродуктов и образовавшегося на дне осадка нефтеловушка оборудована вращающейся фермой *5*, установленной радиально, с нефтесборными *9* и донными *4* скребками. Нефтесборные скребки *9* поддерживаются в вертикальном положении противовесом *15* и с помощью шарнира *14* соединяются с вращающейся фермой (рис. XII-5, *б*). Верхняя кромка нефтесборных скребков выступает над поверхностью жидкости и при движении скребков перемещает пленку нефти или нефтепродукта к нефтесборному желобу *12*. Для облегчения удаления собранной нефти или нефтепродукта над нефтесборным желобом расположен трубопровод *13* с брызгальными насадками. Выпавший нефтешлам сгребается к центральному приямку *3*, из которого откачивается насосом в шламонакопитель.

Нефтеловушки этого типа запроектированы диаметром 24 и 30 м. Расчетная пропускная способность нефтеловушки диаметром 30 м составляет 1100 м^3/ч. При использовании радиальных нефтеловушек обеспечивается значительная экономия капитальных и эксплуатационных затрат, улучшается качество очистки сточных вод и упрощается работа эксплуатационного персонала.

Отстойники. В горизонтальном отстойнике для эмульсий, схема которого представлена на рис. XII-6, обе жидкости после разделения могут быть выведены из аппарата, поэтому отстойник работает непрерывно. Перфорированная перегородка *2* равномерно распределяет поток по сечению отстойника и предотвращает возмущение жидкости в отстойнике струей эмульсии, поступающей в аппарат.

Уровень раздела легкой и тяжелой жидкости поддерживается регулятором уровня или гидравлическим затвором (сифон, "утка"). Высота гидравлического затвора h и уровни тяжелой $h_т$ и легкой $h_л$ жидкостей связаны следующим уравнением, вытекающим из законов гидростатики:

$$(h_л - h_т)\rho_л g + h_т\rho_т g = h\rho_т g,$$

откуда высота гидрозатвора равна

$$h = h_т(1 - \rho_л/\rho_т) + h_л\rho_л/\rho_т.$$

Для разделения смеси нефтепродукта и воды $\rho_л/\rho_т$ представляет собой относительную плотность нефтепродукта по отношению к воде при данном температурном режиме работы аппарата.

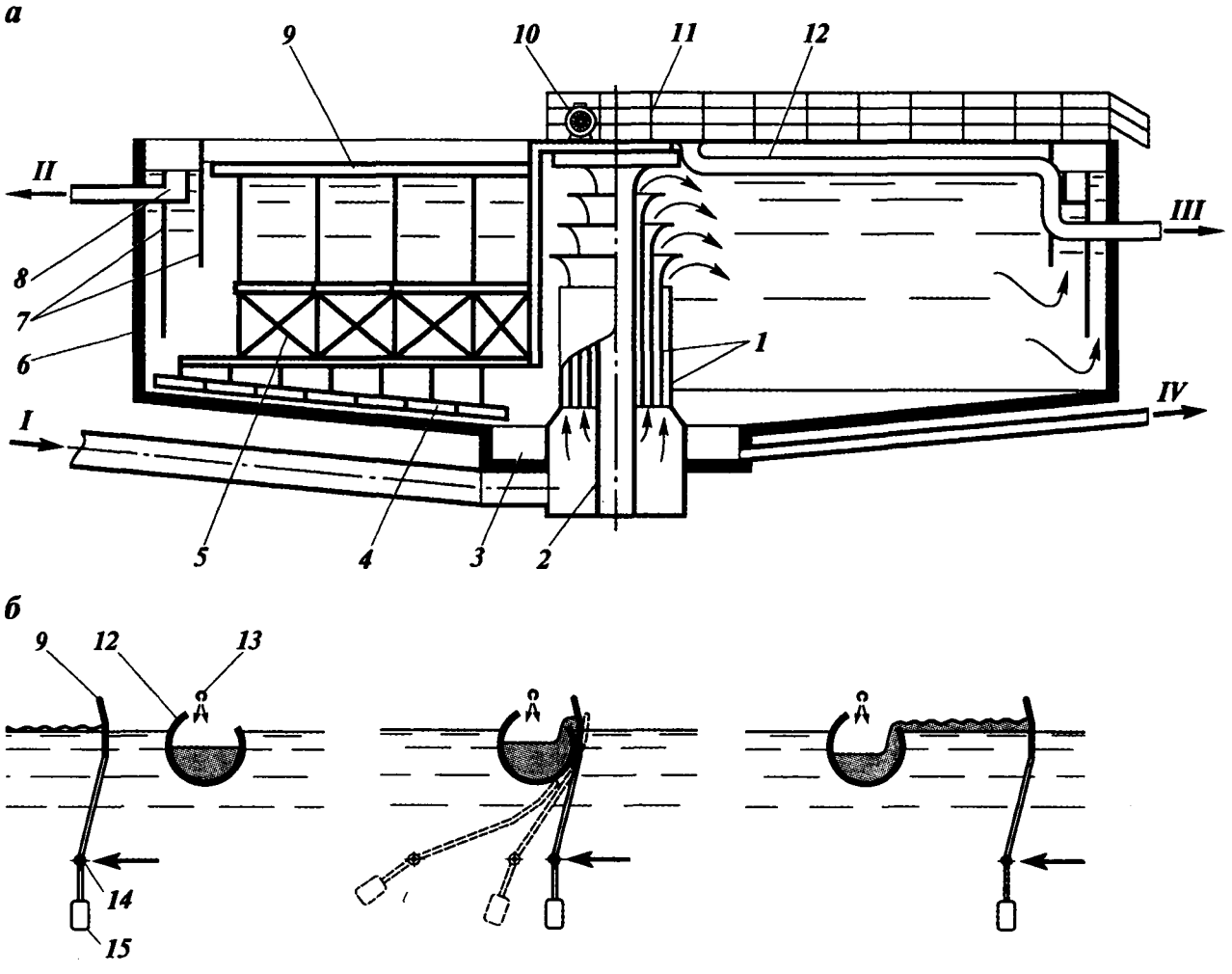

а
9
10
11
12
II
III
8
7
6
1
IV
I
5
4
3
2
б
9
12
13
14
15

Рис. XII-5. Радиальная нефтеловушка:
а — поперечный разрез; *б* — различные стадии работы нефтесборных скребков; *1* — коаксиально-козырьковый водораспределитель; *2* — центральная опора; *3* — приямок; *4* — донные скребки; *5* — ферма; *6* — корпус; *7* — погружные стенки; *8* — водосборный лоток; *9* — нефтесборные скребки; *10* — центральный привод скребкового механизма; *11* — ходовой мостик; *12* — нефтесборный желоб; *13* — трубопровод с брызгальными насадками; *14* — шарнир; *15* — противовес. Потоки: *I* — сточная вода; *II* — очищенная вода; *III* — нефть; *IV* — шлам

Производительность горизонтальных отстойников может быть увеличена путем размещения в зоне отстаивания параллельных наклонных пластин. Поперечный разрез такого аппарата — напорного нефтеотделителя показан на рис. XII-7. Подача нефтесодержащей воды на очистку и отвод очищенной воды производится через штуцера, расположенные по центру торцовых днищ аппарата. Параллельные пластины в нефтеотделителе рас-

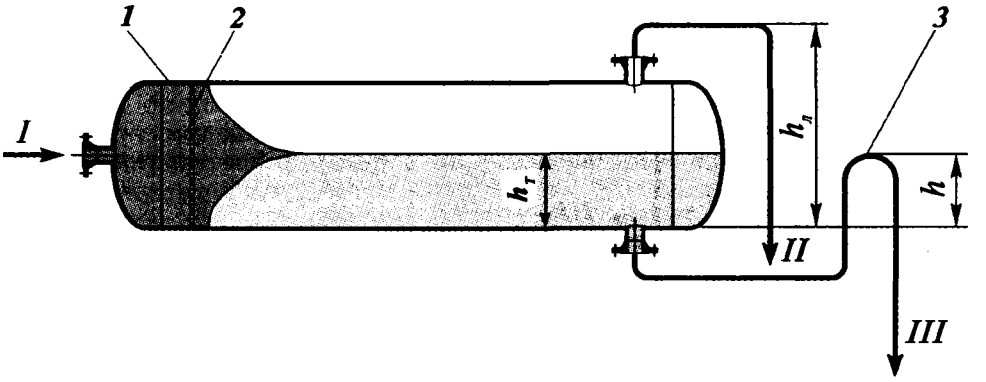


Рис. XII-6. Схема отстойника для разделения эмульсий:
1 — корпус; *2* — перфорированная перегородка; *3* — гидравлический затвор. Потоки: *I* — эмульсия; *II* — легкая жидкость; *III* — тяжелая жидкость

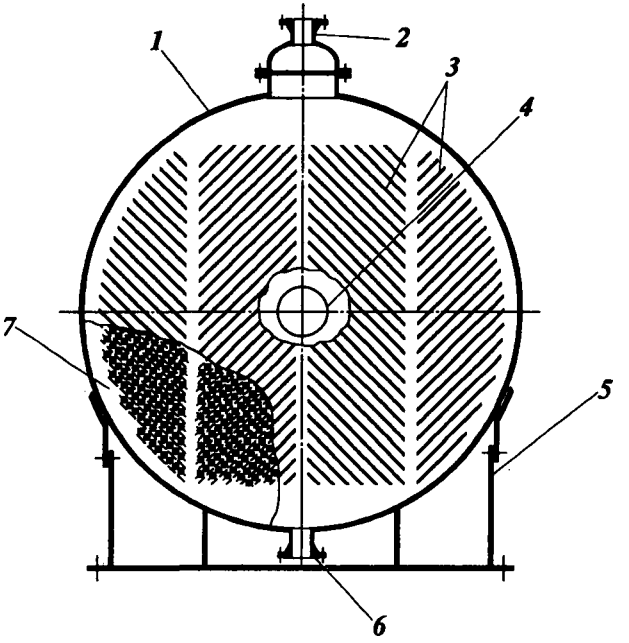


Рис. XII-7. Поперечный разрез напорного нефтеотделителя:
1 — корпус; *2* — штуцер для отвода уловленной нефти; *3* — параллельные пластины; *4* — штуцер для отвода очищенной воды; *5* — опора; *6* — штуцер для отвода осадка; *7* — перфорированная перегородка

положены на расстоянии 100 мм друг от друга, отвод уловленной нефти осуществляется через штуцера, расположенные в верхней части нефтеотделителя, а осадок выводится снизу.

Радиальные отстойники предназначаются для усреднения состава нефтесодержащих сточных вод и их дополнительной очистки от нефтепродуктов и механических примесей, оставшихся в сточной воде, прошедшей нефтеловушки. В промышленности применяются радиальные отстойники

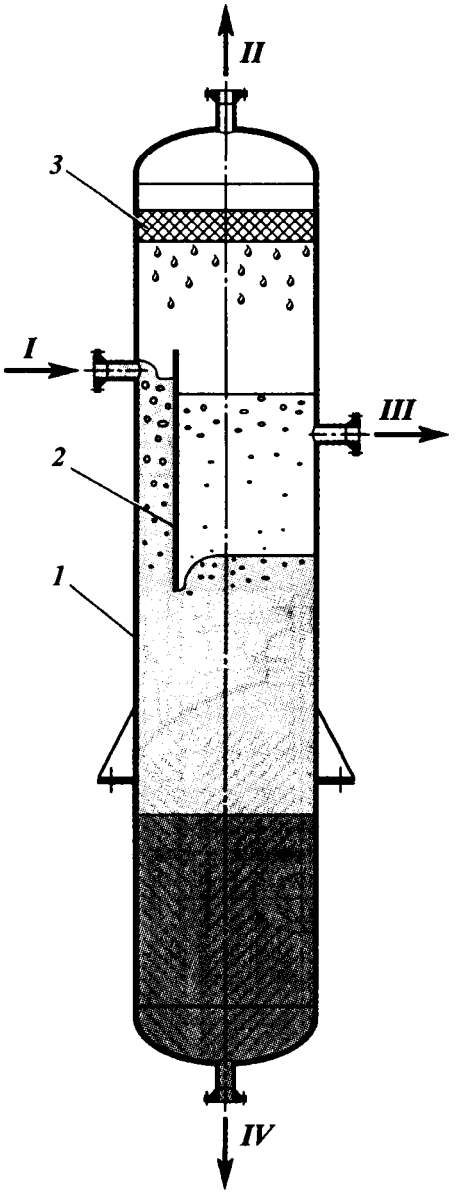


Рис. XII-8. Схема газосепаратора-водоотделителя:
1 — корпус; *2* — перегородка; *3* — отбойник. Потоки: *I* — смесь; *II* — газ; *III* — бензин; *IV* — вода

диаметром 24 и 30 м, пропускной способностью 200 и 360 $м^3$/ч. Принцип действия этих аппаратов и способ удаления нефтепродукта и шлама не отличаются от радиальных нефтеловушек.

Газосепараторы. На рис. XII-8 показана схема вертикального газосепаратора-водоотделителя, который применяется на нефтеперерабатывающих установках для отделения воды и газа от таких легких продуктов, как бензин, скорость отстоя которого сравнительно велика и который не образует стойких эмульсий, затрудняющих разделение. Очистка керосинов чаще производится в горизонтальных отстойниках. Цилиндрический аппарат снабжен вертикальной перегородкой *2*, отделяющей пространство, где происходит отделение основной части газа, от отстойной зоны газосепаратора. В результате по высоте аппарата образуются три слоя: чистого бензина, смеси и воды. Для отделения капельной жидкости, унесенной потоком газа, в верхней части газосепаратора установлен отбойник *3*. Уровень бензина и воды поддерживается регуляторами уровня.

Очистка газов отстаиванием с учетом малых скоростей осаждения и больших объемов газов на современных производствах потребовала бы совершенно не приемлемых по размеру площадей отстойных камер. Поэтому отстойники для газовых суспензий в промышленности не применяют. Однако отстаивание пыли имеет практическое значение там, где оно происходит самопроизвольно, например, в газоходах трубчатых печей, рабочих пространствах реакторов и регенераторов с псевдоожиженным слоем катализатора и т.д.

ГЛАВА XIII ФИЛЬТРОВАНИЕ

Фильтрованием называется процесс разделения суспензий и аэрозолей с использованием пористых перегородок, на поверхности которых задерживаются взвешенные в жидкости или газе твердые частицы, образующие на перегородке слой *осадка*. Жидкость, отделенная от осадка, называется *фильтратом*.

В нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности фильтрование применяется в процессах депарафинизации масел, производства парафина, церезина, пластичных смазок, при очистке нефтепродуктов и контактной очистке масел, для улавливания технического углерода, отделения химических реактивов и особо чистых химических веществ и других ценных продуктов от газов, отходящих от технологических установок распыливающего типа и печей кипящего слоя. Движение жидкости через пористые перегородки и слой осадка создают за счет разности давления в аппарате, являющейся движущей силой процесса.

Перепад давления может создаваться: 1) столбом жидкости над фильтрующей перегородкой (гидростатическое фильтрование); 2) избыточным давлением жидкости, например, при подаче ее насосом (фильтрование под давлением); 3) путем создания разрежения под фильтрующей перегородкой при помощи вакуум-насоса (фильтрование под вакуумом).

Разделение суспензий на фильтрах обычно состоит не только из основной операции по фильтрованию суспензий, но в ряде случаев и из вспомогательных операций, таких как промывка осадка (при которой с помощью специальной жидкости фильтрат выдавливается из пор осадка), его продувка и сушка воздухом или инертным газом.

Эффективность разделения и производительность фильтра зависят от свойств обрабатываемой суспензии, правильного выбора типа фильтра, его оснащения и режима работы. В связи с этим для достижения оптимальных условий процесса фильтрования выбор типа фильтра, фильтровальной перегородки и режимов фильтрования должен проводиться на основе экспериментального изучения особенностей фильтрования данной суспензии на лабораторных или пилотных установках.

ВИДЫ ФИЛЬТРУЮЩИХ ПЕРЕГОРОДОК И ОСАДКОВ

Для фильтрования применяются следующие виды перегородок:

насыпные, состоящие из слоя мелкозернистых материалов (гравий, песок и др.), обладающие высокой полнотой разделения суспензий, но отличающиеся большим сопротивлением, поскольку осадок проникает внутрь фильтрующего слоя и требуются специальные приемы для его отделения. Такие фильтровальные перегородки применяют для суспензий с малой концентрацией осадка;

набивные, состоящие из слоя волокнистых материалов (вата хлопчатобумажная, шерстяная, шлаковая, стеклянная, асбестовое волокно и т.д.); характеристика та же, что и для насыпных перегородок;

керамические, состоящие из плоских пористых кислотоупорных плиток, применяющиеся для фильтрования кислых сред; характеристика та же, что и для насыпных перегородок;

тканевые, обладающие относительно малым сопротивлением и удобные в конструктивном отношении;

плетеные, представляющие собой сетки из тонкой проволоки, выполненные из цветных металлов и сплавов; отличаются пониженной задерживающей способностью и поэтому в начале фильтрования пропускают в фильтрат мелкие частицы. Однако осадок, который откладывается в последующем, обеспечивает высокую фильтровальную способность. Плетеные перегородки часто применяют для фильтрования при повышенной температуре, причем первые порции мутного фильтрата возвращаются на повторное фильтрование.

В ряде случаев фильтровальная перегородка не обладает достаточной задерживающей способностью и для придания ей необходимых фильтрующих свойств на ее поверхность намывают слой вспомогательного фильтрующего вещества (кизельгура, диатомита, перлита и т.п.). Слой осадка из вспомогательного вещества служит фильтровальной перегородкой, которая и задерживает мелкие частицы суспензии (менее 1 мкм).

Важной характеристикой осадка является его пористость, влияющая на проницаемость жидкости и обусловливающая величину сопротивления, оказываемого потоку фильтрата. Осадок, который при фильтровании независимо от давления имеет одну и ту же пористость, называется *несжимаемым* и состоит обычно из твердых кристаллических частиц, размеры которых варьируются в широком интервале.

Большая часть осадков состоит из мягких частиц, которые с повышением давления уплотняются, вследствие чего их проницаемость уменьшается. Такие осадки называются *сжимаемыми*.

Существуют суспензии, содержащие очень мелкие илистые частицы, которые при прохождении через фильтрующую перегородку образуют на ней непроницаемый для жидкости осадок. Чтобы сделать возможным фильтрование для таких суспензий, в них добавляют мелкие частицы другого материала (например, песок, кварц и др.), которые придают осадку жесткую пространственную структуру с мелкими порами, и в этом случае осадок становится проницаемым. Осадки, структура которых различна в отдельных частях их объема, называются *неоднородными.*

Для оценки различных осадков при фильтровании вводится понятие об удельном сопротивлении осадка r , которое определяется экспериментально. Для каждого несжимаемого осадка r = const.

Для сжимаемых осадков принимают зависимость проницаемости от давления в виде

$$r = r_0 \Delta p^m, \qquad \text{(XIII.1)}$$

где m – показатель сжимаемости, лежащий в пределах $0 < m < 1$; r_0 – удельное сопротивление осадка при $\Delta p = 1$ Па.

Для несжимаемых осадков $m = 0$. Удельное сопротивление неоднородных осадков зависит от многих факторов.

ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ФИЛЬТРОВАНИЯ

Движение жидкости (фильтрата) через каналы неправильной формы, образующиеся между частицами осадка и элементами фильтрующей перегородки, подчиняется общим закономерностям гидравлики и, как отмечалось ранее, связано с преодолением сопротивления как слоя осадка, так и фильтровальной перегородки (рис. XIII-1). В связи с малыми размерами каналов и небольшой скоростью движения жидкости процесс фильтрования обычно протекает в ламинарном режиме и перепад давления линейно зависит от вязкости среды. Одним из основных показателей процесса является скорость фильтрования C, определяемая как объем фильтрата dV, проходящий через поверхность фильтра F за промежуток времени $d\tau$, т.е.

$$C = \frac{dV}{Fd\tau}.$$

Скорость фильтрования пропорциональна перепаду давления Δp в слое осадка и фильтрующей перегородке и обратно пропорциональна их сопротивлению R, т.е.

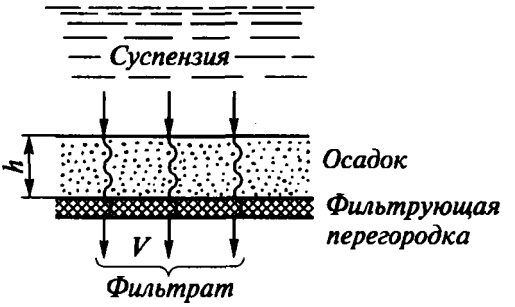


Рис. XIII-1. Схема прохождения жидкости через слой осадка и фильтрующую перегородку

$$C = \frac{dV}{Fd\tau} = \frac{\Delta p}{R}, \qquad \text{(XIII.2)}$$

где перепад давления Δp измеряется в Па, а сопротивление R — в (Па·с)/м.

Сопротивление R — величина переменная, так как фильтрование идет с постоянным увеличением высоты слоя осадка, а следовательно, и его сопротивления. В уравнении (XIII.2) общее сопротивление R целесообразно представить в виде суммы меняющегося сопротивления осадка $R_{ос}$ и практически постоянного сопротивления фильтрующей перегородки $R_ф$:

$$R = R_{ос} + R_ф.$$

В свою очередь $R_{ос}$ пропорционально толщине осадка h, т.е.

$$R_{ос} = rh.$$

Обозначим отношение объема образующегося осадка к объему фильтрата через $x = V_{ос}/V$; тогда для любого момента фильтрования получим

$$V_{ос} = Vx.$$

В то же время из геометрии следует, что

$$V_{ос} = Fh,$$

откуда

$$Fh = Vx; \quad h = \frac{Vx}{F}; \quad R_{ос} = \frac{rVx}{F}.$$

После подстановки полученного в уравнение (XIII.2) основное дифференциальное уравнение фильтрования принимает вид

$$C = \frac{dV}{Fd\tau} = \frac{\Delta p}{R_{ос} + R_ф} = \frac{\Delta p}{\frac{rVx}{F} + R_ф}. \qquad \text{(XIII.3)}$$

Удельное сопротивление $r = R_{ос}/h$ измеряется в (Па · с)/м^2.

В промышленной практике наибольшее распространение получили два режима фильтрования.

Режим при постоянном перепаде давления Δp (вакуумное фильтрование, гидростатическое фильтрование с постоянным столбом жидкости над фильтрующей перегородкой, подача суспензии центробежным насосом при постоянном избыточном давлении на выкиде насоса). При этом режиме скорость фильтрования в связи с постоянным увеличением высоты слоя осадка и ростом его сопротивления с течением времени уменьшается.

Режим при постоянной скорости C (подача суспензии на фильтр поршневым или плунжерным насосом постоянной производительности). При режиме с постоянной скоростью фильтрования слой осадка и его сопротивление постоянно увеличиваются, вследствие чего должно непрерывно расти давление поступающей суспензии, а следовательно, и перепад давления Δp.

ФИЛЬТРОВАНИЕ ПРИ ПОСТОЯННОМ ПЕРЕПАДЕ ДАВЛЕНИЯ

При этом режиме фильтрования уравнение (XIII.3) можно интегрировать. Разделив переменные dV и $d\tau$ и учитывая, что Δp = const, получаем

$$rxVdV + R_{\Phi}FdV = \Delta pF^2 d\tau.$$

Так как при $r = 0$ и $V = 0$, то постоянная интегрирования тоже равна нулю и

$$rx\frac{V^2}{2} + R_{\Phi}FV = \Delta pF^2\tau. \qquad \text{(XIII.4)}$$

Из этого уравнения можно при известной площади поверхности фильтра определить либо производительность фильтра за одну операцию длительностью τ

$$V = F\left[\sqrt{\frac{2\Delta p\tau}{rx} + \left(\frac{R_{\Phi}}{rx}\right)^2} - \frac{R_{\Phi}}{rx}\right], \qquad \text{(XIII.5)}$$

либо площадь поверхности фильтра при заданном объеме фильтрата за одну операцию

$$F = \frac{V}{\sqrt{\frac{2\Delta p\tau}{rx} + \left(\frac{R_{\Phi}}{rx}\right)^2} - \frac{R_{\Phi}}{rx}}, \qquad \text{(XIII.6)}$$

либо продолжительность фильтрования при заданной толщине осадка h.

Разделив все члены уравнения (XIII.4) на F^2 и умножив и разделив члены левой части уравнения на x, получим

$$\frac{r}{2x}\frac{V^2x^2}{F^2} + \frac{R_{\Phi}}{x}\frac{Vx}{F} = \Delta p\tau.$$

Заменив в последнем уравнении Vx/F на h и решив его относительно τ, получим

$$\tau = \frac{1}{\Delta px}\left(\frac{r}{2}h^2 + R_{\Phi}h\right). \qquad \text{(XIII.7)}$$

Для расчетов с использованием уравнений (XIII.4) – (XIII.7) предварительно экспериментально должны быть найдены величины r, R_{Φ} и x. При экспериментальном определении этих величин проводятся как минимум три опыта, в которых при известных F и Δp фиксируются объем фильтрата V и высота осадка h, получаемого за время τ.

Подстановкой в уравнение (XIII.4) найденных для каждого опыта величин получим три уравнения, при совместном решении которых вычисляют искомые параметры фильтрования r, R_{Φ} и x.

В тех случаях, когда сопротивление осадка значительно больше сопротивления фильтрующей перегородки, им можно пренебречь, т.е. принять $R_{\Phi} = 0$. Тогда из уравнения (XIII.5) получим

$$V = F\sqrt{\frac{2\Delta p\tau}{rx}}. \qquad \text{(XIII.8)}$$

Поскольку в режиме Δp = const скорость фильтрования с течением времени уменьшается, представляется необходимым оценить, как изменяется средняя скорость фильтрования с течением времени τ и при какой продолжительности фильтрования будет наибольшей средняя скорость за единицу общего времени, включающего как цикл фильтрования, так и продолжительность вспомогательных операций.

Для решения этого вопроса используем уравнение (XIII.8), которое при постоянном перепаде давления, т.е. когда изменяется только τ, можно записать в виде

$$V = A\sqrt{\tau}.$$

Обозначив через τ_0 продолжительность вспомогательных операций (промывка осадка, раскрытие фильтра, выгрузка осадка, сборка фильтра) и принимая, что τ_0 не зависит от количества разгружаемого осадка, получаем среднюю производительность фильтра

$$V_m = \frac{V}{\tau + \tau_0} = \frac{A\sqrt{\tau}}{\tau + \tau_0}.$$

Дифференцируя функцию V_m по переменной τ и приравнивая к нулю, получим

$$\tau = \tau_0,$$

т.е. продолжительность фильтрования должна равняться продолжительности вспомогательных операций.

В уравнениях (XIII.3) – (XIII.8) было принято, что удельное сопротивление осадка τ – величина постоянная, что справедливо для несжимаемых осадков.

Для сжимаемых осадков значение τ принимают по уравнению (XIII.1) и подставляют его в соответствующие расчетные уравнения. Так, например, для уравнения (XIII.8) получим

$$V = F\sqrt{\frac{2\Delta p\tau}{r_0\Delta p^m x}} = \sqrt{\frac{2\Delta p^{1-m}\tau}{r_0 x}}.$$

Учитывая, что τ_0 и m определяются из опыта, значение τ для сжимаемых осадков целесообразно определять при тех же экспериментальных условиях, при которых будет работать проектируемый фильтр, а также пользоваться более простыми уравнениями (XIII.3) – (XIII.8).

ФИЛЬТРОВАНИЕ ПРИ ПОСТОЯННОЙ СКОРОСТИ

Этот режим фильтрования получается, когда суспензия подается на фильтр под давлением при помощи поршневого или плунжерного насоса. При постоянном числе ходов насоса через фильтр проходит постоянный объем фильтрата; при этом в связи с образованием осадка растет сопротивление и повышается перепад давления.

Так как скорость фильтрования постоянна, то основное дифференциальное уравнение (XIII.3)

$$\frac{dV}{Fd\tau} = \frac{V}{F\tau}$$

принимает вид

$$\frac{V}{F\tau} = \frac{\Delta p}{\frac{rVx}{F} + R_\Phi},$$

откуда получаем основное уравнение фильтрования при C = const

$$rxV^2 + R_\Phi FV = \Delta pF^2\tau. \qquad \text{(XIII.9)}$$

Из сопоставления уравнений (XIII.9) и (XIII.4) при режиме с Δp = = const следует, что они тождественны и отличаются тем, что первое слагаемое в уравнении (XIII.9) в два раза больше соответствующей величины в уравнении (XIII.4).

Так же как и для режима при Δp = const, уравнение (XIII.9) может быть решено относительно объема фильтрата V

$$V = F\left[\sqrt{\frac{\Delta p\tau}{rx} + \left(\frac{R_\Phi}{2rx}\right)^2} - \frac{R_\Phi}{2rx}\right]$$

или относительно необходимой площади поверхности F

$$F = \frac{V}{\sqrt{\frac{\Delta p\tau}{rx} + \left(\frac{R_\Phi}{2rx}\right)^2} - \frac{R_\Phi}{2rx}}.$$

В частности, для случая, когда сопротивлением фильтрующей перегородки можно пренебречь, т.е. при $R_\Phi = 0$, получаем

$$V = F\sqrt{\frac{\Delta p\tau}{rx}}, \qquad \text{(XIII.10)}$$

где Δp — перепад давления в конце фильтрования при конечной толщине осадка.

Сравнение уравнений (XIII.10) и (XIII.8) показывает, что при одинаковых условиях и конечном давлении производительность фильтра при Δp = const в 1,42 раза больше его производительности при C = const.

Расчет продолжительности фильтрования при режиме C = const проводится, исходя из предельно допустимого перепада давления для фильтра

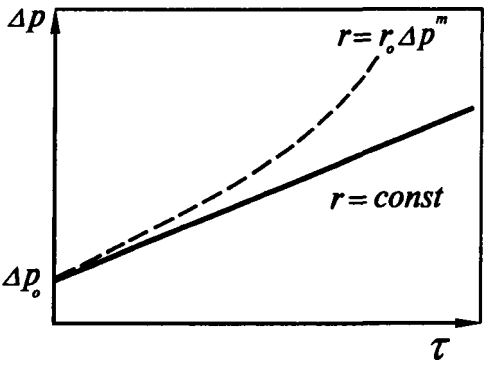


Рис. XIII-2. Зависимость перепада давления от времени при фильтровании в режиме с постоянной скоростью

данной конструкции. Деля уравнение (XIII.9) на $F^2\tau$ и умножая и деля первый член левой части уравнения на τ, получаем:

$$rx\frac{V^2}{F^2\tau}\frac{\tau}{\tau}+R_ф\frac{V}{F\tau}=\Delta p.$$

Так как $V/F\tau = C$, окончательно имеем

$$\Delta p = R_ф C + rxC^2\tau, \qquad \text{(XIII.11)}$$

т.е. для случая несжимаемого осадка перепад давления растет по прямой линии, начиная от первоначального перепада давления $\Delta p_0 = R_ф C$. Для сжимаемого осадка $r = r_0\Delta p^m$, перепад давления будет большим и его изменение будет происходить по кривой (см. пунктирную линию на рис. XIII-2).

ПРОМЫВКА ОСАДКА НА ФИЛЬТРЕ

Промывка осадка проводится с целью удаления содержащегося в нем фильтрата путем вытеснения его промывной жидкостью. Она удлиняет полный цикл работы фильтра, поэтому необходимо рассчитать продолжительность промывки данного осадка. При расчете принимается, что высота слоя осадка не меняется, сопротивление его остается постоянным, равным сопротивлению в конце фильтрования, и процесс протекает с постоянной скоростью.

Если промывку проводят после фильтрования при Δp = const, то конечная скорость процесса определяется уравнением

$$C_{к.ф} = \frac{\Delta p}{R_ф + rh}. \qquad \text{(XIII.12)}$$

Режим движения жидкостей в осадках при фильтровании является ламинарным, и перепад давления, затрачиваемый на трение в капиллярах осадка, пропорционален вязкости жидкости. Поэтому скорость промывки осадка промывной жидкостью $C_{пр}$ будет пропорциональна отношению вязкостей фильтрата $\mu_ф$ и промывной жидкости $\mu_{пр}$, т.е.

$$C = C_{к.ф}\mu_ф/\mu_{пр}. \qquad \text{(XIII.13)}$$

Расход жидкости $V_{пр}$ зависит от полноты промывки и устанавливается из опыта. Продолжительность промывки составит

$$\tau_{пр} = \frac{V_{пр}}{FC_{пр}}. \qquad \text{(XIII.14)}$$

Если промывку проводят после фильтрования при режиме C = = const, то обычно и скорость промывки $C_{пр}$ постоянна, так как промывная жидкость подается тем же насосом. В этом случае продолжительность промывки определяется по уравнению (XIII.14), а перепад давления Δp, зависящий от вязкостей фильтрата и промывной жидкости, определяется из выражения

$$\Delta p_{пр} = \Delta p_{к.ф}\mu_{пр}/\mu_ф.$$

АППАРАТУРА ДЛЯ ФИЛЬТРОВАНИЯ

Аппараты для фильтрования, которые называют фильтрами, подразделяются на фильтры периодического и непрерывного действия.

Цикл работы *периодически действующего фильтра* состоит из основной операции — фильтрования и вспомогательных операций, связанных с промывкой, сушкой осадка, разборкой фильтра, выгрузкой осадка и др. В случае разделения суспензий с применением вспомогательного фильтрующего вещества в качестве намывного слоя или добавок в исходную суспензию осадок удаляют из аппарата в конце каждого цикла вместе со вспомогательным фильтрующим веществом.

После удаления осадка фильтровальную перегородку регенерируют, удаляя из ее пор и с поверхности частицы твердой фазы. Регенерацию обычно осуществляют продувкой воздухом, инертным газом, паром или двусторонней промывкой жидкостью.

В *фильтрах непрерывного действия* все операции (основные и вспомогательные) осуществляются непрерывно в течение сравнительно длительного отрезка времени.

В зависимости от способа создания разности давлений фильтры классифицируются также на *работающие под вакуумом* и *работающие под давлением*. К фильтрам, работающим под давлением, относят емкостные, рамные, камерные, листовые, патронные фильтр-прессы; фильтры, работающие под вакуумом, разделяют на барабанные, дисковые, ленточные, карусельные, тарельчатые.

Известно большое число различных конструкций фильтров, рассматриваемых в специальной литературе. Здесь приводится описание только некоторых основных типов, получивших применение в нефтегазоперерабатывающей и нефтехимической промышленности.

Емкостные фильтры. Наиболее простыми по конструкции являются емкостные фильтры, применяемые при периодическом процессе производства и малых объемах обрабатываемой суспензии (рис. XIII-3). Такие фильтры представляют собой открытый или закрытый цилиндрический сосуд с ложным дном, являющимся основанием для фильтровальной перегородки. Верхняя часть сосуда служит приемником суспензии, нижняя — предназначена для приема фильтрата. В зависимости от конструкции фильтра осадок в виде разжиженной пасты выгружают вручную или механизированным способом.

Рамный фильтр-пресс (рис. XIII-4, *а*) собирают из нескольких десятков попеременно чередующихся плит и рам квадратной или круглой формы, между которыми проложена фильтровальная ткань (салфетка). Рамы и плиты опираются на балки и сжимаются винтовым (с ручным либо электрическим приводом) или гидравлическим приспособлением. Плиты фильтра имеют рифленую поверхность. В рамах, плитах и салфетках на периферии выполнены совпадающие друг с другом отверстия, образующие каналы.

Суспензия под давлением по одному из каналов поступает в полости рам, где выделяется осадок; фильтрат, пройдя фильтрующую ткань, собирается в полостях рифлений и выводится через общий канал при закрытом отводе (рис. XIII-4, *б*) либо индивидуально из каждой плиты при открытом отводе (рис. XIII-4, *в*), что позволяет легко проверить качество

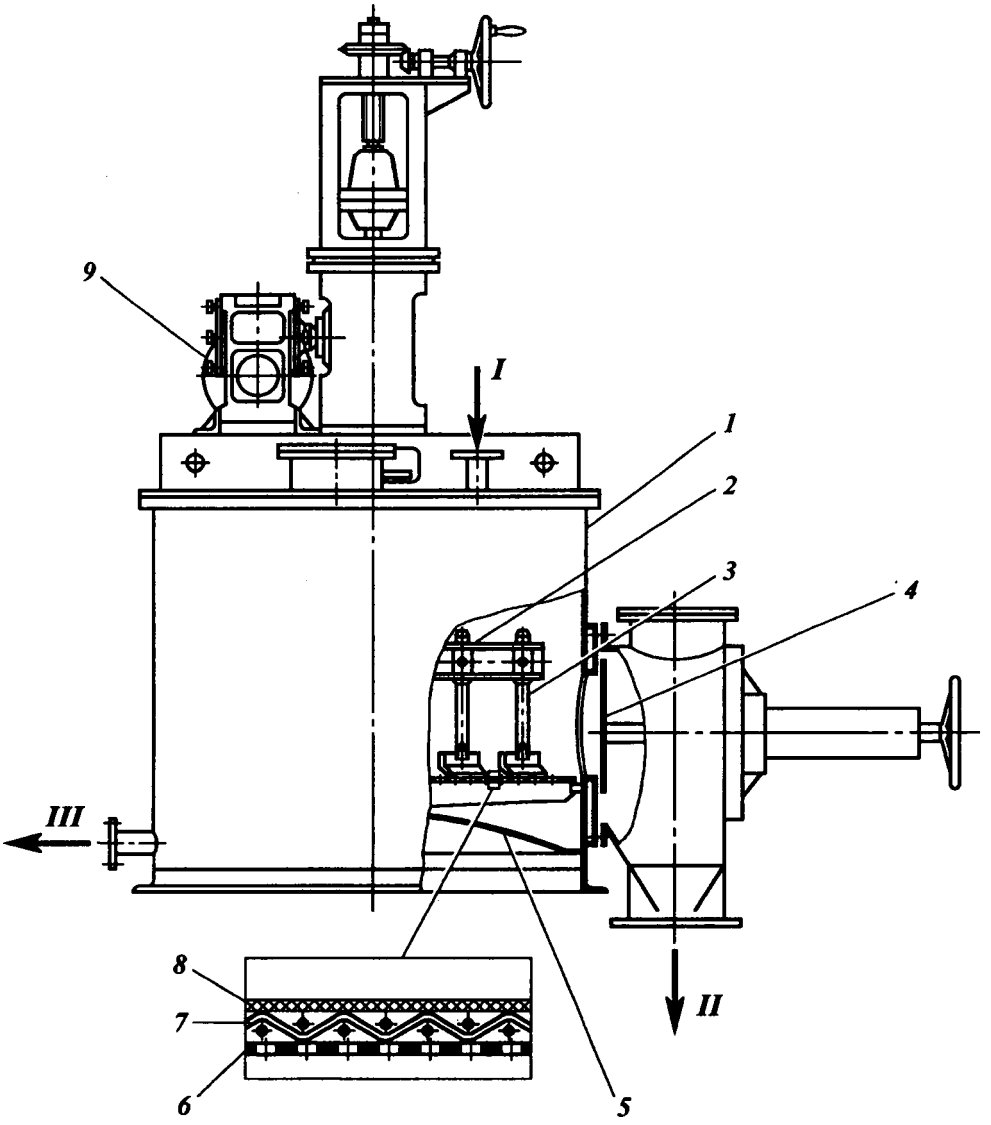


Рис. XIII-3. Конструкция емкостного фильтра:
1 — корпус; *2* — рама; *3* — скребки; *4* — разгрузочный люк; *5* — сферическое днище; *6* — перфорированная перегородка; *7* — дренажная сетка; *8* — фильтровальная ткань; *9* — привод механизма выгрузки осадка. Потоки: *I* — суспензия; *II* — осадок; *III* — фильтрат

фильтрата от каждой плиты. Максимальная толщина осадка составляет половину толщины рамы; при этом осадок с обеих сторон рамы сольется и рамы полностью заполнятся осадком.

При необходимости осадок промывают прямоточной или противоточной подачей промывной жидкости (рис. XIII-5). Для прямоточной промывки требуется частичное заполнение рамного пространства осадком. Промывную жидкость подают по каналу для подачи суспензии, а отводят по

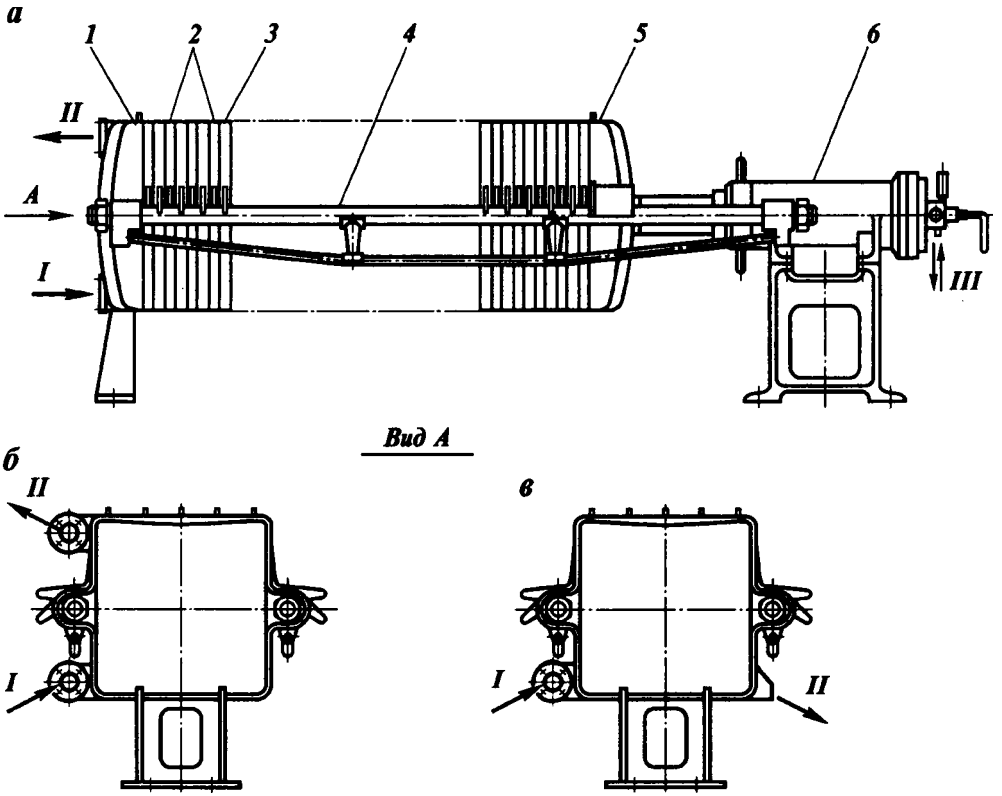


Рис. XIII-4. Конструкция рамного фильтр-пресса:
а — общий вид; *б* — с закрытым отводом фильтрата; *в* — с открытым отводом фильтрата; *1* — опорная плита; *2* — рама; *3* — плита; *4* — шпренгельная балка; *5* — нажимная плита; *6* — зажимное гидравлическое устройство. Потоки: *I* — суспензия; *II* — фильтрат; *III* — жидкость гидропривода

каналу для фильтрата (рис. XIII-5, *а*). При противоточной промывке промывная жидкость поступает в плиты через одну по специальному каналу, проходит через осадок двойной толщины и через вдвое меньшую площадь, что следует учитывать при расчетах, и отводится из плит через одну также по специальному каналу (рис. XIII-5, *б*).

Для снятия осадка фильтр-пресс раскрывают, отпустив механизм зажима плит, затем плиты и рамы поочередно раздвигают, осадок выгружают, салфетки при необходимости заменяют, и фильтр-пресс готов к следующему циклу фильтрования.

Рамные фильтр-прессы различаются размером и числом рам, площадью фильтрующей поверхности, объемом рамного пространства. Для стандартных фильтр-прессов размеры рам в свету составляют от 315×315 до 1000×1000 мм, число рам колеблется от 10 до 68, их толщина составляет 25 или 45 мм, площадь фильтрующей поверхности изменяется от 2 до 140 м^2.

Камерный фильтр-пресс (рис. XIII-6) состоит из набора вертикально расположенных плит *1*, свободно опирающихся на горизонтальные балки, закрепленные в неподвижной упорной плите и в стойке (на схеме не показаны). Набор фильтрующих плит сжимается механизмом зажима между

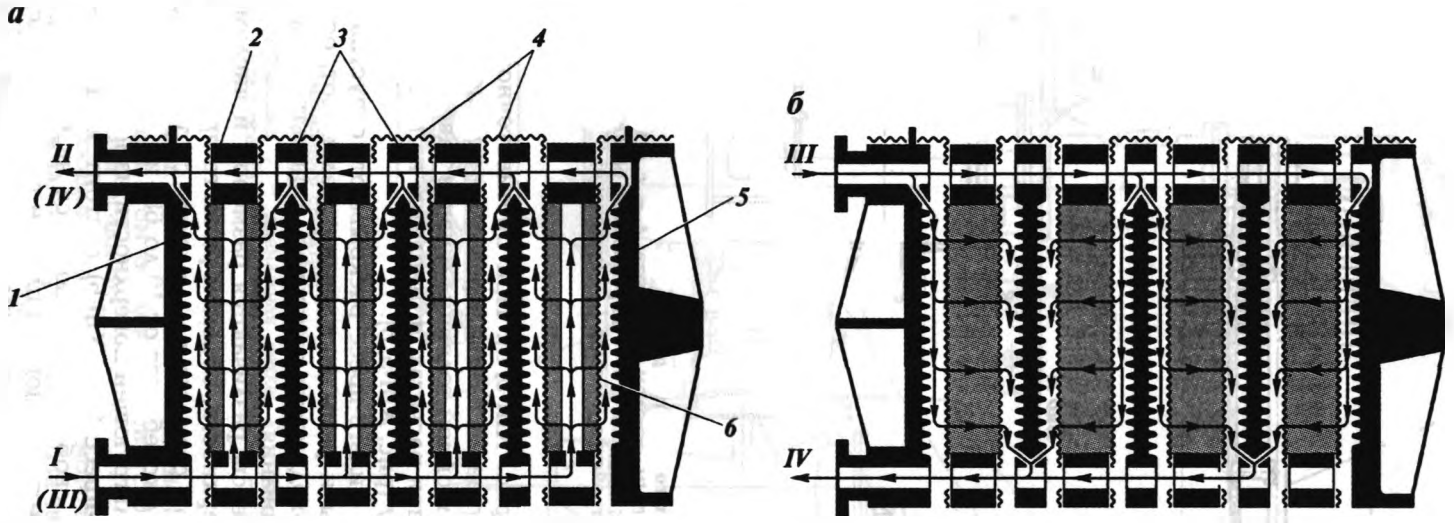


Рис. XIII-5. Схема работы рамного фильтр-пресса:
а – при фильтровании и прямоточной промывке; *б* – при противоточной промывке: *1* – опорная плита; *2* – рама; *3* – плита; *4* – фильтровальная ткань (салфетки); *5* – нажимная плита; *6* – осадок. Потоки: *I* – суспензия; *II* – фильтрат; *III* – промывная жидкость; *IV* – промывной фильтрат

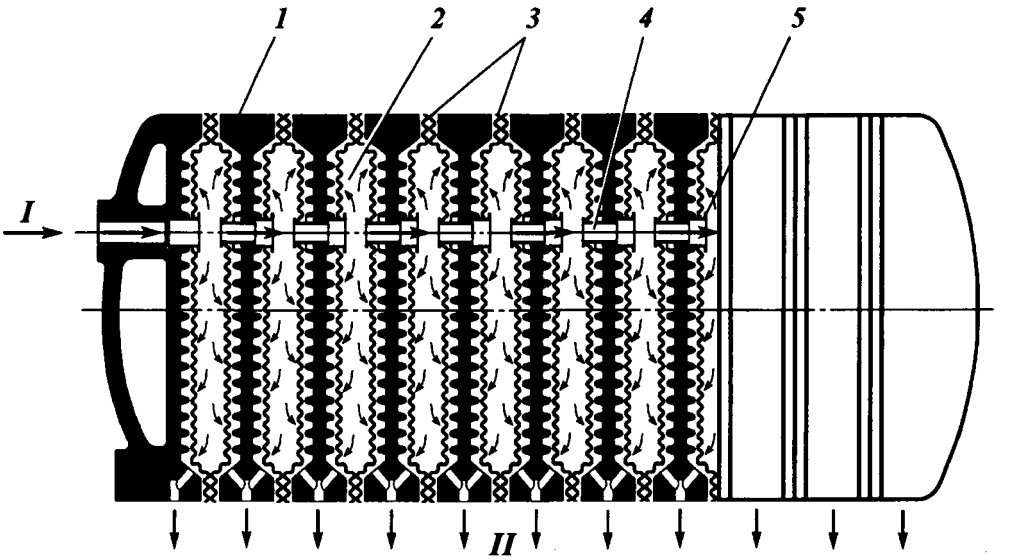


Рис. XIII-6. Схема камерного фильтр-пресса:
1 — плита; *2* — фильтрующая камера; *3* — фильтровальная ткань (салфетки); *4* — отверстие для подачи суспензии; *5* — уплотнительная втулка. Потоки: *I* — суспензия; *II* — фильтрат

концевыми плитами — упорной и нажимной. Фильтрующая плита может иметь круглую или прямоугольную форму, поэтому и рифление дренажных поверхностей плиты имеет концентрические или прямоугольные насечки канавок для отвода фильтрата. Углубление дренажной поверхности плиты при зажиме фильтр-пресса образует с каждой последующей плитой фильтрующую камеру *2*. Поверхность дренажа и привалки плиты покрывается фильтровальной тканью *3*. Ткань стационарно крепится на плите в отверстии подачи суспензии *4* уплотнительными втулками *5*.

В процессе фильтрования суспензия заполняет все камерное пространство, твердая фаза задерживается тканью, фильтрат отводится из фильтра через каналы в плите и коллекторы отвода фильтрата, образованные угловыми отверстиями плит. Суспензия поступает в плиту, внутрь растущего слоя осадка, пока осадок полностью не заполнит весь объем камерного пространства плиты. Промывка осадка осуществляется аналогично противоточной промывке осадка рамного фильтр-пресса (см. рис. XIII-5, *б*). Промывная жидкость подается в плиты под ткань через одну по специальным каналам, проходит через двойную толщину осадка, снова через ткань следующей плиты и далее поступает в коллектор для отвода промывного фильтрата.

Размер фильтрующих плит, применяемых в промышленности камерных фильтр-прессов, изменяется от 720×720 до 1200×1200 мм, площадь поверхности фильтрования от 16 до 140 м^2, количество фильтрующих плит от 24 до 67, глубина камер составляет 40 мм.

Наряду с подобными конструкциями камерных фильтр-прессов находят применение более совершенные конструкции автоматизированных камерных фильтр-прессов КМП (К — фильтр-пресс камерный с горизонтальными плитами; М — с механическим отжимом; П — съем осадка с помощью сходящего полотна), у которых все операции автоматизированы.

Рамные и камерные фильтр-прессы периодического действия имеют самый большой срок эксплуатации по сравнению с другим фильтроваль-

ным оборудованием. Они отличаются простотой и надежностью конструкции, компактностью, большой поверхностью фильтрования, приходящейся на единицу занимаемой площади, позволяют эффективно разделять труднофильтрующиеся суспензии, вести фильтрование в диапазоне температур, не доступном для фильтров других конструкций (до 130° С).

Недостаток таких фильтров состоит в использовании ручного труда при разгрузке, а также относительно невысоком допустимом давлении при работе, что обусловлено опасностью нарушения плотности уплотнения в поверхности соприкосновения рам и плит с фильтровальной тканью.

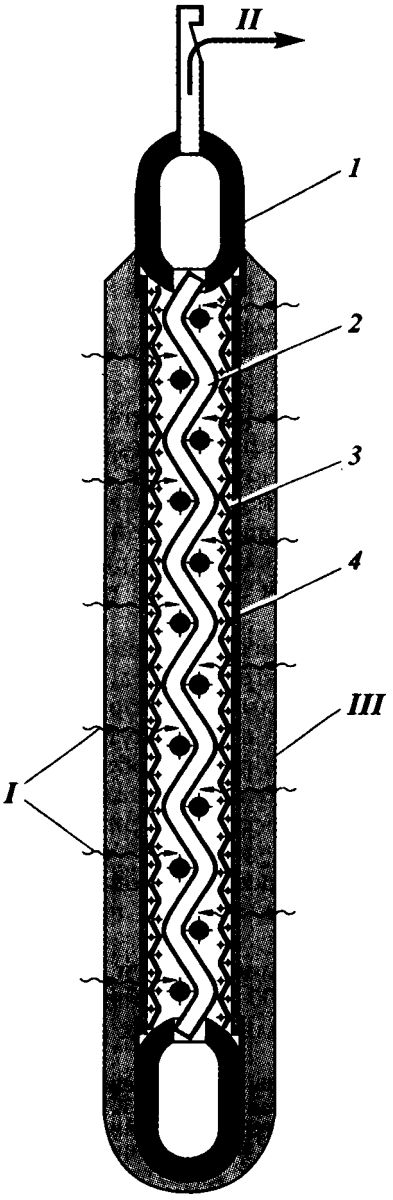


Рис. XIII-7. Схема фильтрующего листа:
1 — рамка; *2* — дренажная сетка; *3* — мелкая сетка; *4* — фильтровальная ткань. Потоки: *I* — суспензия; *II* — фильтрат; *III* — осадок

Листовые фильтры. В листовых фильтрах суспензия под давлением поступает в горизонтальный или вертикальный корпус фильтра, в котором находятся 20—40 круглых или прямоугольных листов, являющихся самостоятельными фильтровальными элементами. Каждый лист (рис. XIII-7) состоит из рамки *1* с отводным патрубком и дренажной сетки *2*, поверх которой с обеих сторон помещена более мелкая фильтровальная металлическая сетка *3* (для фильтрования через намывной слой) и (или) фильтровальная ткань *4* (для фильтрования без намывного слоя). Фильтрование идет снаружи внутрь, пластины обрастают осадком, а фильтрат между сетками проходит к выходным патрубкам и поступает из всех пластин в общий коллектор.

В зависимости от расположения корпуса различают фильтры горизонтальные и вертикальные; по способу выгрузки осадка — фильтры с "мокрой" или "сухой" выгрузкой осадка. При "мокрой" выгрузке осадка его удаляют с фильтровальных листов смыванием жидкостью с помощью вращающейся или неподвижной трубы с насадками, расположенной горизонтально вверху над листами или в середине корпуса. При "сухой" выгрузке осадок с фильтровальных листов удаляют вибрацией.

На рис XIII-8 представлена конструкция листового фильтра, предназначенного для разделения суспензий полиэфиров и других суспензий повышенной вязкости с применением намывного слоя и "сухим" съемом осадка. Корпус фильтра *1* вертикальный цилиндрический с коническим днищем и паровой рубашкой *2*. В корпусе на резиновых амортизаторах установлена траверса *7*, на которой закреплен фильтровальный пакет, состоящий из коллектора *6* и набора фильтровальных листов *3*. На траверсе для сброса осадка установлено вибрационное устройство *8* в герметичном кожухе. Для выгрузки осадка в нижней части корпуса имеется поворотная заслонка *4* с пневмоприводом *5*.

Барабанный вакуум-фильтр. Эти аппараты широко применяются на установках депарафинизации масел.

Фильтрующая поверхность (рис. XIII-9) размещена на горизонтальном барабане *3*, который медленно вращается на двух цапфах от привода *1*. На боковой поверхности барабана крепится металлическая сетка и фильтровальная ткань *4*, обмотанная проволокой в направлении по спирали. Изнутри по образующим фильтрующая поверхность разделена продольными перегородками на отдельные секции. Число секций 12÷32. Каждая из секций соединена отводными трубками *5* с вращающимся диском *7*, укрепленным на цапфе. Число отверстий в диске равно числу секций барабана. К диску прижата пружинами неподвижная распределительная головка со сменным диском *8*. Распределительная головка разделена на три камеры, соответствующие основным стадиям процесса: фильтрации, промывке, продувке. Каждая камера имеет штуцер и через кольцевую прорезь в сменном диске *8* распределительной головки сообщается с соответствующим участком фильтрующей поверхности. Нижняя часть барабана погружена в суспензию, которая подается в корыто. Угол, соответствующий погруженной в суспензию фильтрующей поверхности, составляет 120÷150°. Над барабаном установлен коллектор *6* для подачи промывной жидкости. Сбоку размещен нож для срезания осадка и шнек для удаления осадка из фильтра. Барабанные вакуум-фильтры изготовляют в левом и правом исполнении. При левом исполнении шнек расположен с левой стороны и барабан вращается против часовой стрелки, если смотреть на фильтр со сто-

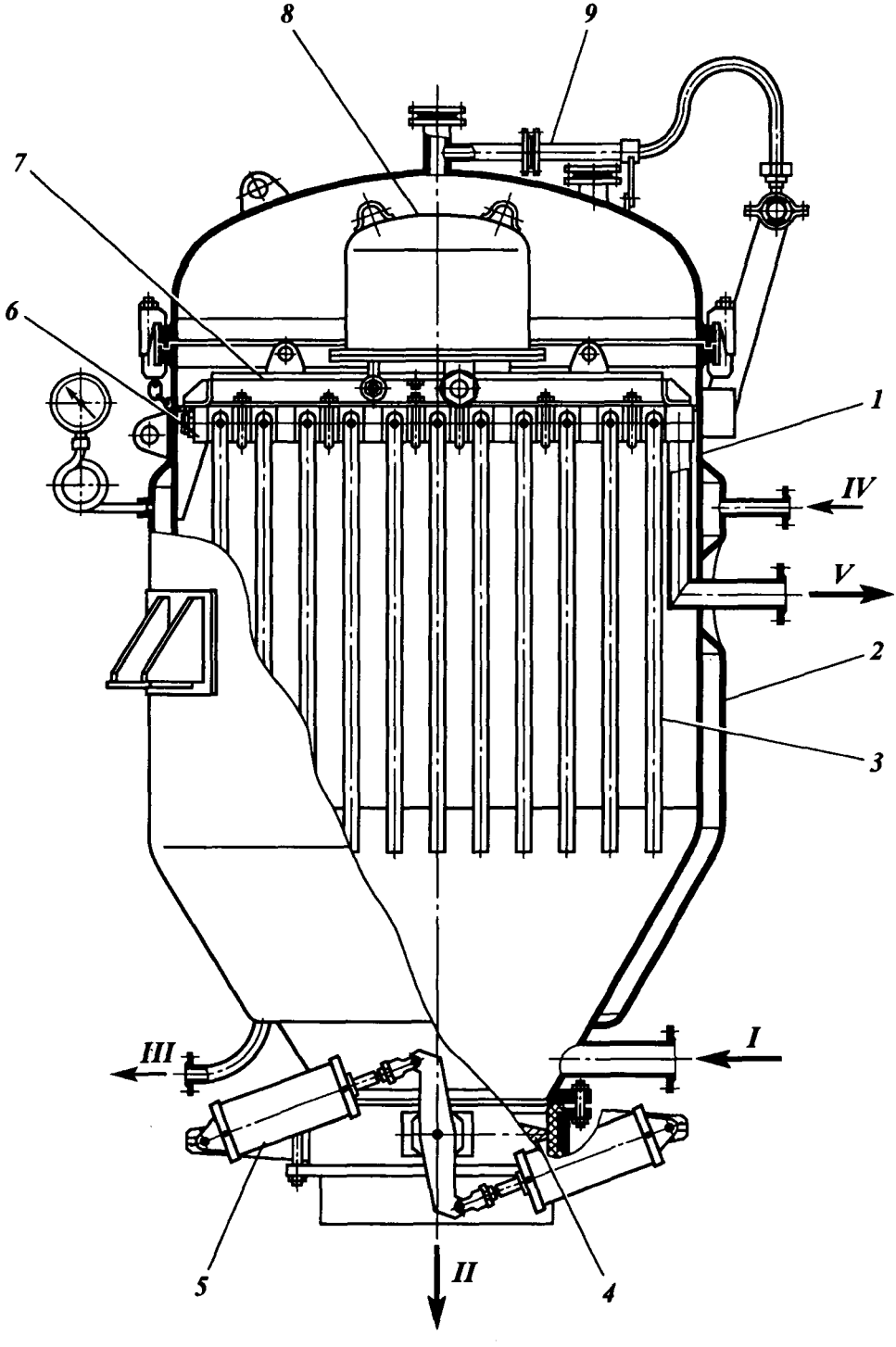

8
9
7
6
1
IV
V
2
3
III
I
II
5
4

Рис. XIII-8. Конструкция листового фильтра:
1 — корпус; *2* — паровая рубашка; *3* — фильтровальный лист; *4* — поворотная заслонка; *5* — пневмопривод; *6* — коллектор; *7* — траверса; *8* — вибрационное устройство; *9* — линия подачи азота в корпус фильтра. Потоки: *I* — суспензия; *II* — осадок; *III* — конденсат; *IV* — водяной пар; *V* — фильтрат

роны привода; при правом исполнении — с правой стороны и барабан вращается по часовой стрелке.

Барабанный вакуум-фильтр работает следующим образом: каждая секция барабана при его вращении погружается в суспензию (рис. XIII-10). При этом через отводную трубку, отверстия в диске цапфы (рис. XIII-11, *а*) и окно *2* в диске распределительной головки (рис. XIII-11, *б*) секция сообщается с источником вакуума.

Фильтрование происходит под влиянием разности давлений в корпусе фильтра и во внутренней части секций. На процесс фильтрования затрачивается время, в течение которого данная секция погружена в суспензию, а соединенное с ней отверстие в диске цапфы скользит вдоль окна *2* диска распределительной головки. При повороте секции вместе с барабаном против часовой стрелки на ее поверхности образуется слой осадка. Фильтрат через отводную трубку и распределительную головку отводится в сборник фильтрата. Когда секция выходит из слоя суспензии, она еще соединена с окном *2* и вакуум под фильтровальной перегородкой сохраняется, а осадок сушится потоком газа, который просасывается из корпуса фильтра через осадок. При дальнейшем вращении барабана секция соединяется с более коротким окном *4* (рис. XIII-11, *б*). При этом секция оказывается под вакуумом, который поддерживается в сборнике для промывной жидкости. Разбрызгиваемая из коллектора промывная жидкость проходит через осадок, вытесняя находящийся там фильтрат, затем осадок вновь просушивается проходящим через него потоком газа, при этом секция соединяется с отверстием *3*, служащим для подвода газа отдувки под избыточным давлением. Осадок отделяется от поверхности барабана и снимается ножом. После всех этих операций, пройдя мертвую зону, данная секция вновь перемещается в зону фильтрации.

Таким образом, в каждый момент времени около трети всех секций барабана соответственно углу α (см. рис. XIII-10 и 11) фильтруют, на нескольких секциях осадок подсушивается (угол β), промывается (угол γ), вновь подсушивается (угол δ), а в одной-двух секциях находится в состоянии отдувки (угол ε) и в мертвой зоне (угол ν). В каждой отдельной секции фильтрование протекает периодически, в целом же фильтр дает фильтрат непрерывно.

В тех случаях, когда фильтрат и промывная жидкость отличаются высокой летучестью и при смешении с воздухом могут образовывать взрывчатую смесь, вращающийся барабан устанавливают в герметичном корпусе, заполненном инертным газом под небольшим избыточным давлением; газ циркулирует в замкнутой системе, что позволяет улавливать летучую жидкость (растворитель) и сократить ее потери.

На рис. XIII-12 представлена принципиальная схема установки барабанного вакуум-фильтра, используемого при депарафинизации масляного сырья. Фильтр работает при минусовых температурах, при которых парафин находится в кристаллическом состоянии и поэтому может быть задержан фильтрующей перегородкой.

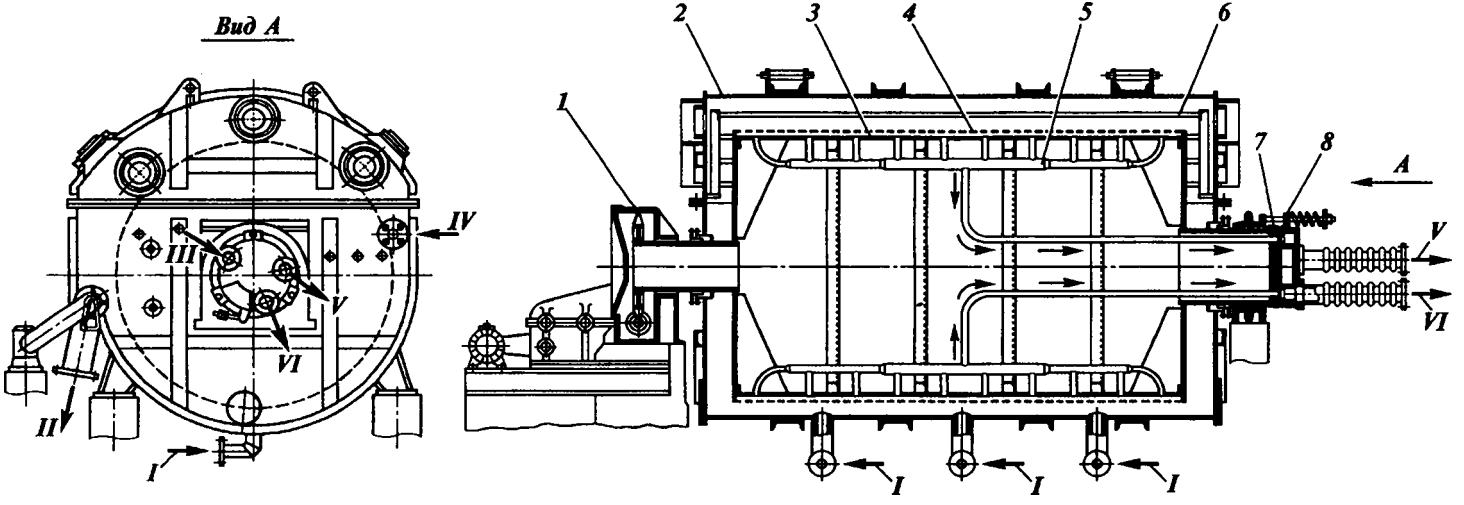


Рис. XIII-9. Конструкция барабанного вакуум-фильтра:
1 — привод; *2* — корпус; *3* — барабан; *4* — фильтровальная ткань; *5* — отводные трубки; *6* — коллектор для подачи промывной жидкости; *7* — вращающийся диск; *8* — сменный диск распределительной головки. Потоки: *I* — суспензия; *II* — осадок; *III* — газ отдувки; *IV* — инертный газ; *V* — промывной фильтрат; *VI* — фильтрат

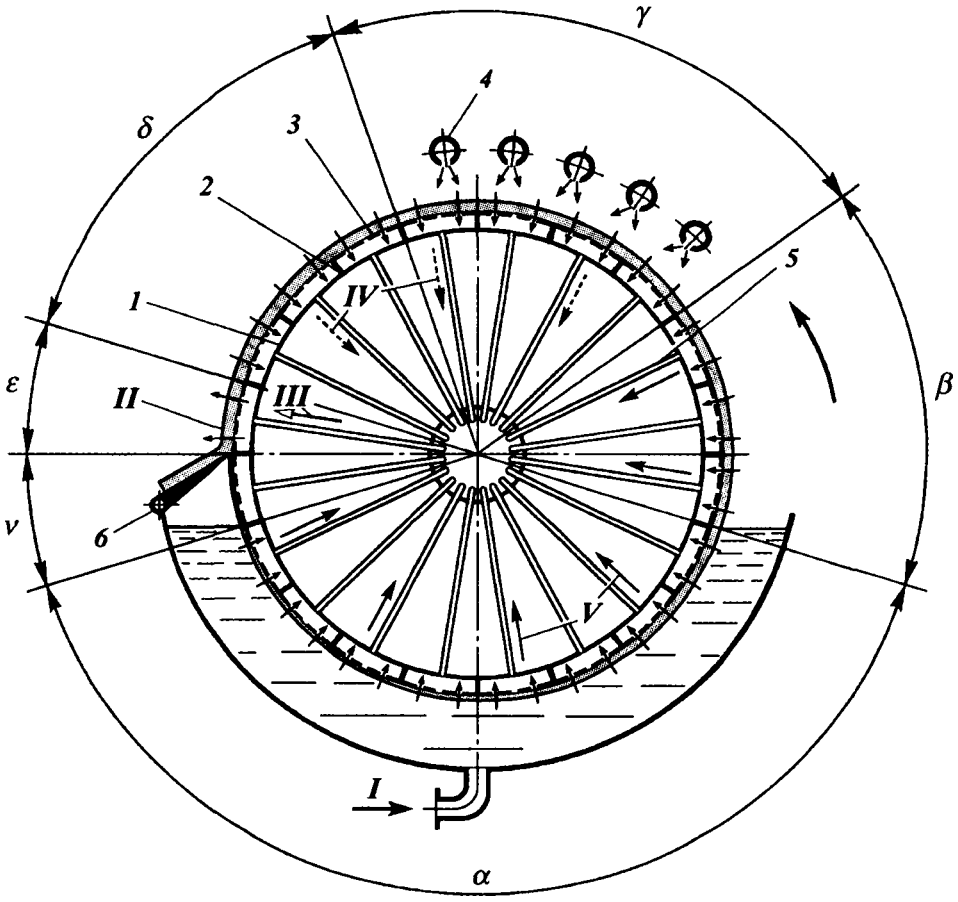


Рис. XIII-10. Схема работы барабанного вакуум-фильтра:
1 — барабан; *2* — продольные перегородки; *3* — фильтровальная ткань; *4* — коллектор для подачи промывной жидкости; *5* — отводные трубки. Потоки: *I* — суспензия; *II* — осадок; *III* — газ отдувки; *IV* — промывной фильтрат; *V* — фильтрат

Чтобы уменьшить вязкость суспензии и повысить селективность кристаллизации парафинов и размеры кристаллов, сырье разбавляют специальной смесью растворителей. При этом над суспензией находятся пары этих растворителей, поэтому фильтрование ведут в атмосфере инертного газа, чтобы избежать образования взрывоопасных смесей с воздухом; в целях уменьшения его расхода инертный газ возвращается на рециркуляцию. Промывку осадка (гача) ведут смесью тех же растворителей.

В вакуум-сборниках *4* и *6* фильтрат (раствор масла) и промывная жидкость отделяются от инертной парогазовой смеси, а последняя, пройдя через каплеотбойники *5*, всасывается вакуум-компрессором *8* и подается под крышку корпуса фильтра, а также через распределительную головку в секцию отдувки осадка.

Генератор инертного газа *7* служит для заполнения газом системы и для пополнения потерь газа. Уровень суспензии в корыте фильтра поддерживается постоянным при помощи регулятора *2*, воздействующего на кла-

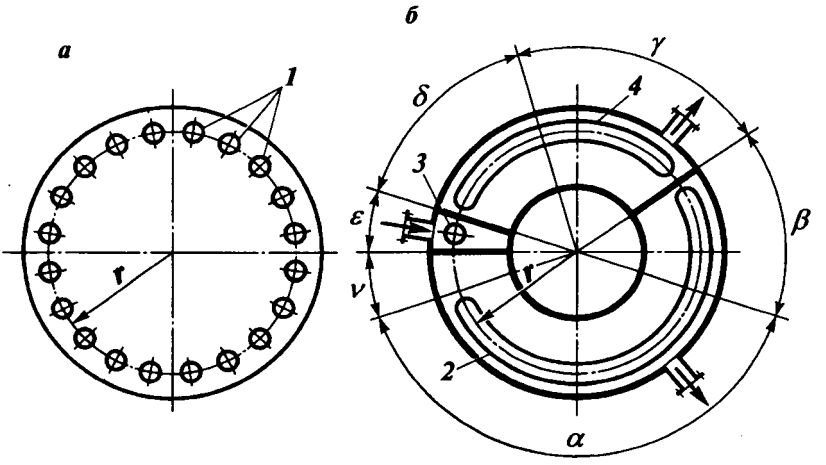


Рис. XIII-11. Схема распределительной головки барабанного вакуум-фильтра:
а — вращающийся диск цапфы; *б* — диск распределительной головки; *1* — отверстия для присоединения отводных трубок; *2* — окно для отвода фильтрата; *3* — отверстие для подвода газа отдувки; *4* — окно для отвода промывного фильтрата

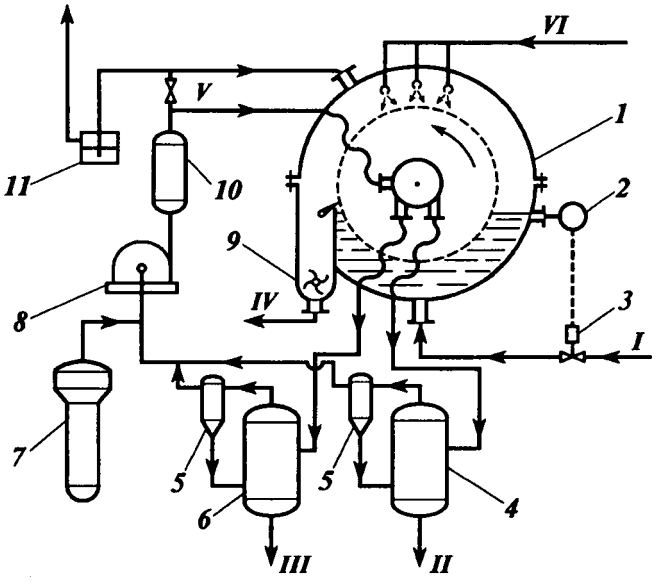


Рис. XIII-12. Схема установки герметизированного барабанного вакуум-фильтра:
1 — фильтр; *2* — регулятор уровня; *3* — регулируемый клапан; *4* — вакуум-сборник; *5* — каплеотбойник; *6* — вакуум-сборник промывного фильтрата; *7* — генератор инертного газа; *8* — вакуум-компрессор; *9* — шнек; *10* — холодильник; *11* — гидравлический затвор. Потоки: *I* — суспензия; *II* — фильтрат; *III* — промывной фильтрат; *IV* — осадок (гач); *V* — инертный газ; *VI* — промывная жидкость

пан *3* на линии ввода суспензии в фильтр. Гидравлический масляный затвор *11* служит для предохранения установки от чрезмерного роста перепада давления после вакуум-компрессора, на которое не рассчитан корпус фильтра.

Подобные барабанные вакуум-фильтры применяются также при обезмасливании парафинов и церезинов.

СХЕМА РАСЧЕТА ФИЛЬТРОВ

Схема и последовательность расчета фильтра в значительной степени зависят от его типа и конструкции, а также от режима фильтрования. Рассмотрим последовательность расчета применительно к описанным выше конструкциям фильтров периодического и непрерывного действия.

Для данной суспензии при известном объемном содержании осадка x по опытным или производственным данным принимают значения сопротивлений $R_ф$ и r_0.

Фильтры периодического действия. Как было показано выше, их эксплуатация возможна при двух режимах.

А. Режим $\Delta p = \text{const}$.

При этом режиме:

1) задаются толщиной осадка h;

2) определяют по уравнению (XIII.7) продолжительность фильтрования $\tau_ф$;

3) находят объем фильтрата V_1, полученного за одну операцию с 1 м^2 поверхности фильтра при объеме осадка $1 \cdot h$:

$$V_1 = \frac{1 \cdot h}{x};$$

4) рассчитывают конечную скорость в конце фильтрования по уравнению (XIII.12) и постоянную скорость промывки $C_{пр}$ по уравнению (XIII.13);

5) при известном из опыта расходе промывной жидкости $V_{пр}$ определяют продолжительность промывки

$$\tau_{пр} = V_{пр}/C_{пр};$$

6) оценив время, затрачиваемое на разгрузку и сборку фильтра, τ_0, определяют полную продолжительность одной операции

$$\Sigma\tau = \tau_ф + \tau_{пр} + \tau_0;$$

7) находят число операций в сутки

$$z = \frac{24 \cdot 3600}{\Sigma\tau};$$

8) рассчитывают производительность 1 м^2 фильтра в сутки

$$V'_{сут} = V_1 z.$$

После этого по заданной производительности рассчитываемой фильтровальной установки $V_{сут}$ находят требуемую общую поверхность фильтрования $F = V_{сут} / V'_{сут}$ и подбирают по каталогам размер и число фильтров.

Б. Режим $C = \text{const}$.

При этом режиме расчет фильтрования следует вести, ориентируясь на фильтр определенного типа и размера, имеющий известную площадь поверхности F, и на поршневой или плунжерный насос с определенной подачей $V_н$, м^3/ч; задаются также предельным перепадом давления Δp, соответствующим конструкции фильтра и насоса.

Затем выполняют следующие расчетные операции:

1) находят скорость фильтрования

$$C = \frac{V_н}{3600 \cdot F};$$

2) определяют продолжительность фильтрования $\tau_ф$ по уравнению (XIII.11);

3) рассчитывают толщину осадка

$$h = Cx\tau_ф;$$

4) находят, как и для режима Δp = const, следующие параметры: продолжительность промывки

$$\tau_{пр} = \frac{V_{пр}}{FC},$$

продолжительность полной операции

$$\sum \tau = \tau_ф + \tau_{пр} + \tau_0,$$

число операций в сутки

$$z = \frac{24 \cdot 3600}{\sum \tau};$$

5) рассчитывают производительность фильтра за одну операцию, зная производительность насоса,

$$V_1 = V_н \frac{\tau_ф}{3600};$$

6) определяют суточную производительность данного фильтра по объему суспензии

$$V'_{сут} = V_1 z.$$

Фильтры непрерывного действия. При расчете непрерывно действующих вакуум-фильтров учитывают, что для любого элемента поверхности аппарата длительность фильтрования равна продолжительности прохождения этим элементом пути внутри суспензии в корыте (продолжительность погружения), а также то, что за каждый полный оборот барабана на всей поверхности произойдут все операции — фильтрование, промывка, сушка и снятие осадка. Задаваясь толщиной осадка (обычно не менее 4÷10 мм), по уравнению (XIII.7) находят продолжительность погружения в суспензию $\tau_ф$, затем время τ, затрачиваемое на полный оборот барабана:

$$\tau = \tau_ф \frac{360}{\alpha}, \qquad \text{(XIII.15)}$$

где α — угол погружения, град. (см. рис. XIII-10, 11).

Далее определяют число оборотов барабана в секунду

$$n = 1/\tau,$$

съем фильтрата с 1 м^2 поверхности фильтра за один оборот

$$V_{01} = h/x$$

и, наконец, производительность фильтра, приходящуюся на 1 м^2 поверхности за 1 с:

$$V_1 = V_{01}n.$$

Если V — заданная производительность по фильтрату в 1 с, то требуемая площадь поверхности фильтра составит

$$F = V/V_1.$$

Расчет промывки сводится к сопоставлению расчетной продолжительности промывки, вычисленной при выбранном расходе промывной жидкости, с фактической, определяемой согласно углу промывки γ (см. рис. XIII-10, 11) и времени, затрачиваемому на полный оборот барабана τ, по уравнению (XIII.15):

$$\tau_{пр} \leq \tau\gamma / 360.$$

ФИЛЬТРОВАНИЕ ГАЗОВ

Для очистки газов от пыли фильтрованием наибольшее применение получили тканевые фильтры и, в частности, рукавные или мешочные (рис. XIII-13).

При помощи рукавных фильтров можно достигнуть высокой степени очистки газа, например, обеспечить содержание пыли в очищенном газе 5 мг/м^3 и менее.

Рукавные фильтры, в частности, применяются для улавливания технического углерода из продуктов сгорания углеводородного газа (производство сажи).

Рукавный фильтр смонтирован в прямоугольной или цилиндрической камере *1*, снабжен бункером *4* для пыли и горизонтальной перегородкой *3* с патрубками, на которые надеваются нижние открытые концы тканевых рукавов *7*. Сверху каждый рукав закрыт крышкой *8* с крючком для подвески на общей раме *9*, которая сама подвешена на стержне, проходящем через крышку камеры и имеющем пружинную опору *11*.

Запыленный газ через штуцер *6* поступает под перегородку, входит во все рукава и фильтруется через ткань изнутри наружу, оставляя пыль на внутренней поверхности рукавов.

Далее газ уходит через штуцер *12* в крышке камеры. Для очистки фильтра специальный распределительный механизм, смонтированный на его крышке, отключает газ путем поворота заслонки в выходном штуцере и производит встряхивание рукавов, приводящее к опаданию пыли в бункер.

Если применена толстая ворсистая ткань, то для удаления пыли, проникшей внутрь ткани, применяется обратная продувка рукавов снаружи внутрь воздухом или чистым газом, подаваемым через продувочный штуцер *10*.

Чтобы не прерывать очистки газов, предусматривают секционирование рукавных фильтров; обычно число рукавов в одной секции составляет 12÷25. Запыленный газ из общего коллектора поступает параллельно во все секции и после очистки собирается в коллекторе чистого газа. Отдельные секции выключаются для встряхивания, производимого поочередно в равные промежутки времени, причем остальные секции в это время работают с перегрузкой; если применяется обратная продувка, то продувочный газ может быть взят из коллектора чистого газа, а после продувки сброшен в коллектор запыленного газа и должен пройти новую фильтрацию в остальных работающих секциях.

Как правило, фильтрование газа осуществляется по режиму с постоянной скоростью; увеличение перепада давления, зависящее от количества

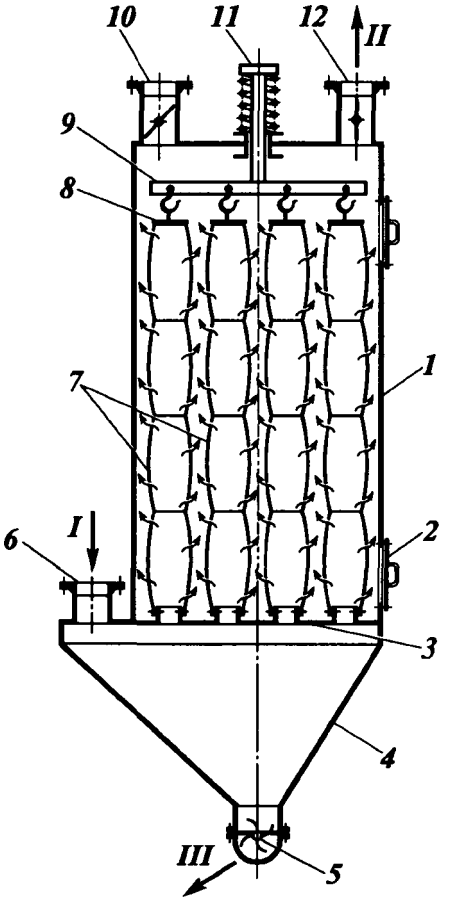


Рис. XIII-13. Схема рукавного фильтра:
1 — корпус фильтра; *2* — люк-лаз; *3* — перегородка; *4* — бункер для пыли; *5* — шнек; *6* — штуцер для ввода газа; *7* — фильтровальный рукав; *8* — крышки рукавов с крючками; *9* — рама подвеса рукавов; *10* — штуцер обратной продувки; *11* — стержень подвеса рамы с пружинной опорой; *12* — штуцер для выхода газа. Потоки: *I* — запыленный газ; *II* — очищенный газ; *III* — пыль

отложившейся пыли, определяет промежутки времени между встряхиванием рукавов.

Рукавные фильтры рассчитывают по выбранной скорости фильтрования C, которая зависит от плотности и запыленности газа и составляет 0,01÷0,06 м^3/(м^2·с). Тогда

$$F = V/C,$$

где V — объем очищаемого газа, м^3/с.

Число рукавов

$$z = \frac{F}{\pi d l},$$

где d и l — соответственно диаметр и длина рукава.

ГЛАВА XIV ЦЕНТРОБЕЖНОЕ ОСАЖДЕНИЕ И ЦЕНТРОБЕЖНОЕ ФИЛЬТРОВАНИЕ

Для разделения неоднородных систем — суспензий и эмульсий под воздействием центробежной силы применяется центрифугирование. Под действием центробежной силы в аппарате более тяжелые частицы отбрасываются к стенкам сосуда и неоднородная система разделяется. Использование центробежной силы вместо силы тяжести позволяет регулировать процесс разделения систем и значительно его интенсифицировать, так как создаваемое значение центробежной силы может во много раз превосходить значение силы тяжести.

В процессе разделения центробежную силу можно получить вращением сосуда, содержащего неоднородную смесь, или вращением разделяемого потока, вводимого с большой скоростью в неподвижный аппарат специальной формы.

Аппараты с вращающимся сосудом — ротором носят название *центрифуг* и жидкостных центробежных *сепараторов*; неподвижные аппараты с вращающимся в них потоком газа называют *циклонами*, а жидкости — *гидроциклонами*.

Стенки ротора центрифуги могут быть сплошными, тогда на их поверхности накапливается твердый осадок или тяжелая жидкость, которые периодически или непрерывно удаляются; такие центрифуги называются *отстойными*.

Применяются также центрифуги с перфорированными стенками ротора, на поверхности которых размещается фильтровальная ткань, задерживающая осадок и пропускающая фильтрат; такие центрифуги называются *фильтрующими*.

Суспензии можно разделять в роторах как со сплошной, так и с перфорированной стенкой, а эмульсии — только в роторах, имеющих сплошную стенку.

В нефтегазоперерабатывающей и нефтехимической промышленности центрифугирование применяется для отделения воды и твердых частиц от нефти и нефтепродуктов, разделения суспензий с нерастворимой твердой фазой (обработка поливинилхлорида, полистирола, полиэтилена высокого давления, сажевой пульпы и т.д.), при производстве парафина, церезинов и др. процессах.

ЦЕНТРОБЕЖНАЯ СИЛА И ФАКТОР РАЗДЕЛЕНИЯ

При вращении тела возникает центробежная сила C (в $(кг \cdot м)/с^2$), направленная по радиусу от оси вращения и равная произведению массы тела m (в кг) на квадрат окружной скорости W (в м/с), деленному на радиус вращения r (в м):

$$C = mW^2 / r.$$

При замене массы весом, деленным на ускорение свободного падения, получим

$$C = G\frac{W^2}{gr}.$$

Выражая окружную скорость через угловую $W = \omega r$ или через частоту вращения n (число оборотов в минуту) $W = 2\pi rn/60$, представим значение центробежной силы в виде

$$C = m\omega^2 r = G\frac{\omega^2 r}{g} \qquad \text{(XIV.1)}$$

или

$$C \approx G\frac{rn^2}{900} \approx G\frac{Dn^2}{1800},$$

так как $\pi^2 \approx g$.

Определим отношение центробежной силы к силе тяжести, которое соответствует отношению ускорения, создаваемого центробежной силой $\omega^2 r$, к ускорению силы тяжести g:

$$\frac{C}{G} = \frac{W^2}{gr} = \frac{\omega^2 r}{g} = \frac{rn^2}{900} = K_ц. \qquad \text{(XIV.2)}$$

Это отношение показывает, во сколько раз центробежная сила больше силы тяжести, и называется *фактором разделения*. В поле действия центробежных сил процесс разделения интенсифицируется пропорционально величине фактора разделения.

Из выражения (XIV.2) следует, что величина $K_ц$ растет пропорционально квадрату числа оборотов n и радиусу вращения r. Существенное увеличение $K_ц$ обычно достигается возрастанием числа оборотов ротора, тогда как увеличение радиуса вращения ротора лимитируется его прочностными свойствами. Фактор разделения промышленных центрифуг изменяется от 90 до 4000 для нормальных центрифуг и достигает 15000 для сверхцентрифуг.

ОТСТОЙНОЕ ЦЕНТРИФУГИРОВАНИЕ

При подаче суспензии во вращающийся ротор образуется кольцевой жидкостный слой, максимальная толщина которого равна ширине закраины ротора (рис. XIV-1). В аппарате под действием центробежной силы происходит осаждение частиц на стенках ротора, а осветленная жидкость по мере поступления новых порций суспензии переливается через закраину и выводится из ротора.

В жидкостном кольце устанавливается движение жидкости снизу вверх. Взвешенные частицы, содержащиеся в исходной суспензии, находятся под воздействием центробежных и выталкивающих сил. Центробежная сила перемещает частицу со скоростью $W_ц$ по направлению от центра к стенке ротора, а выталкивающая — со скоростью v вдоль его стенок. Если время нахождения жидкости в роторе является достаточным для осаждения частиц, то они достигают стенки и образуют слой осадка, а из ротора будет уходить только чистая жидкость.

Такие отстойные центрифуги бывают непрерывно и периодически действующими и отличаются методами удаления осадка и конструкцией ротора. При полной остановке ротора выгрузка и съем осадка производятся вручную без применения специальных механизмов, а

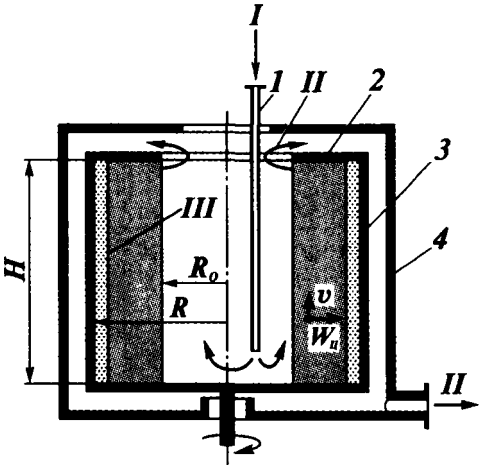


Рис. XIV-1. Схема отстойной центрифуги для разделения суспензий:
1 — питающая (загрузочная) труба; *2* — закраина ротора; *3* — ротор; *4* — кожух. Потоки: *I* — суспензия; *II* — фугат; *III* — осадок

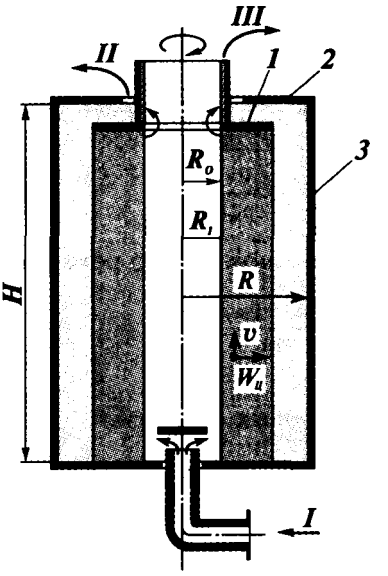


Рис. XIV-2. Схема центрифуги для разделения эмульсий:
1 — кольцевая диафрагма; *2* — закраина ротора; *3* — ротор. Потоки: *I* — эмульсия; *II* — тяжелая жидкость; *III* — легкая жидкость

также контейнерным или кассетным способом; на ходу при полном или уменьшенном числе оборотов ротора — при помощи ножей или скребков; при непрерывной работе машины — шнеком, вращающимся относительно ротора, поршнем-толкателем, движущимся возвратно-поступательно (пульсирующим), а также под действием центробежной силы или силы тяжести и вибраций.

Если в ротор подавать эмульсию из жидкостей с различной плотностью, состоящую, например, из масла со взвешенными в нем капельками воды, то последние, имея большую плотность, под действием центробежных сил будут двигаться к стенке и, сливаясь около нее, образовывать второе внешнее кольцо воды — тяжелой жидкости (рис. XIV-2). Разделившиеся жидкости постоянно выводят из ротора. Таким образом, отстойная центрифуга для разделения эмульсий работает непрерывно.

Для расчета скорости движения в поле центробежных сил используют те же положения, которые были рассмотрены в процессе осаждения под действием силы тяжести, заменяя силу тяжести центробежной силой или их отношением $K_ц$.

Такое допущение не учитывает некоторого различия, обусловленного тем, что осаждение под действием силы тяжести происходит в плоском слое, тогда как центробежное осаждение протекает в кольцевом слое. Общая толщина кольцевого слоя жидкости в роторе центрифуги по его длине несколько убывает, однако при достаточно большом числе его оборотов это различие настолько мало, что внутренняя поверхность слоя может быть принята за цилиндрическую.

При осаждении частиц в поле центробежных сил по мере движения частиц к стенке ротора в связи с увеличением радиуса вращения возрастает центробежная сила, что также несколько отличает процесс от осаждения под действием силы тяжести.

Если суспензия или эмульсия вращается с угловой скоростью ω и, если плотности жидкости $\rho_ж$ и взвешенных в ней частиц $\rho_ч$ различны, то под действием центробежной силы частицы будут двигаться в направлении ее действия, т.е. радиально, удаляясь от оси вращения или приближаясь к ней.

Не учитывая отмеченных различий и принимая, что действующая сила при центробежном осаждении будет больше движущей силы при отстаивании в поле действия силы тяжести в $K_ц$ раз, получим выражение для скорости центробежного осаждения $W_ц$, аналогичное уравнению (XII.2):

$$W_ц = \sqrt{\frac{4}{3}\frac{(\rho_ч - \rho_ж)dgK_ц}{\rho_ж \xi}}.$$

Для ламинарного режима аналогично уравнению (XII.5) получим

$$W_ц = \frac{d^2(\rho_ч - \rho_ж)g}{18\mu} K_ц, \qquad \text{(XIV.3)}$$

а для газовых суспензий

$$W_ц = \frac{d^2 \rho_ч g}{18\mu} K_ц.$$

При центробежном осаждении границы возможных режимов движения определяются также численными значениями критерия Рейнольдса: для ламинарного движения $Re \le 2{,}0$; для переходного $2{,}0 < Re < 500$; для турбулентного $Re \ge 500$.

Критериальное уравнение для центробежного осаждения имеет вид, аналогичный уравнению (XII.3):

$$\xi Re^2 = \frac{4}{3} Ar \cdot K_ц$$

или

$$Re = 1{,}155\left(\frac{Ar \cdot K_ц}{\xi}\right)^{0{,}5}. \qquad \text{(XIV.4)}$$

Для наиболее часто встречающегося в практике при расчетах ламинарного режима движения $\xi = 24/Re$, тогда уравнение (XIV.4) принимает вид

$$Re = \frac{Ar \cdot K_ц}{18},$$

т.е. режим осаждения будет ламинарным, если $Ar \cdot K_ц \le 36$.

Рассмотрим расчет производительности отстойных центрифуг. Проведем расчет для следующих заданных размеров ротора центрифуги R_0, R и H (см. рис. XIV-1).

При расчете примем ламинарный режим осаждения, что соответствует осаждению наиболее мелких частиц, лимитирующих производительность центрифуги, и рассмотрим свободное осаждение, когда концентрация твердого вещества невелика и частицы не оказывают влияния одна на другую. В соответствии с уравнением (XIV.3) переменная скорость осаждения $W_ц$ может быть выражена производной от радиуса по времени, так как частица движется в радиальном направлении:

$$W_{ц} = \frac{dr}{d\tau} = \frac{d^2(\rho_ч - \rho_ж)g}{18\mu}\frac{\omega^2 r}{g}.$$

Разделяем переменные и, интегрируя в пределах самого длинного пути от R_0 до R, находим время, затрачиваемое на осаждение наименьшей частицы диаметром d в самом неблагоприятном случае:

$$d\tau = \frac{18\mu}{(\rho_ч - \rho_ж)d^2\omega^2}\frac{dr}{r};$$

$$\tau_ц = \int_{R_0}^{R} \frac{18\mu}{(\rho_ч - \rho_ж)d^2\omega^2}\frac{dr}{r} = \frac{18\mu}{(\rho_ч - \rho_ж)d^2\omega^2}\ln\frac{R}{R_0}. \qquad \text{(XIV.5)}$$

Время осаждения должно быть меньше или в крайнем случае равно времени $\tau_н$ нахождения жидкости в роторе. Последнее можно найти, принимая, что ротор работает по принципу полного вытеснения, из соотношения

$$\tau_н = V_р / V,$$

где $V_р$ — рабочий объем ротора, равный объему жидкостного кольца, находящегося в нем,

$$V_р = \pi(R^2 - R_0^2)H;$$

V — объем подаваемой в центрифугу жидкости, м^3/с.

Отсюда

$$V = \frac{V_р}{\tau_н} = \frac{\pi(R^2 - R_0^2)H}{\tau_ц}. \qquad \text{(XIV.6)}$$

В роторе центрифуги жидкость не претерпевает полного обмена, она движется только в части слоя, прилегающей к внутренней стороне кольца; кроме того, по мере отложения в роторе осадка рабочий объем жидкости уменьшается. Таким образом, приведенный выше расчет вследствие уменьшения величины $\tau_н$ не вполне точен. Расчет можно скорректировать, если при нахождении V ввести коэффициент запаса (меньший единицы).

Совместное решение уравнений (XIV.5) и (XIV.6) позволяет определить предельный диаметр частиц полидисперсной смеси, выше которого центрифуга обеспечит осаждение при принятой производительности.

При разделении эмульсий (см. рис. XIV-2) ход расчета остается таким же, с той лишь разницей, что капелька диспергированной жидкости должна пройти путь меньший, чем $R - R_0$, так как ей надо лишь пересечь слой "чужой" жидкости и добраться до "своего" слоя. Учесть это в расчете можно, используя другие пределы интегрирования в уравнениях (XIV.5). Если во взвешенном состоянии находятся капельки тяжелой жидкости, то для обеспечения отстоя они должны пройти путь в пределах радиусов вращения от R_0 до R_1, если взвешены капельки легкой фазы — от R до R_1. Радиус R_1 поверхности раздела слоев обеих жидкостей можно определить из соотноше-

ния поперечных сечений обоих жидкостных колец, равного объемному отношению жидкостей в исходной смеси. Например, если объемная доля тяжелой жидкости в эмульсии равна x, то доля легкой жидкости окажется $1 - x$, и R_1 определяется из уравнений

$$\pi\left(R^2 - R_1^2\right) = x\pi\left(R^2 - R_0^2\right)$$

или

$$\pi\left(R_1^2 - R_0^2\right) = \left(1 - x\right)\pi\left(R^2 - R_0^2\right).$$

ЦЕНТРОБЕЖНОЕ ФИЛЬТРОВАНИЕ

В роторах центрифуг осуществляется фильтрование суспензий за счет перепада давления, создаваемого центробежной силой.

Для этого в фильтрующих центрифугах боковая стенка ротора *3* перфорирована, а на внутренней поверхности стенки размещена дренажная сетка *4* и фильтровальная ткань *5* (рис. XIV-3). Под действием центробежной силы суспензия давит на стенку, жидкость проходит через фильтрующую ткань, ее капли попадают в кожух, внутри которого вращается ротор, стекают в поддон и в виде фильтрата выводятся через сливной штуцер. Осадок образуется на стенке и удаляется с нее вручную (при остановке центрифуги) либо на ходу при помощи скребков, ножей или шнеков.

Определим движущую силу центробежного фильтрования. Выделим внутри кольца суспензии, находящейся во вращающемся роторе центрифуги, элементарный слой толщиной dr, находящийся на расстоянии r от оси вращения (см. рис. XIV-3). Масса этого слоя равна произведению его плотности ρ_c на объем:

$$dm = \rho_c H \cdot 2\pi r \cdot dr.$$

Центробежная сила, действующая на элементарное кольцо, согласно уравнению (XIV.1) равна

$$dC = \omega^2 r dm = \rho_c H \cdot 2\pi\omega^2 r^2 \cdot dr.$$

Давление этого кольца на поверхность S суспензии, расположенную за кольцом, составит

$$dp = \frac{dC}{S} = \frac{\rho_c H \cdot 2\pi\omega^2 r^2 \cdot dr}{2\pi r H} = \rho_c \omega^2 r \cdot dr.$$

По закону Паскаля это давление через суспензию передается стенке ротора — фильтрующей перегородке — или слою осадка у стенки. Общий перепад давления при центробежном фильтровании найдем суммированием давлений, соответствующих всем элементарным слоям суспензии:

$$\Delta p = \int_{R_0}^{R} \rho_c \omega^2 r \cdot dr = \frac{\rho_0 \omega^2}{2}\left(R^2 - R_0^2\right).$$

При центробежном фильтровании окружная скорость вращения ротора ω постоянна и поэтому значение общего перепада давления Δp не меня-

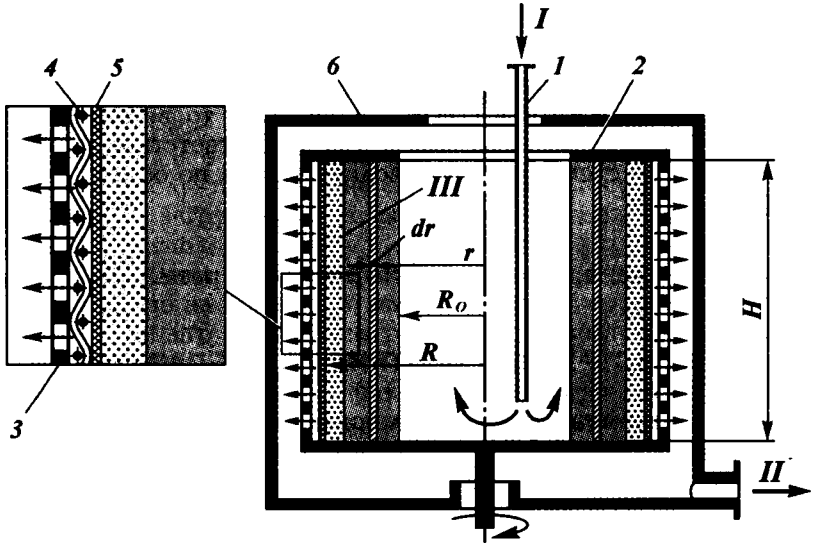


Рис. XIV-3. Схема фильтрующей центрифуги:
1 — питающая (загрузочная) труба; *2* — закраина ротора; *3* — перфорированная стенка ротора; *4* — дренажная сетка; *5* — фильтровальная ткань; *6* — кожух. Потоки: *I* — суспензия; *II* — фильтрат; *III* — осадок

ется. Найдя Δp, дальнейшие расчеты производят как для режима фильтрования при постоянном перепаде давления Δp = const по уравнениям (XIII.4) — (XIII.7).

При расчете производительности фильтрующих центрифуг периодического действия учитывают, что полный цикл работы складывается из следующих этапов: загрузки, пуска и разгона ротора, центрифугирования, промывки осадка, дополнительного отжима, торможения, разгрузки осадка. У автоматически работающих центрифуг ряд отмеченных этапов отсутствует.

Оценивая продолжительность каждого этапа τ_1, τ_2 и т.д., находят длительность полного цикла $\tau_1 + \tau_2 + \ldots = \sum\tau$ и число циклов в секунду

$$z = 1/\sum\tau.$$

Далее для центрифуги выбранного типоразмера определяют рабочий объем ротора

$$V_р = \pi\left(R^2 - R_0^2\right)H.$$

Для периодически действующей центрифуги объем $V_р$ будет равен максимальной ее производительности за один цикл по исходной суспензии; тогда объемная и массовая производительности центрифуги составят соответственно

$$V_1 = V_р z \quad \text{и} \quad G_1 = V_1\rho_с, \tag{XIV.6}$$

а число центрифуг на установке

$$m = \frac{G}{G_1},$$

где G — массовый расход суспензии, кг/с.

Если суспензия подается в ротор непрерывно, то весь рабочий объем ротора может быть занят осадком. Тогда в соответствии с уравнением (XIV.6) для исходной суспензии производительность по объему составит

$$V_1 = V_p(1 + x)z,$$

где x — объем осадка, приходящийся на 1 м^3 фильтрата.

КОНСТРУКЦИИ ЦЕНТРИФУГ И СЕПАРАТОРОВ

Современные промышленные центрифуги и сепараторы — это сложнейшее технологическое оборудование, состоящее из многих механизмов высокой точности, обладающее высокими скоростями и управляемое с помощью сложных электрогидравлических или электрических систем.

В силу сложившихся традиций центрифуги и сепараторы имеют самостоятельные системы классификации.

Центрифуги могут быть классифицированы по следующим характерным признакам:

а) *по характеру протекания процесса* центрифуги делят на машины периодического и непрерывного действия;

б) *по технологическому назначению* или *принципу разделения* различают следующие типы центрифуг: осадительные (отстойные) и осветляющие — для разделения суспензий; разделяющие (сепарирующие) — для разделения эмульсий; фильтрующие — для разделения суспензий; комбинированные, в которых сочетаются два принципа разделения — осаждение и фильтрование;

в) *по основному конструктивному признаку* центрифуги бывают горизонтальные (с горизонтальным расположением вала); вертикальные; наклонные; подвесные с верхним приводом; подвесные с нижним приводом (маятниковые); вертикальные трубчатые;

г) *по способу выгрузки осадка* из ротора различают центрифуги с ручной, контейнерной (кассетной), ножевой, шнековой, инерционной, механико-пневматической выгрузкой и выгрузкой пульсирующим поршнем.

В нефтехимических производствах наиболее перспективны саморазгружающиеся *сепараторы*.

По конструкции разгрузочных устройств такие сепараторы разделяются на три основные группы: с непрерывным, пульсирующим и непрерывно-циклическим отводом осадка.

Конструкции центрифуг и сепараторов, применяемых в нефтегазоперерабатывающей и нефтехимической промышленности, многочисленны и рассматриваются в специальной литературе. Опишем принципиальное устройство только некоторых из них.

Центрифуги маятниковые с нижним приводом. Маятниковые центрифуги представляют собой вертикальные подвесные самоустанавливающиеся машины периодического действия с нижним приводом. В зависимости от технологического назначения они могут быть фильтрующими и осадительными. По способу выгрузки осадка различают центрифуги с верхней ручной выгрузкой через борт, с нижней ручной выгрузкой через днище ротора и с контейнерной выгрузкой.

Конструкция фильтрующей маятниковой центрифуги с нижней выгрузкой осадка представлена на рис. XIV-4. На подвеске, состоящей из фундаментной плиты *1* и трех опорных колонок *3*, подвешена станина *2*, на которой монтируют основные узлы и детали центрифуги. Подвеска станины выполнена на тягах, снабженных шаровыми опорными поверхностями, позволяющими центрифуге самоустанавливаться во время работы. Виб-

рация машины гасится пружинами, надетыми на тяги и установленными в опорных колонках. В центре станины расположена опора *10* ротора. На верхнем конце вала опоры *9* крепится ротор *5*, снабженный бортовым кольцом (закраиной) *6*; на нижнем — приводной шкив *14* и тормоз *15*. Ротор ограждён кожухом *4*, который вместе со станиной образует сборник фильтрата (фугата для осадительных центрифуг) и одновременно изолирует зону обработки продукта в машине от окружающей среды. В верхней части кожух оснащен загрузочным устройством *7* и закрыт крышкой *8*. Привод центрифуги расположен снизу и состоит из электродвигателя *11*, на валу которого закреплена турбомуфта *12*, и клиноременной передачи *13*, передающей вращение на приводной шкив *14*, закрепленный на валу центрифуги. Роторы фильтрующих центрифуг укомплектованы подкладными (дренажными) ситами.

Маятниковые центрифуги характеризуются простотой и компактностью, малой массой и низкой стоимостью. Существенными их недостатками являются применение ручного труда для выгрузки осадка и периодические остановки для проведения этой операции, поэтому количество таких центрифуг в производстве постепенно уменьшается. На смену им приходят более совершенные маятниковые центрифуги — с механизированной выгрузкой осадка (с помощью ножа или скребка).

Центрифуги подвесные с верхним приводом и нижней выгрузкой осадка. Особенностью таких центрифуг является шарнирная подвеска вертикального вала с ротором, допускающая отклонение системы от вертикальной оси и самоцентрирование вращающихся масс. Вследствие этого центрифуги малочувствительны к неравномерной загрузке ротора и обладают большой динамической устойчивостью во время работы. Подвесные центрифуги изготовляют с фильтрующим или осадительным ротором, ручной или механизированной выгрузкой осадка. В механизированных центрифугах осадок выгружается при пониженной скорости вращения ротора, у центрифуг с ручной разгрузкой — при остановленном роторе.

На рис. XIV-5 представлена подвесная осадительная центрифуга, применяемая в нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности для очистки присадок к маслам от механических примесей. Центрифуга снабжена осадительным ротором *7* и обогреваемым кожухом *6* со специальным разгрузочным бункером *8*. Загрузка ротора осуществляется непрерывно через питающую трубу *4* с калиброванным наконечником при наибольшей скорости вращения ротора 1500 об/мин. Фугат отводится из ротора непрерывно подвижной отводящей трубой *3*. Осадок выгружают из ротора с помощью механизма среза *5* периодически при пониженном числе оборотов ротора (до 100 об/мин) в специальный бункер *8*. Привод центрифуги — от фланцевого электродвигателя *1*, соединенного с валом *2* специальной упругой муфтой.

Горизонтальные центрифуги с ножевой выгрузкой осадка. Центрифуги этого типа изготовляются в двух конструктивных исполнениях: с фильтрующим (рис. XIV-6) и осадительным ротором. Общий конструктивный признак центрифуг — горизонтальное расположение оси ротора *6*, вал *8* которого вращается в подшипниках качения *7*, установленных в станине *9*. Привод центрифуги от — электродвигателя *11* через клиноременную передачу *10*. На передней крышке центрифуги смонтированы механизм среза осадка *3*, разгрузочный бункер *1*, питающая труба *2*. В кожухе *5* центрифуги предусмотрен люк для доступа к ротору при замене или ре-

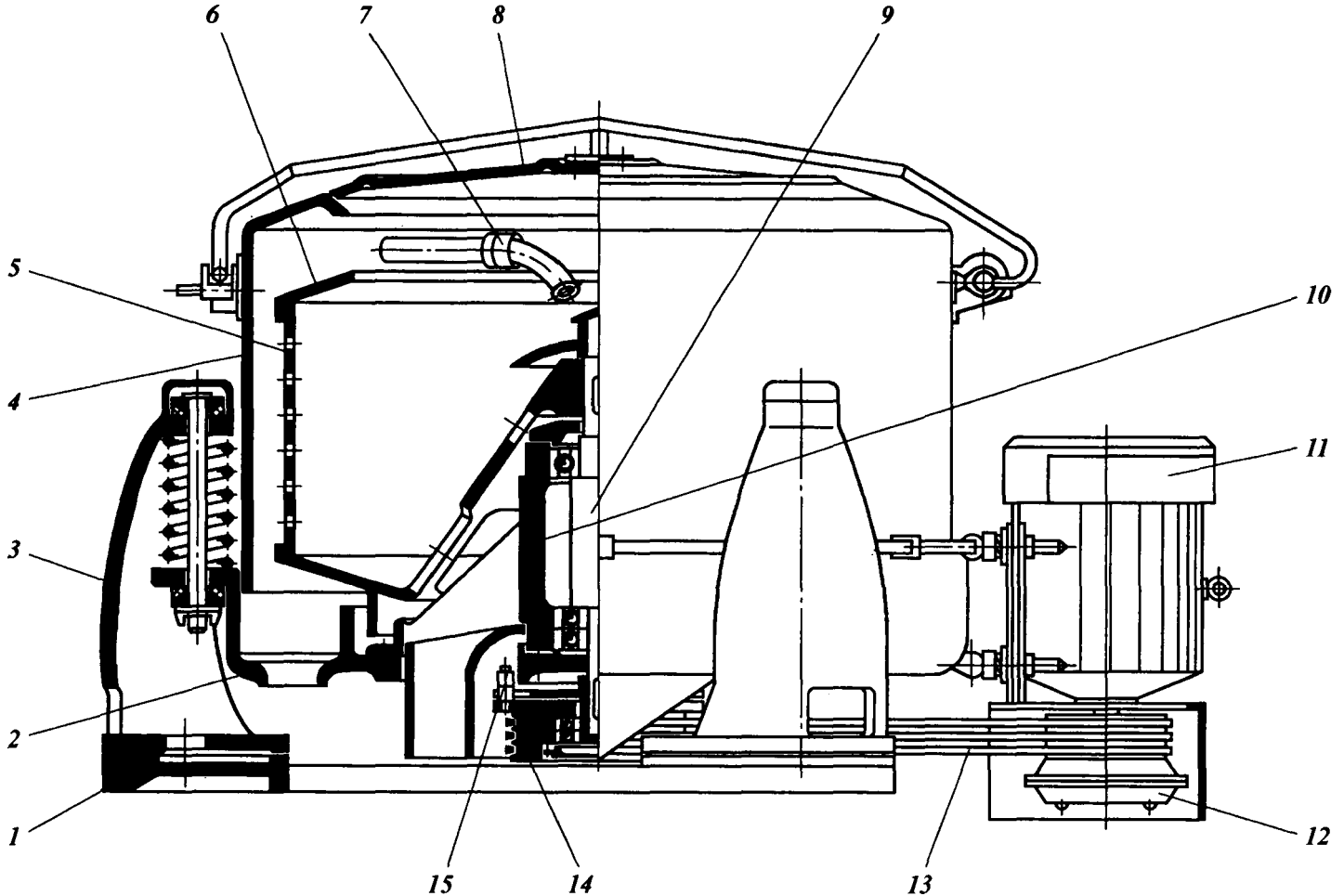

6
7
8
9
5
10
4
11
3
2
1
15
14
13
12

Рис. XIV-4. Конструкция фильтрующей маятниковой центрифуги с нижней выгрузкой осадка:
1 — фундаментная плита; *2* — станина; *3* — опорные колонки; *4* — кожух; *5* — ротор; *6* — бортовое кольцо (закраина); *7* — загрузочное устройство; *8* — крышка; *9* — вал; *10* — опора ротора; *11* — электродвигатель; *12* — турбомуфта; *13* — клиноременная передача; *14* — приводной шкив; *15* — тормоз

монте сит для фильтрующих центрифуг и люк-воздушник *4* для отвода паров и газов из внутренней полости кожуха.

Ротор в фильтрующих центрифугах — сварной с перфорированной обечайкой. Внутри ротора при помощи планок и колец закреплены дренажное и фильтрующее сита. В зависимости от обрабатываемой суспензии фильтрующие сита могут быть заменены фильтровальными тканями.

Ротор осадительных центрифуг — сплошной сварной. У этих центрифуг в отличие от фильтрующих имеется механизм отвода осветленной жидкости, состоящий из отводящей трубы с силовым гидроцилиндром и дросселем для регулирования скорости поворота отводящей трубы.

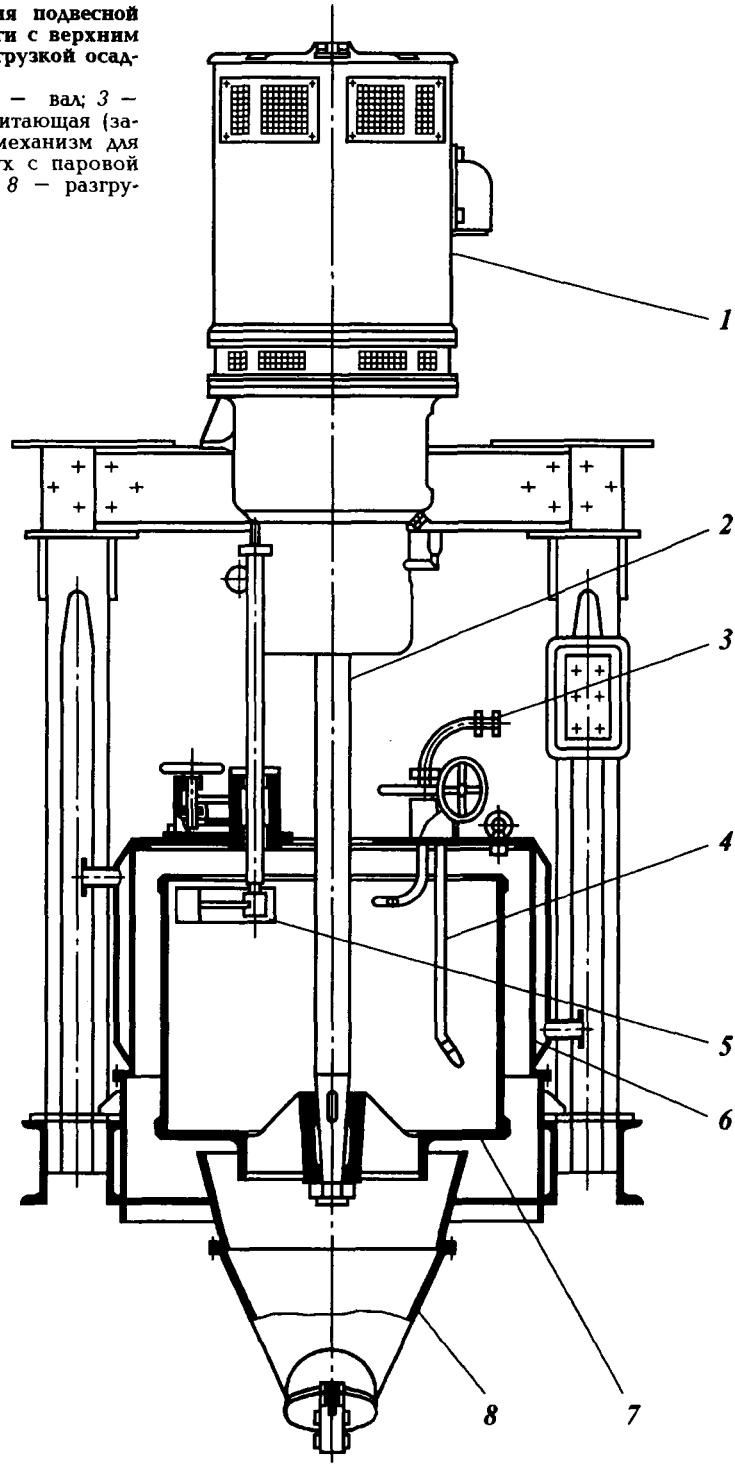
Основное преимущество горизонтальных центрифуг с ножевой выгрузкой осадка состоит в возможности проведения всех стадий процесса в автоматическом режиме и при постоянной частоте вращения ротора. К недостаткам следует отнести измельчение кристаллов при срезе осадка и большие трудности регенерации фильтрующей перегородки при обработке суспензии с нерастворимой твердой фазой.

Осадительные горизонтальные центрифуги со шнековой выгрузкой осадка (рис. XIV-7). Общий конструктивный признак таких центрифуг — горизонтальное расположение оси конического или цилиндроконического ротора *3* с соосно расположенным внутри него шнеком *4*. Ротор и шнек вращаются в одном направлении, но с различным числом оборотов, в результате чего образующийся осадок перемещается шнеком вдоль ротора. Ротор установлен на двух опорах и приводится во вращение от электродвигателя через планетарный редуктор. Суспензия подается по питающей трубе *1* во внутреннюю полость шнека, откуда через окна обечайки шнека поступает в ротор. Под действием центробежной силы происходит ее разделение и на стенках ротора осаждаются частицы твердой фазы. Осадок транспортируется шнеком к выгрузочным окнам *2*, расположенным в узкой части ротора. Осветленная жидкость (фугат) течет в противоположную сторону к сливным окнам *6*, переливается через сливной порог и выбрасывается из ротора. Диаметр сливного порога можно регулировать с помощью сменных заслонок или поворотных шайб. Ротор закрыт кожухом *5* с перегородками, отделяющими камеру *7* (для фугата) от камеры *8* (для осадка).

Осадительные центрифуги со шнековой выгрузкой осадка предназначены в основном для разделения суспензий с нерастворимой твердой фазой и применяются для обезвоживания кристаллических и зернистых продуктов, классификации материалов и осветления суспензий. Такие центрифуги успешно применяются в качестве первой ступени сепарирования при переработке нефтешлама.

Главное достоинство этих центрифуг — непрерывность процесса и высокая производительность при низком удельном расходе энергии и массе машин. К недостаткам таких центрифуг следует отнести невысокую степень обезвоживания осадка, невозможность проведения в машине качественной его промывки, а также быстрый износ шнека и ротора при обработке абразивных продуктов.

Рис. XIV-5. Конструкция подвесной осадительной центрифуги с верхним приводом и нижней выгрузкой осадка:
1 — электродвигатель; *2* — вал; *3* — отводящая труба; *4* — питающая (загрузочная) труба; *5* — механизм для среза осадка; *6* — кожух с паровой рубашкой; *7* — ротор; *8* — разгрузочный бункер



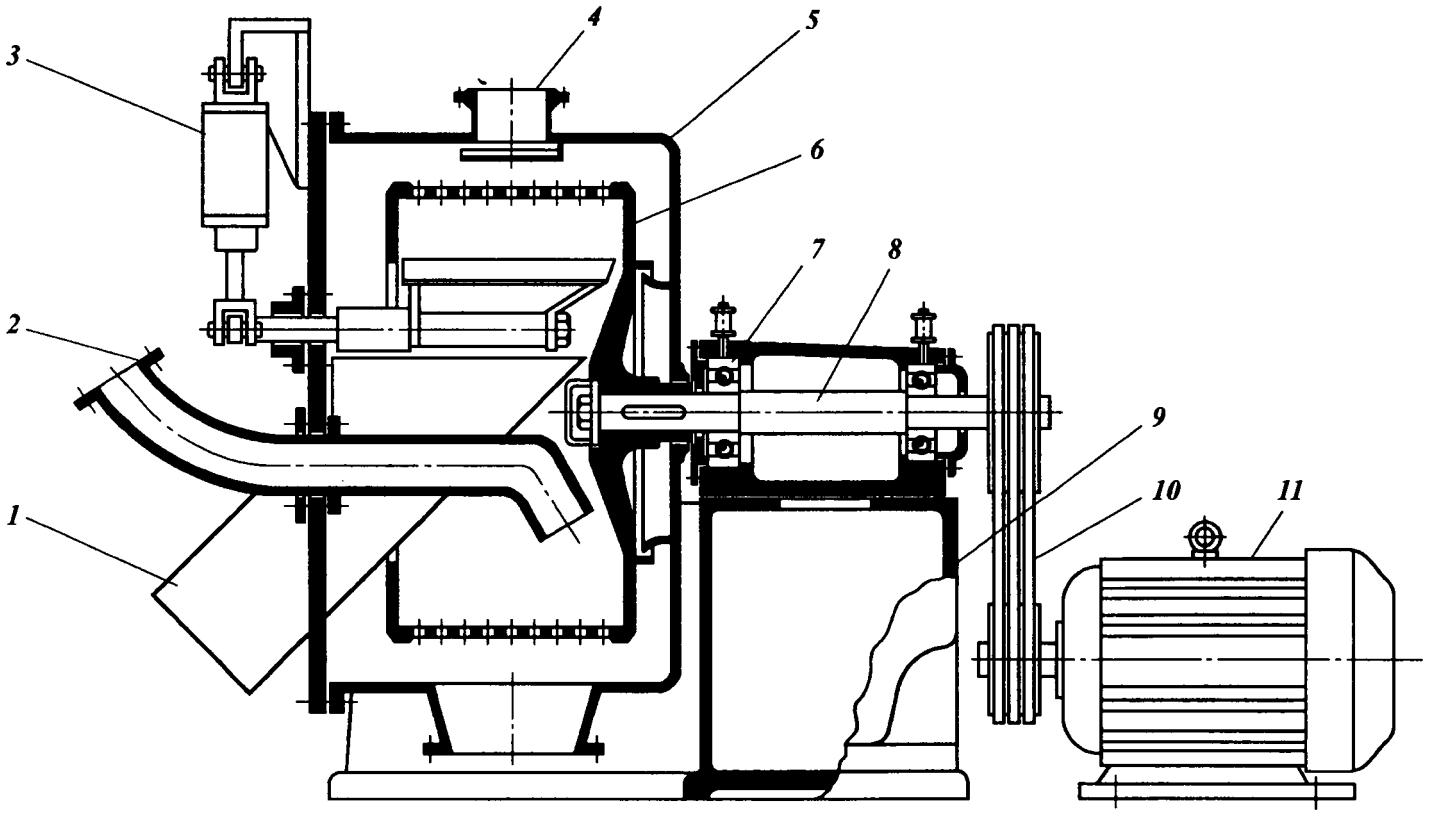


Рис. XIV-6. Конструкция горизонтальной центрифуги с ножевой выгрузкой осадка:
1 — разгрузочный бункер; *2* — питающая труба; *3* — механизм для среза осадка; *4* — воздушник; *5* — кожух; *6* — ротор; *7* — опоры вала; *8* — вал; *9* — станина; *10* — клиноременная передача; *11* — электродвигатель

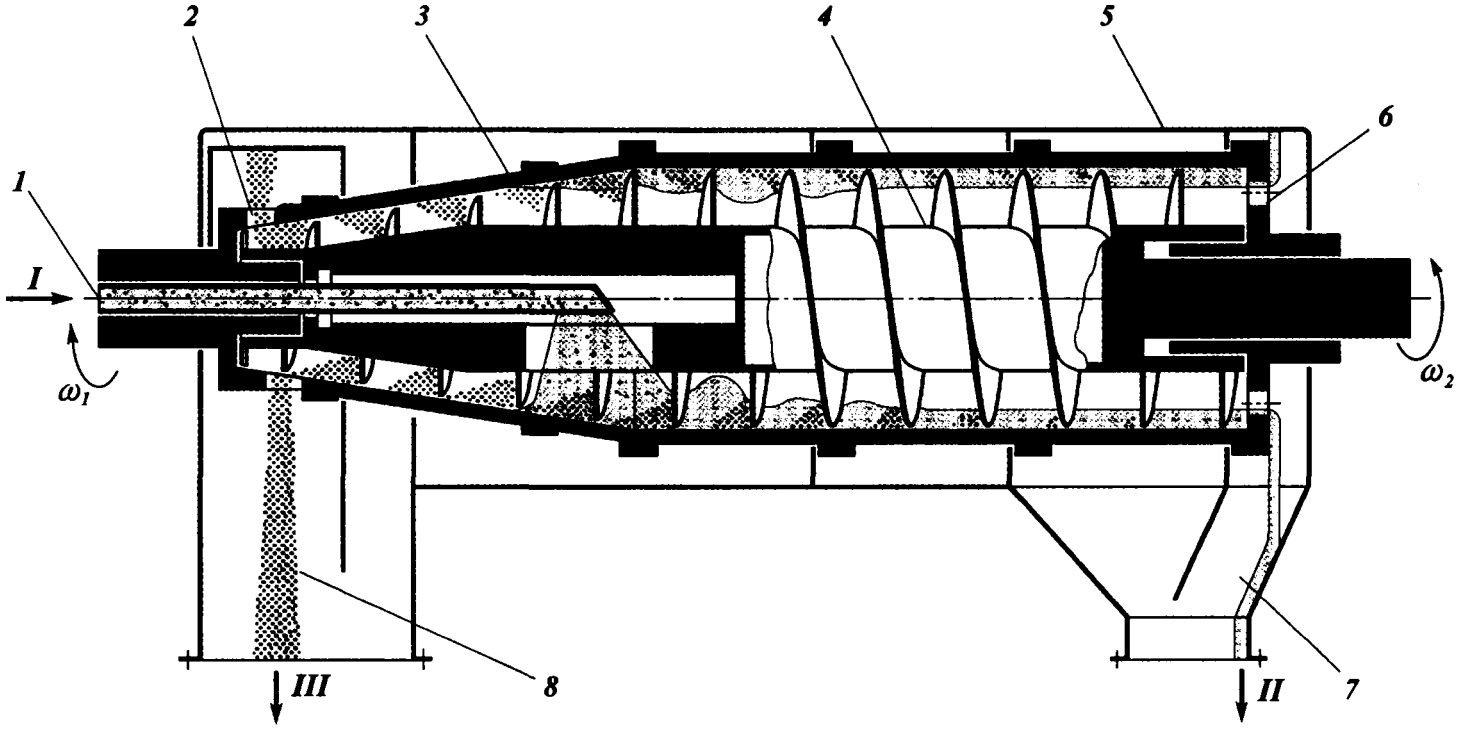


Рис. XIV-7. Схема осадительной горизонтальной центрифуги со шнековой выгрузкой осадка:
1 — питающая труба; *2* — выгрузочные окна; *3* — ротор; *4* — шнек; *5* — кожух; *6* — сливные окна; *7* — камера для фугата; *8* — камера для осадка. Потоки: *I* — суспензия; *II* — фугат; *III* — осадок

Центрифуги трубчатые. При разделении стойких эмульсий и осветлении суспензий, содержащих незначительные количества твердых высокодисперсных примесей, необходимо увеличить фактор разделения $K_ц$. Как видно из уравнения (XIV.2), этого можно достичь увеличением либо r, либо n, так как при этом увеличивается окружная скорость W. Учитывая, что механические напряжения в корпусе ротора возрастают пропорционально квадрату окружной скорости, что является лимитирующим фактором, увеличение фактора разделения предпочтительнее обеспечить за счет повышения числа оборотов при уменьшении диаметра ротора.

Использование этого принципа и привело к созданию трубчатых центрифуг (сверхцентрифуг) с внутренним диаметром ротора 105 и 150 мм и числом оборотов соответственно 15000 и 13500 в минуту. Для увеличения времени пребывания жидкости в сверхцентрифуге высоту ротора принимают в 5÷7 раз большей его диаметра.

Трубчатые центрифуги выпускают с осветляющим или разделительным (сепарирующим) ротором (рис. XIV-8). Общий конструктивный признак центрифуг — трубчатый ротор *1*, подвешенный на валу *4*, с вертикальной осью вращения и плавающей нижней опорой скольжения. Трехлопастная крыльчатка *2* сообщает разделяемой жидкости угловую скорость ротора. Станина *7* — чугунный литой корпус одновременно служит защитным кожухом. Привод центрифуги от индивидуального электродвигателя *3*, расположенного в верхней части корпуса, через плоскоременную передачу с натяжным устройством.

При работе центрифуги эмульсия подается через сопло питающей трубы *10* в нижнюю часть ротора, струя отражается от отбойного диска *9* к стенкам ротора. Эмульсия, вращаясь вместе с ротором, протекает вдоль его стенок в осевом направлении вверх и разделяется на тяжелую и легкую жидкости. Тяжелая жидкость проходит через отверстия головки, расположенные у стенки ротора, поступает в нижнюю сливную тарелку *6* и через патрубок выводится из центрифуги. Легкая жидкость проходит через отверстия головки, расположенные ближе к оси ротора, собирается в верхней сливной тарелке *5* и выводится через патрубок. Положение поверхности раздела слоев тяжелой и легкой жидкости регулируют сменной кольцевой диафрагмой.

При соответствующем изменении головки ротора и периодической разгрузке осадка сверхцентрифуги применяют также и для разделения суспензий с незначительным содержанием твердой фазы.

Сепараторы. Жидкостные сепараторы — одна из разновидностей оборудования для разделения жидких гетерогенных систем под действием центробежной силы. По характеру процесса и его движущей силы жидкостные сепараторы наиболее близки к центрифугам.

На рис. XIV-9 представлена конструкция саморазгружающегося тарельчатого сепаратора с центробежной пульсирующей выгрузкой осадка. На вертикальном валу *4* установлен ротор *8*, внутри которого помещен пакет *7* тонкостенных вставок-тарелок, имеющих несколько отверстий по окружности. Тарелки собраны так, что их отверстия совпадают и образуют сквозные каналы, в которые поступает исходная жидкость из центрального патрубка. В корпусе ротора установлено также подвижное днище *5*, которое периодически опускается и открывает разгрузочные щели *6*. Под действием центробежной силы из разгрузочных щелей выбрасывается осадок, который собирается в полости кожуха *9* и выводится из сепаратора. Для отвода легкой и тяжелой жидкости используют неподвижные напорные диски *10* и *11*. Привод сепаратора от электродвигателя *1* через червячный редуктор *3*.

Принцип работы трехфазных тарельчатых сепараторов рассмотрим на примере разделения нефтешлама (рис. XIV-10). Перед началом сепарирования по каналу *11* подают буферную воду, которая поступает под подвижное днище *1*. Под действием гидростатического дав-

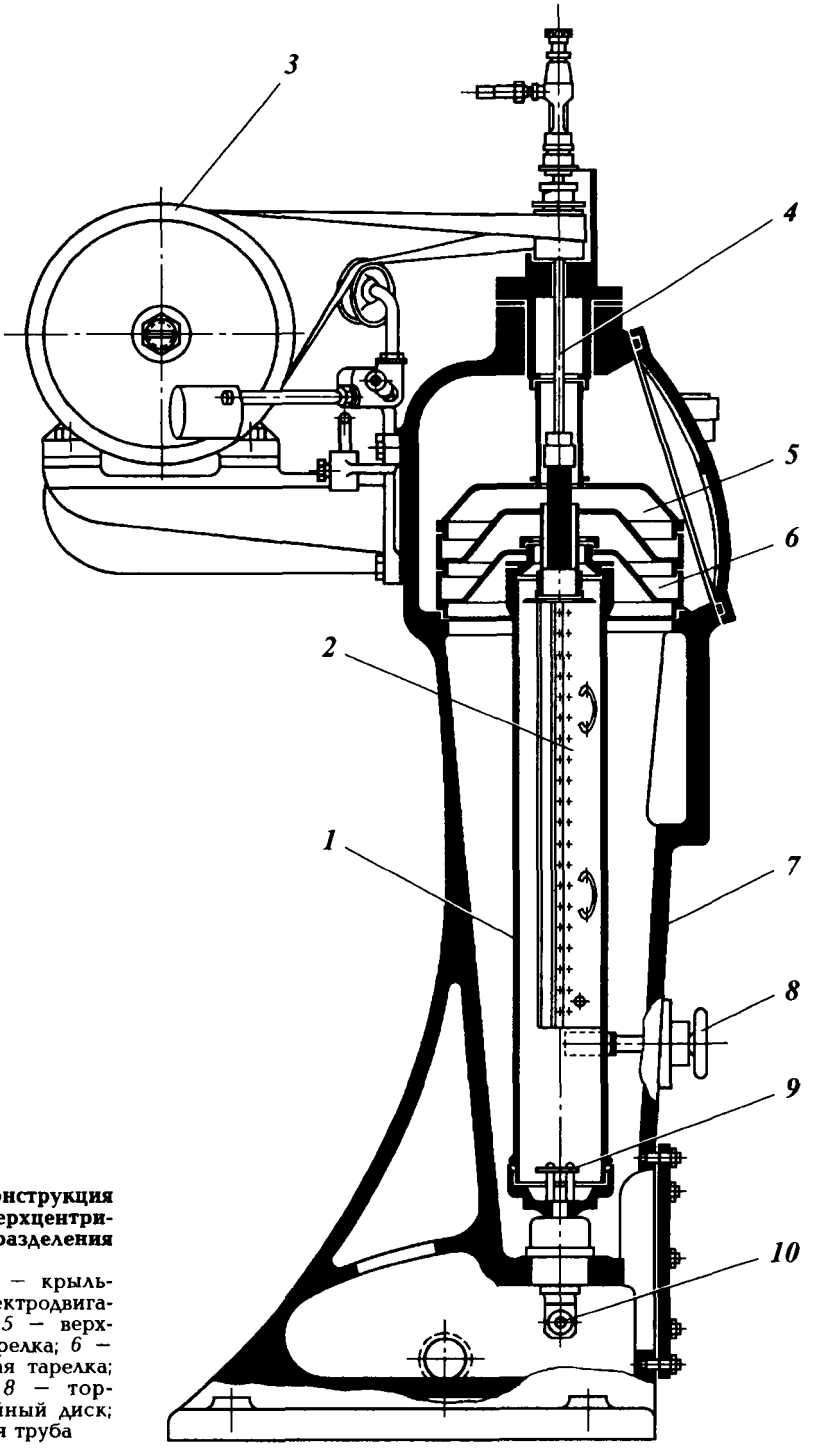


Рис. XIV-8. Конструкция трубчатой сверхцентрифуги для разделения эмульсий:
1 — ротор; *2* — крыльчатка; *3* — электродвигатель; *4* — вал; *5* — верхняя сливная тарелка; *6* — нижняя сливная тарелка; *7* — станина; *8* — тормоз; *9* — отбойный диск; *10* — питающая труба

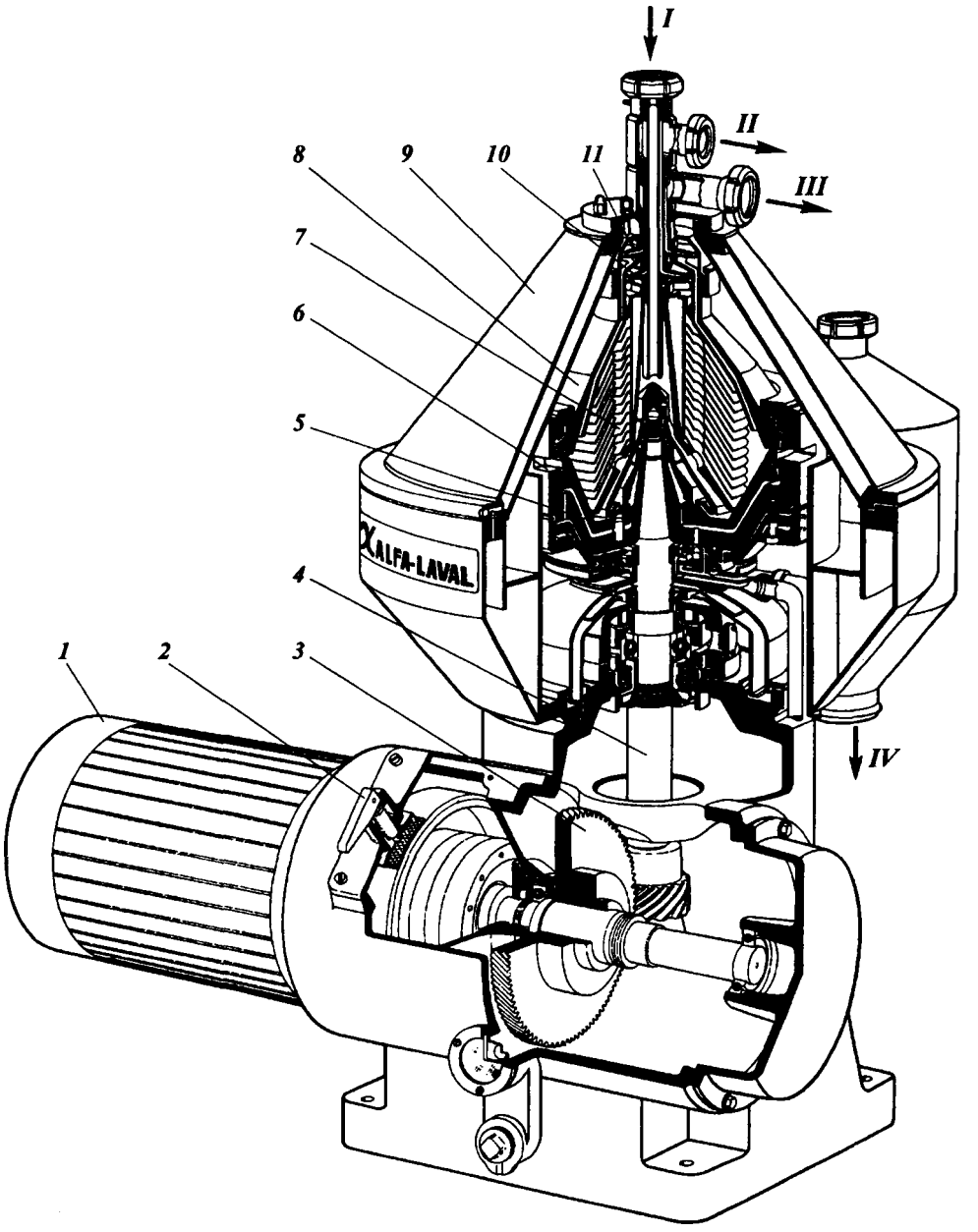
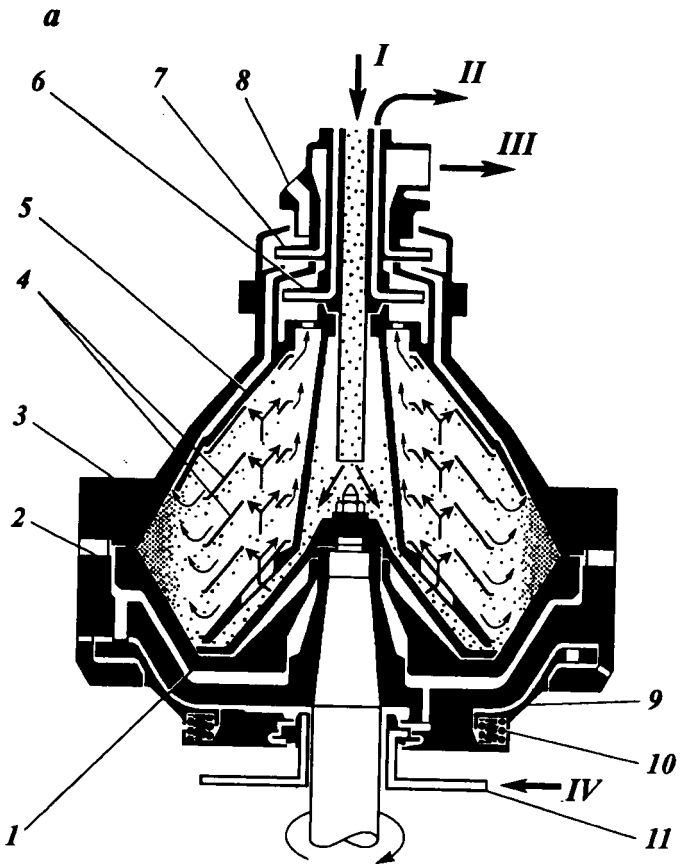


Рис. XIV-9. Конструкция саморазгружающегося тарельчатого сепаратора фирмы: *"Альфа-Лаваль"*:
1 — электродвигатель; *2* — тормоз; *3* — червячный редуктор; *4* — вал; *5* — подвижное днище; *6* — разгрузочные щели; *7* — пакет тарелок; *8* — ротор; *9* — кожух; *10* — напорный диск легкой жидкости; *11* — напорный диск тяжелой жидкости. Потоки: *I* — исходная жидкость; *II* — легкая жидкость; *III* — тяжелая жидкость; *IV* — осадок


а
I
II
III
IV
1
2
3
4
5
6
7
8
9
10
11

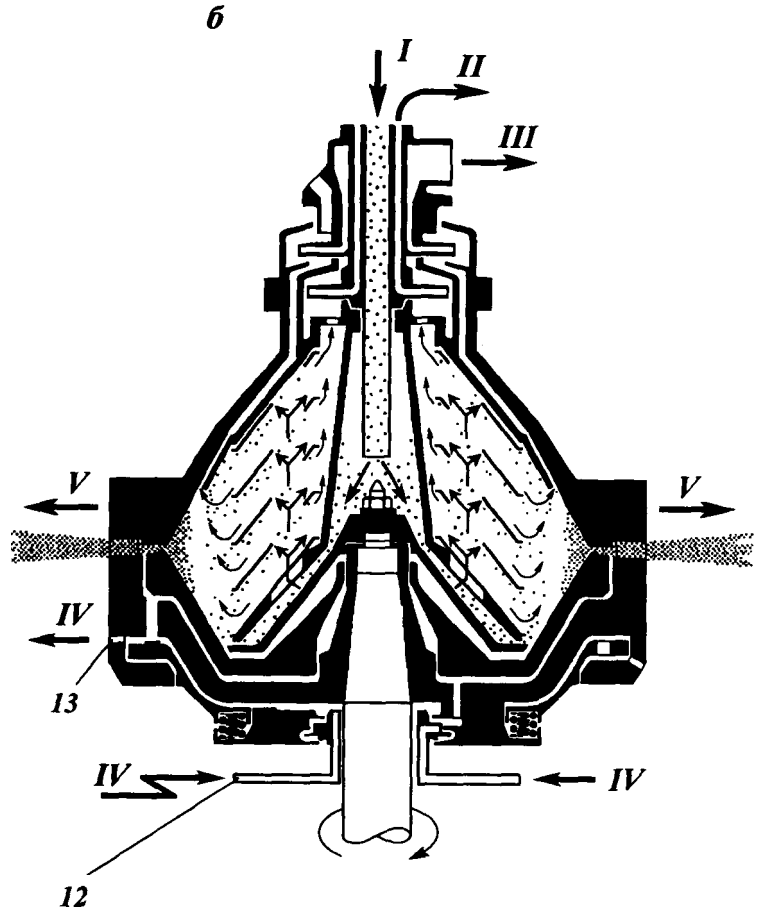

б
I
II
III
V
V
IV
13
IV
IV
12

Рис. XIV-10. Схема работы ротора саморазгружающегося тарельчатого сепаратора фирмы "Альфа-Лаваль":
а — процесс сепарирования; *б* — процесс разгрузки; *1* — подвижное днище; *2* — разгрузочные щели; *3* — крышка ротора; *4* — тарелки; *5* — разделительная тарелка; *6* — напорный диск для нефти; *7* — напорный диск для воды; *8* — канал подачи промывной воды; *9* — вспомогательный поршень; *10* — пружина; *11, 12* — каналы подачи буферной воды; *13* — сливной канал. Потоки: *I* — нефтешлам; *II* — нефть; *III* — вода; *IV* — буферная вода; *V* — осадок

ления подвижное днище поднимается и плотно прижимается к крышке ротора *3*, перекрывая разгрузочные щели *2*. Нефтешлам подается в центр ротора и по системе сквозных каналов в пакете тарелок *4* распределяется между ними. Процесс сепарирования происходит в пакете тарелок, число которых (50÷200 шт.) зависит от размеров сепаратора. Выделенная нефть перемещается к оси вращения и выводится из ротора напорным диском *6*. Вода вместе с частицами осадка направляется к периферии ротора. Выйдя из пакета тарелок, вода отводится из ротора по каналам между разделительной тарелкой *5* и крышкой ротора к напорному диску *7*.

После накопления в шламовом пространстве определенного количества осадка его выгружают из ротора. Предварительно прекращают отвод воды из сепаратора и по каналу *8* вводится промывная вода в количестве, равном объему подлежащего выгрузке осадка. При этом поверхность раздела легкой и тяжелой фаз смещается внутрь пакета тарелок с тем, чтобы при открытии разгрузочных щелей исключить возможность потерь нефти с выгружающимся осадком и водой. Такой способ оттеснения нефти к центру снижает возможность эмульгирования, требует меньшего количества воды и сохраняет качество отводимой нефти в период разгрузки.

После того как ротор подготовлен к разгрузке, по каналу *12* кратковременным импульсом подается буферная вода в камеру над вспомогательным поршнем *9*. Гидростатическое давление преодолевает силу пружин *10*, и вспомогательный поршень, опускаясь, открывает сливные каналы *13*. Под действием гидростатического давления в роторе подвижное днище перемещается вниз, открывая разгрузочные щели для выгрузки осадка и воды.

Во время разгрузки подача нефтешлама не прекращается. Разгрузочные щели открываются лишь на 0,1 с, и за это время выбрасывается точно определенный объем осадка и воды. После разгрузки вспомогательный поршень под воздействием пружин перемещается вверх, закрывая сливные каналы *13*, вода по каналу *11* подается под подвижное днище, и оно возвращается в верхнее положение, перекрывая разгрузочные щели *2*. Прекращается подача промывной воды по каналу *8* и продолжается обычный процесс сепарирования.

Сепаратор комплектуется программным регулятором. Все операции цикла выполняются в заданной последовательности с помощью электронных датчиков. Сигнальная система обеспечивает наблюдение за давлением нефти на выходе, исправностью системы разгрузки, напряжением сети, температурой сепарирования, вибрацией.

РАЗДЕЛЕНИЕ НЕОДНОРОДНЫХ СИСТЕМ В ЦИКЛОНАХ

Циклоны. Распространенными аппаратами для центробежного разделения газовых суспензий являются циклоны. В нефтепереработке циклоны применяют на установках каталитического и термического крекинга, при производстве технического углерода (сажи), сушке твердых материалов в потоке нагретых газов, измельчении, пневмотранспорте и др.

Циклоны широко используются для улавливания мелких частиц катализатора в реакторах и регенераторах установок каталитического крекинга с псевдоожиженным слоем катализатора.

Для этого применяют циклоны диаметром до 1600 мм, последовательно соединяя их в две или три ступени для лучшего улавливания катализатора; с этой же целью уменьшают диаметр циклона второй или третьей ступени по сравнению с диаметром первой. Уловленный циклонами катализатор возвращают обратно в псевдоожиженный слой.

На нижних концах стояков циклонов установлены клапаны (захлопки), которые открываются под давлением слоя катализатора в стояке и предотвращают проход паров по стояку в циклон. Для защиты от эрозии циклоны этих установок обычно футеруют изнутри износостойким бетоном.

Устройство и действие циклона рассмотрим на примере аппарата конструкции Научно-исследовательского института по санитарной и промыш-

ленной очистке газа (НИИОгаз), представленного на рис. XIV-11. Запыленный газ поступает со скоростью 15÷25 м/с в цилиндроконический корпус циклона *3* по тангенциальному патрубку, расположенному под углом 15° относительно горизонтали, и вращается в кольцевой щели между корпусом и центральной выхлопной трубой *2*. При этом на частицы пыли или капельки жидкости действует центробежная сила, и они движутся к стенке корпуса. Достигнув стенки, пыль скользит по ней вниз в бункер *4* (жидкость стекает по стенке), а газ, совершив несколько оборотов, поворачивает вверх и уходит по центральной трубе. Внутри циклона возникают два вращательных потока — нисходящий на периферии и восходящий в центральной части. Для преобразования вращательного движения очищенного газа в прямолинейное в верхней части циклона установлена камера очищенного газа в форме "улитки" *1*.

Для хорошей работы циклона большое значение имеет его конструктивная форма и соотношение размеров. В НИИОгазе разработано несколько моделей циклонов. В пределах каждой модели циклоны разных размеров геометрически подобны, все их конструктивные размеры выражены через один определяющий размер — диаметр корпуса D. Таким образом, при расчете циклона на заданную производительность необходимо определить только его диаметр.

В циклонах центробежная сила зависит от скорости вращения газа, в первом приближении равной скорости его входа в циклон, т.е. от объема газа и сечения вводного патрубка.

С ростом скорости газа степень его очистки в циклонах сначала резко повышается, а затем почти перестает расти (рис. XIV-12) и в ряде случаев даже несколько снижается (пунктирная линия) вследствие интенсивного вихреобразования и уноса осажденной пыли. Перепад давления в циклоне Δp увеличивается пропорционально квадрату скорости газа. При выборе скорости газа в циклоне НИИОгаз рекомендует принимать значение $\Delta p/\rho_г$ в пределах 55÷75 м, что позволяет при умеренном расходе энергии обеспечить сравнительно высокую степень очистки газа при его движении через циклон.

Под *коэффициентом степени очистки* η понимают отношение количества пыли, уловленной в циклоне, $G_{ул}$ к количеству пыли, поступившей в это же время в циклон, $G_{нач}$:

$$\eta = \frac{G_{ул}}{G_{нач}} 100.$$

Степень очистки газа в циклонах может составлять 65÷95 % и выше; конкретное ее значение зависит от фракционного состава пыли.

Для оценки работы циклона используют также *коэффициент фракционной степени очистки* $\eta_{фр}$. Он представляет собой отношение количества уловленной пыли данной фракции к количеству пыли той же фракции, поступившей в циклон за то же время:

$$\eta_{фр} = \frac{G_{фр.ул}}{G_{фр.нач}} 100.$$

Общая степень очистки газа может быть подсчитана по данным о фракционном составе пыли в газе и по фракционной степени очистки:

$$\eta = \left(\eta_{фр1}\Phi_1 + \eta_{фр2}\Phi_2 + ... + \eta_{фрn}\Phi_n\right)0,01,$$

где n — число фракций пыли; $\eta_{фр1}$, $\eta_{фр2}$ ...— коэффициенты фракционной степени очистки газа в данном циклоне, %; Φ_1, Φ_2... — относительные количества пыли данных фракций (процентное содержание по отношению к общему количеству пыли).

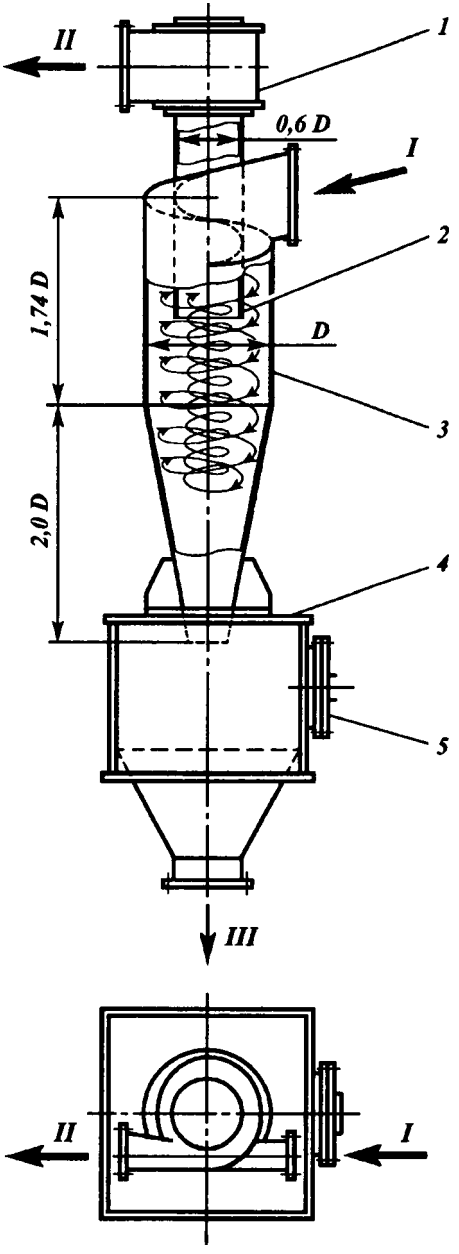
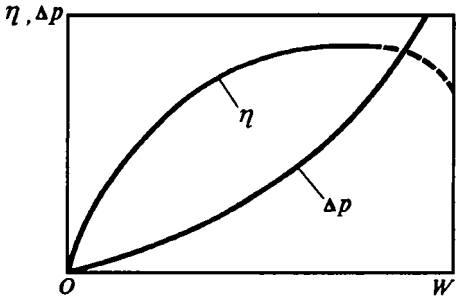


Рис. XIV-11. Конструкция циклона ЦН-15: *1* — камера очищенного газа в виде "улитки"; *2* — выхлопная труба; *3* — корпус; *4* — бункер; *5* — люк. Потоки: *I* — запыленный газ; *II* — очищенный газ; *III* — уловленные частицы

Рис. XIV-12. Зависимость степени очистки и перепада давления от скорости газа в циклоне



В качестве примера на рис. XIV-13 приведены данные о фракционных коэффициентах степени очистки газа от пыли в циклоне ЦН-15 для некоторого частного случая.

В геометрически подобных циклонах влияние сопротивлений всех видов (местные и обуславливаемые трением) учитывают одним общим коэффициентом ξ, а вместо действительных скоростей газового потока на отдельных участках циклона используют условную скорость $W_{усл}$, равную отношению объема газа $V_ц$, проходящего через циклон, к его поперечному сечению $\pi D^2/_4$.

Сопротивление циклона определяется из выражения

$$\Delta p = \xi \rho_г \frac{W_{усл}^2}{2}. \qquad \text{(XIV.7)}$$

Коэффициент сопротивления ξ для циклонов стандартных конструкций находится в пределах от 75 до 300 в зависимости от модификации. Диаметр циклонов ЦН-15 НИИОгаза лежит в пределах 300÷1400 мм. В промышленности применяют также циклоны других конструкций диаметром до 4250 мм.

На основе уравнения (XIV.7) при выбранном значении $\Delta p/\rho_г$ определяют условную скорость газа

$$W_{усл} = \sqrt{\frac{2\Delta p}{\xi \rho_г}} \qquad \text{(XIV.8)}$$

и при выбранном диаметре циклона находят секундную производительность одного циклона $V_ц$:

$$V_ц = \frac{\pi D^2}{4} W_{усл}.$$

При заданном общем секундном объеме V подлежащего очистке газа число параллельно работающих циклонов составит

$$n = V/V_ц.$$

Эффективность очистки газа в циклоне зависит от величины фактора разделения $K_ц = W^2/gr$, который может быть увеличен как за счет увеличения скорости W, так и за счет уменьшения радиуса r.

Как уже отмечалось выше, повышение скорости газа сопровождается значительным увеличением гидравлического сопротивления и поэтому в ряде случаев эффективность очистки повышают путем уменьшения диаметра циклона до 100÷250 мм, но тогда требуется параллельная работа десятков циклонов, так как пропускная способность каждого отдельного циклона невелика. В этом случае трудно объединить в параллельную группу десятки циклонов описанной выше формы. В промышленной практике для этих целей используется особая конструкция центробежных пылеуловителей — *батарейные циклоны или мультициклоны.*

Батарейный циклон представляет собой прямоугольную или цилиндрическую камеру с бункером для пыли. На рис. XIV-14 представлен батарейный циклон, состоящий из параллельно работающих циклонных элементов *2*, смонтированных в общем корпусе *1* и закрепленных в двух трубных решетках *3* и *4*. Каждый циклон оснащен закручивающим устройством в

Рис. XIV-13. Зависимость коэффициента фракционной степени очистки газа в циклонах ЦН-15 от диаметра частиц d (при D=600 мм, $\rho_ч$=1930 кг/м^3, $\Delta p/\rho_г$ = = 75 м и начальной концентрации пыли 1,7 г/м^3)

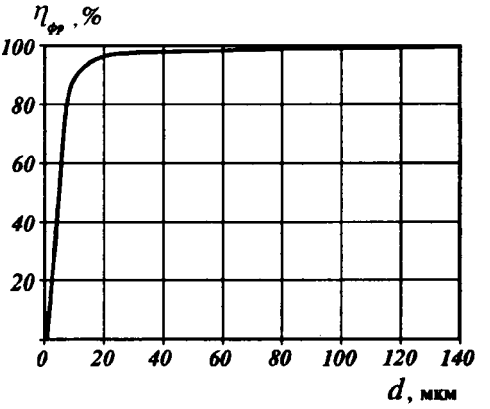
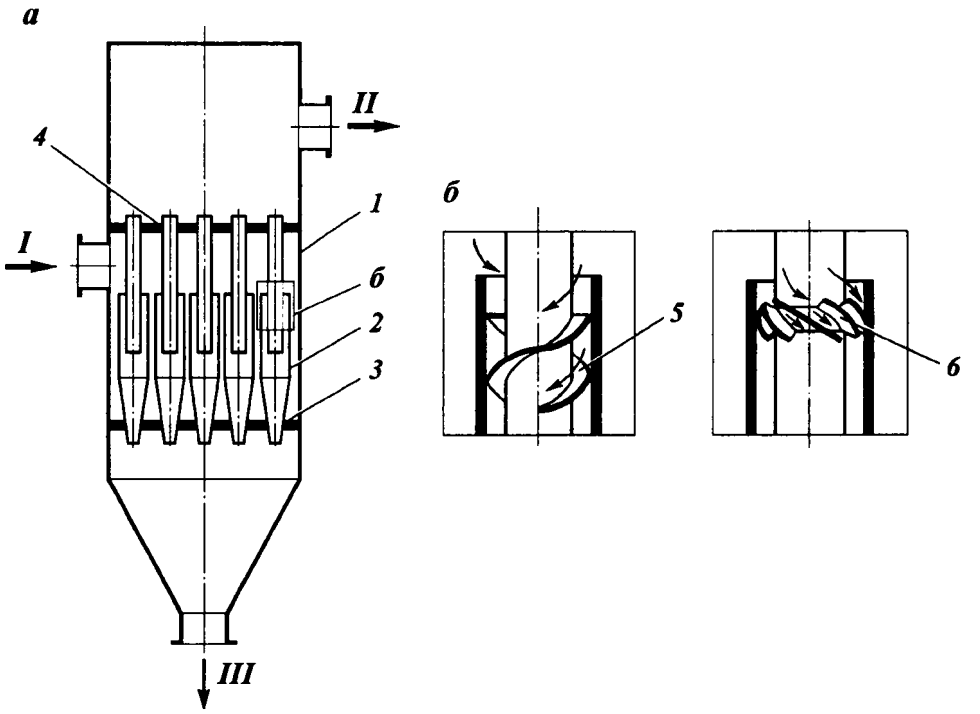


Рис. XIV-14. Конструкция батарейного циклона:
а — продольный разрез; *б* — конструкции закручивающих устройств; *1* — корпус; *2* — циклонные элементы; *3, 4* — трубные решетки; *5* — винтовая лента; *6* — лопастная розетка. Потоки: *I* — запыленный газ; *II* — очищенный газ; *III* — уловленные частицы



форме винтовой ленты *5* или лопастной розетки *6*. Запыленный газ поступает в среднюю часть камеры и входит во все корпусы циклонов параллельно, получая вращение благодаря винтовым лопастям. Осажденная в поле центробежной силы пыль спускается из всех корпусов циклонов в нижний бункер, а очищенный газ, повернув вверх, выходит по выхлопным трубам, вновь соединяется в верхней части камеры и направляется дальше по назначению через выходной патрубок.

В одной общей камере можно поместить примерно до 100—120 циклонных элементов. При большом их числе камеру разделяют вертикальными стенками на параллельно работающие отсеки с самостоятельными входами и выходами газа и отдельными бункерами для пыли.

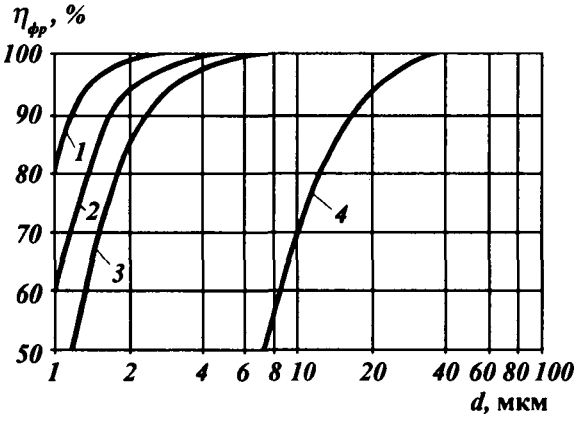


Рис. XIV-15. Зависимость коэффициента фракционной степени очистки суспензии в гидроциклоне и тарельчатом сепараторе фирмы "Альфа-Лаваль" от диаметра частиц *d*:
1–3 — тарельчатый сепаратор различной производительности (*1* — 60 м³/ч; *2* — 80 м³/ч; *3* — 100 м³/ч; *4* — гидроциклон)

Расчет батарейных циклонов проводится аналогично расчету простых циклонов по уравнениям (XIV.7) и (XIV.8). Коэффициент сопротивления циклонных элементов, выполненных по нормалям НИИОгаза, составляет 65÷90. Конечное уравнение для батарейных циклонов запишется в виде

$$S = \frac{V_ц}{W_{усл}} = z\frac{\pi D^2}{4}.$$

Задавшись диаметром корпусов, например 100, 150 или 200 мм, определяют требуемое их число *z*.

Гидроциклоны. Циклоны, предназначенные для разделения жидких неоднородных систем (суспензий и нестойких эмульсий), называют *гидроциклонами*. Они применяются для осветления жидкостей или обогащения суспензий, а также для разделения твердых частиц с различными размерами зерен. Гидроциклоны представляют собой цилиндроконический корпус с центральной выхлопной трубой, снабженной сверху тангенциально расположенным патрубком для ввода суспензии (нестойкой эмульсии), и принципиально не отличаются от обычных циклонов.

На рис. XIV-15 представлены данные о фракционных коэффициентах степени очистки суспензий в гидроциклоне и тарельчатом сепараторе Альфа-Лаваль при различной его производительности.

Циклоны всех видов отличаются простотой конструкции и обслуживания, компактностью и низкой стоимостью. По сравнению с аппаратами, в которых отделение частиц пыли осуществляется под действием силы тяжести или инерционных сил, циклоны обеспечивают более высокую степень очистки газа и требуют меньших капитальных затрат.

К недостаткам циклонов следует отнести сравнительно большое гидравлическое сопротивление, невысокую степень улавливания частиц размером менее 10 мкм, истирание корпуса аппарата частицами пыли и чувствительность к колебаниям нагрузки по газу.

ГЛАВА XV ЭЛЕКТРИЧЕСКОЕ ОСАЖДЕНИЕ

Для разделения жидких и газовых суспензий можно использовать силы электрического поля. При действии на эмульсию поля переменного тока высокого напряжения происходит слияние (коагуляция) мелких капелек диспергированной жидкости в более крупные, которые затем легко осаждаются под действием силы тяжести. Создавая электрический разряд в газе, добиваются заряжения взвешенных в нем частиц, которые затем осаждаются электрическими силами в поле постоянного тока высокого напряжения.

ЭЛЕКТРИЧЕСКИЕ СПОСОБЫ РАЗДЕЛЕНИЯ НЕФТЯНЫХ ЭМУЛЬСИЙ

Добываемая нефть часто содержит воду в виде стойкой эмульсии. Эта вода отличается сравнительно высоким содержанием солей, поэтому нефть, подлежащая переработке, должна быть предварительно обезвожена и обессолена.

Обезвоживание, а следовательно, и обессоливание нефти может быть осуществлено механическим или химическим методом, но наиболее эффективным является воздействие электрического поля.

Обработке нефти в электрическом поле обычно предшествует ее смешение с менее минерализованной пресной водой в количестве 5÷15 % на нефть. В этом случае концентрация солей значительно уменьшается, что позволяет при данной степени обезвоживания (десятые доли процента остаточной воды) существенно снизить содержание солей и обеспечить высокую степень обессоливания (менее 5 мг на 1 л нефти). При высоком содержании воды в исходной нефти обработку нефти водой осуществляют дважды.

Сущность метода электрообработки заключается в том, что под действием электрического поля высокого напряжения и переменного направления капельки воды заряжаются и начинают двигаться по направлению силовых линий электрического поля. Разноименно заряженные капельки взаимно притягиваются и сливаются. Заряженные одноименно (в основном отрицательно) капельки воды движутся к противоположному полюсу, все время меняя направление движения вследствие переменности поля, сталкиваются и тоже сливаются. Для улучшения процесса коагуляции в поток часто добавляют немного щелочи, нейтрализующей органические кислоты и увеличивающей электропроводность воды. Процесс ведут с подогревом (для уменьшения вязкости) и под давлением, исключающим возможность испарения воды и кипения нефти. Применяемая в промышленных установках разность потенциалов достигает 35 кВ.

Электродегидратором называется устройство для обработки в электрическом поле суспензии типа жидкость — жидкость (например, нефть — вода).

В промышленной практике получили распространение электродегидраторы различных типов: вертикальные, горизонтальные, сферические.

В качестве примера на рис. XV-1 показан горизонтальный электроде-

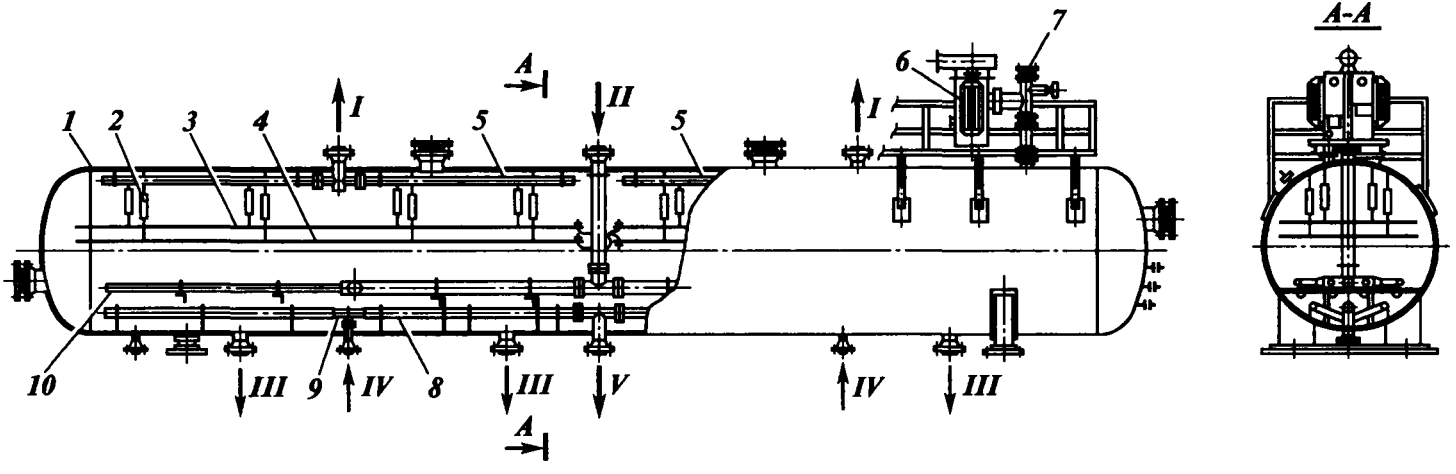


Рис. XV-1. Горизонтальный электродегидратор ЭГ200-10:
1 — корпус; *2* — изолятор; *3* — верхний электрод; *4* — нижний электрод; *5* — сборник обессоленной нефти; *6* — трансформатор; *7* — ввод высокого напряжения; *8* — сборник соленой воды; *9* — промывочный коллектор; *10* — распределитель нефти. Потоки: *I* — выход обессоленной нефти; *II* — вход нефти; *III* — удаление шлама; *IV* — ввод воды на промывку аппарата; *V* — выход дренажной воды

гидратор ЭГ200-10 конструкции ВНИИнефтемаша вместимостью 200 $м^3$ на давление 1 МПа (10 $кгс/см^2$), предназначенный для обезвоживания и обессоливания нефти и газовых конденсатов на промысловых и нефтезаводских установках. В корпусе *1* аппарата размещены электроды (верхний *3* и нижний *4*), подвешенные на изоляторах *2*, распределитель *10* нефти, сборник *8* соленой воды, два сборника *5* обессоленной нефти и промывочный коллектор *9*.

На корпусе электродегидратора смонтированы трансформатор *6* и ввод *7* высокого напряжения. Каждый электрод разделен на две равные части, которые для обеспечения равномерной загрузки трансформатора соединены так, что каждая половина верхнего электрода соединена с другой половиной нижнего электрода.

Нефть, вводимая в середину распределителя *10*, равномерно распределяется по всему сечению аппарата и после промывки в слое воды, уровень которой поддерживается автоматически выше распределителя на 200—300 мм, движется вертикально вверх. При этом нефть сначала обрабатывается в слабом электрическом поле в объеме между уровнем раздела нефть — вода и плоскостью нижнего электрода, а затем в сильном электрическом поле между электродами, после чего собирается сборниками обессоленной нефти *5* и выводится из аппарата. Различие в напряженности электрического поля позволяет обеспечить выделение из эмульсии вначале более крупных глобул воды и разгрузить таким образом зону между электродами для выполнения более сложной задачи — отделения мелких капель воды. Соленая вода собирается в нижней части электродегидратора сборником *8* и выводится из аппарата. Для промывки аппарата без его вскрытия предусмотрен промывочный коллектор *9*, отверстия которого направляют струи воды на стенки корпуса.

Питание электродов осуществляется от сдвоенного трансформатора мощностью 160 кВ·А, позволяющего получить между электродами напряжение 30, 35, 40, 45 и 50 кВ, присоединение трансформатора к электродам — с помощью двух вводов высокого напряжения.

Для обеспечения обезвоживания и обессоливания как легких, так и тяжелых нефтей разработаны электродегидраторы с двумя раздельными системами ввода нефти. Для этого в корпусе аппарата установлен дополнительный распределитель нефти со стояками, обеспечивающими ввод части нефти непосредственно в межэлектродное пространство, где особенно эффективно разрушаются устойчивые и тяжелые по плотности нефтяные эмульсии.

Ввод части нефти непосредственно в межэлектродное пространство существенно повышает устойчивость электрического режима и, следовательно, режима обезвоживания и обессоливания нефти в промысловых условиях. При этом также уменьшается количество промывочной воды, что делает аппарат универсальным и весьма эффективным.

Для разрушения нефтяных эмульсий в электрическом поле в промышленности широко применяются также электрокоалесцеры, которые устанавливаются перед емкостью или отстойником. Электрокоалесцеры отличаются от обычных электродегидраторов компактностью, а также более высокой безопасностью и надежностью в работе.

В качестве примера на рис. XV-2 показан электрокоалесцер с чередующимся электрическим полем, разработанный совместно ВНИИнефтемашем и БашНИИнефтью. В электрокоалесцере чередование импульсов и пауз воздействия электрического поля высокой напряженности частотой 50 Гц на эмульсию создается за счет движения потока эмульсии между цилиндрическими коаксиальными электродами, внешним из которых является заземленный корпус *2*, а внутренним — соединенный с трансформатором электрод *3*, на котором установлены диэлектрические кольца *1*.

Напряженность поля в области колец из диэлектрического материала намного меньше, чем против открытых участков электрода *3*, поэтому при движении эмульсии в осевом направлении она поочередно попадает в зоны различной напряженности поля, благодаря чему чередуются процессы коалесценции капель электролита — формирование в сильном поле

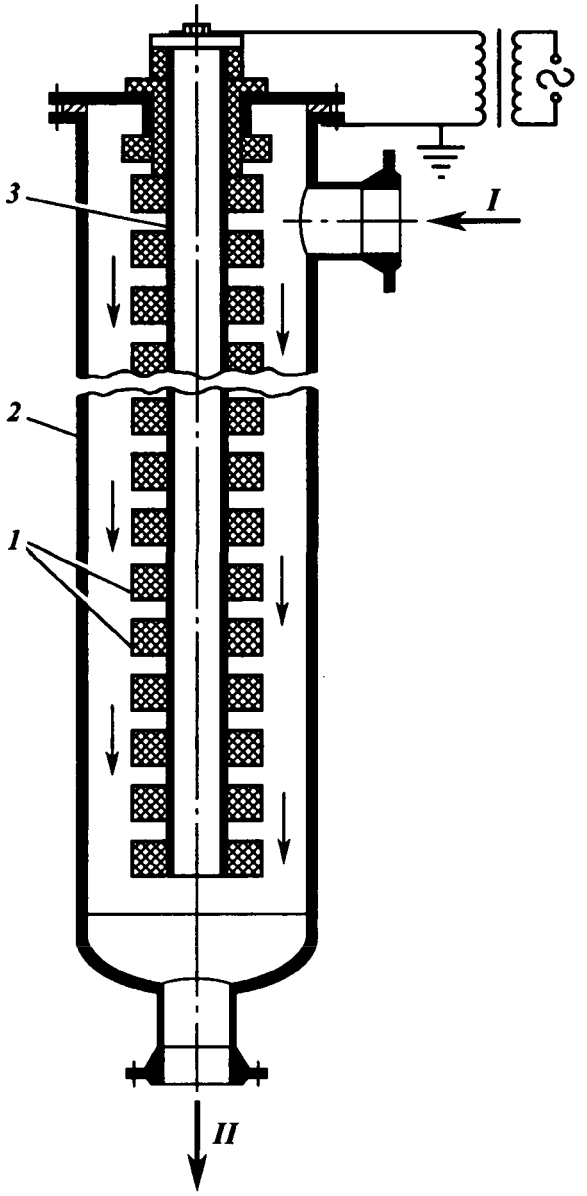


Рис. XV-2. Электрокоалесцер с чередующимся электрическим полем:
1 — диэлектрические кольца; *2* — корпус (внешний электрод); *3* — внутренний электрод. Потоки: *I* — исходная эмульсия; *II* — обработанная эмульсия в отстойник

цепочек скоалесцировавшихся капель в направлении силовых линий электрического поля (т.е. в радиальном направлении) и разрушение этих цепочек под действием гидродинамических сил в слабом поле против колец. Чередование этих процессов в аппарате приводит к эффективному разрушению устойчивых эмульсий на стадии обезвоживания и эффективной коалесценции капель пластовой и промывочной воды на стадии обессоливания.

Высота диэлектрических колец и промежутков между ними зависит от скорости движения нефтепродукта, его свойств и напряженности электрического поля. Для каждого технологического процесса можно подобрать оптимальное соотношение высоты колец и промежутков между ними.

В нефтегазоперерабатывающей промышленности обработка в электрическом поле применяется не только для нефтей, но также и для ряда

нефтепродуктов (сжиженные газы, бензин, керосин, дизельное топливо и др.). Она позволяет добиться более полного обезвоживания или отделения взвешенных частиц реагента, содержащихся в нефтепродуктах после той или иной технологической операции.

ЭЛЕКТРИЧЕСКАЯ ОЧИСТКА ГАЗА

Если к положительному и отрицательному полюсам источника электрического тока присоединить два электрода, то между ними, несмотря на отсутствие тока (газ не является проводником), создается электрическое поле. Напряженностью поля или градиентом напряжения называют изменение (падение) напряжения на единицу длины. Графически величину и направление действия электрических сил характеризуют силовые линии.

Если взять электроды, сильно отличающиеся по величине поверхности (например, пластину и острие), то при их зарядке возникнет неоднородное поле, характеризуемое силовыми линиями, показанными на рис. XV-3. Если разность напряжений между электродами повышать, то при некотором ее значении, называемом *критическим*, обстановка качественно изменится. Молекулы газа, находящиеся в этом поле, ионизируются, расщепляясь на положительно заряженные ионы и электроны, которые перемещаются по направлению действия силовых линий.

При достижении разности напряжений выше критического значения наступает явление пробоя; в темноте около острия наблюдается голубоватое свечение, называемое коронным разрядом или короной. В области короны градиент напряжения выше пробивного, но пробой газа является «местным», так как по мере удаления от острия напряженность поля уменьшается.

В случае, когда пластина заряжена положительно, а острие отрицательно, образующиеся отрицательные ионы будут притягиваться к пластине и между электродами установится постоянный ионный поток того же

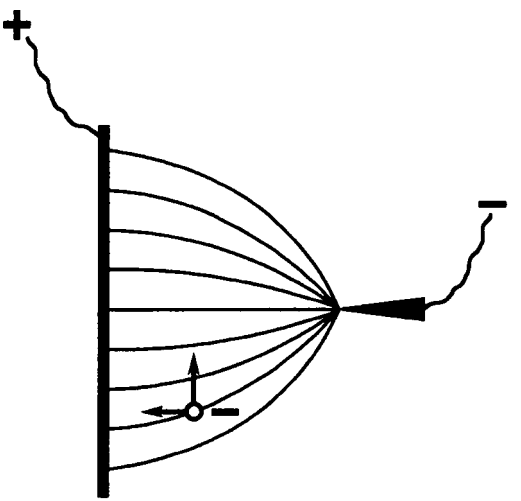


Рис. XV-3. Схема силовых линий электрического поля между пластиной и острием

знака, что и корона. Если между электродами пропустить запыленный газ, то ионы будут сталкиваться с частицами пыли, передавая им заряд того же знака, какой имеет корона; пылинки тоже станут притягиваться к пластине и осаждаться на ней; лишь отдельные частицы, попавшие в область самой короны, могут там зарядиться положительно и осесть на отрицательном острие.

Неоднородное электрическое поле может быть создано в цилиндрической трубе с помещенным по ее оси тонким проводом (рис. XV-4, *а*) либо при сочетании пластины с коронирующими проводами (рис. XV-4, *б*).

В качестве коронирующих применяют провода минимального диаметра, обеспечивающего механическую и коррозионную стойкость.

Применяемые в промышленности устройства для обработки суспензии газ (пар) — жидкость или газ (пар) — твердое тело в электрическом поле называют *электрофильтрами.*

Рабочее напряжение в электрофильтрах составляет 40—75 кВ. Электрофильтры с осадительными электродами в виде пучка цилиндрических или шестигранных труб называются *трубчатыми*, электрофильтры с осадительными электродами в форме пластин — *пластинчатыми.*

По направлению потока газа между пластинами электрофильтры подразделяются на горизонтальные и вертикальные.

Электрический ток, питающий электрофильтры, должен быть постоянным. Что касается полярности тока, то обычно применяют отрицательную корону, так как скорость движения отрицательных ионов выше, чем положительных, сама же отрицательная корона менее склонна к пробоям.

В местах, где нет электросетей постоянного тока высокого напряжения, для питания электрофильтров пользуются переменным током обычного напряжения, которое повышают в трансформаторах и затем при помощи выпрямителей преобразуют в постоянный ток.

В зависимости от вида улавливаемых частиц и способа их удаления с электродов электрофильтры подразделяются на *сухие* и *мокрые.* В сухих электрофильтрах для очистки поверхности электродов от пыли используются механизмы встряхивания ударно-молоткового типа. Пыль из бункера выводится в сухом виде.

В мокрых электрофильтрах очистка поверхности от пыли осуществляется промывкой водой. В электрофильтрах, предназначенных для очистки газов от туманов кислот и смол, уловленные продукты с поверхности пластинчатых электродов удаляются самотеком, а в трубчатых — самотеком с периодической промывкой слабой кислотой.

На рис. XV-5 приведена конструкция горизонтального электрофильтра, предназначенного для улавливания технического углерода из углеродной газовой смеси при температуре от 100 до 250 °С и катализаторной пыли на установках каталитического крекинга с пылевидным катализатором.

Электрофильтр состоит из металлического корпуса *5*, в котором установлены газораспределительные решетки *2*, обеспечивающие равномерное распределение газа по всему сечению аппарата. Активная зона электрофильтра состоит из пластинчатых осадительных электродов *11*, каждый из которых образован из системы отдельных прутков и коронирующих электродов *10*, подвешенных на раме *9* и натянутых с помощью рамы *13* с грузами. Расстояние между осадительными электродами 300 мм. Удаление уловленного продукта с электродов обеспечивается механизмами ударного действия для встряхивания коронирующих *8* и осадительных *12* электродов.

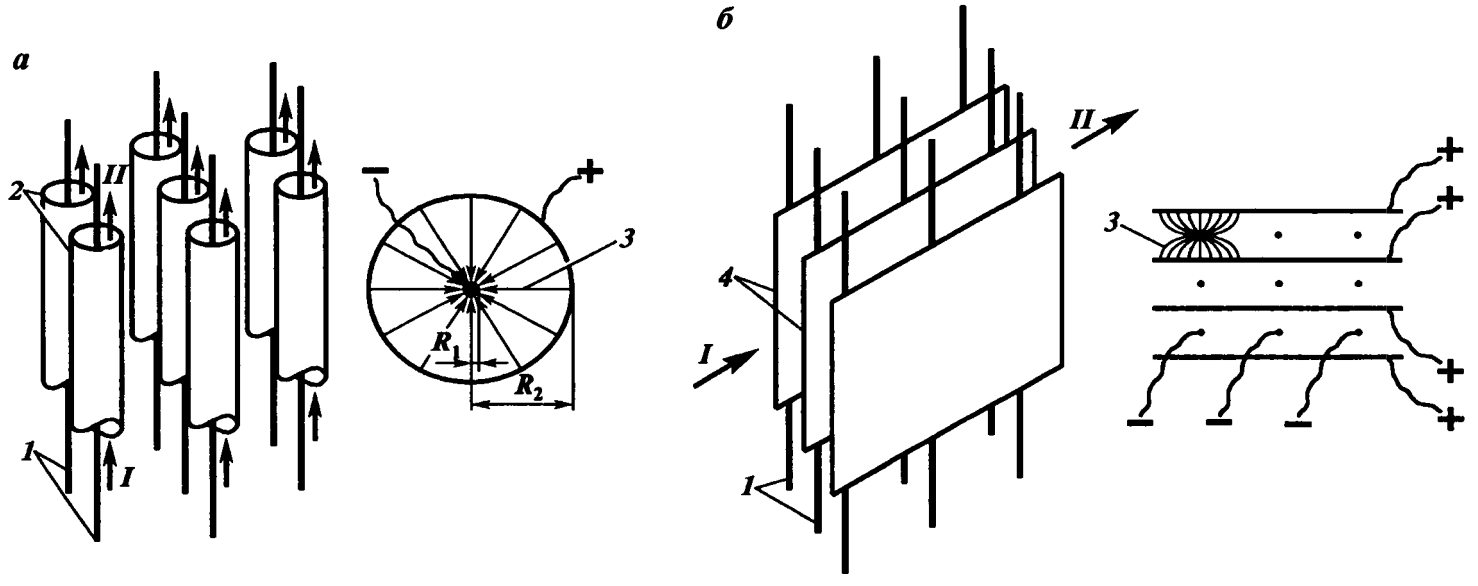


Рис. XV-4. Схемы трубчатых (*а*) и пластинчатых (*б*) электродов:
1 — коронирующие электроды; *2* — трубчатые осадительные электроды; *3* — силовые линии; *4* — пластинчатые осадительные электроды. Потоки: *I* — исходный газ; *II* — очищенный газ

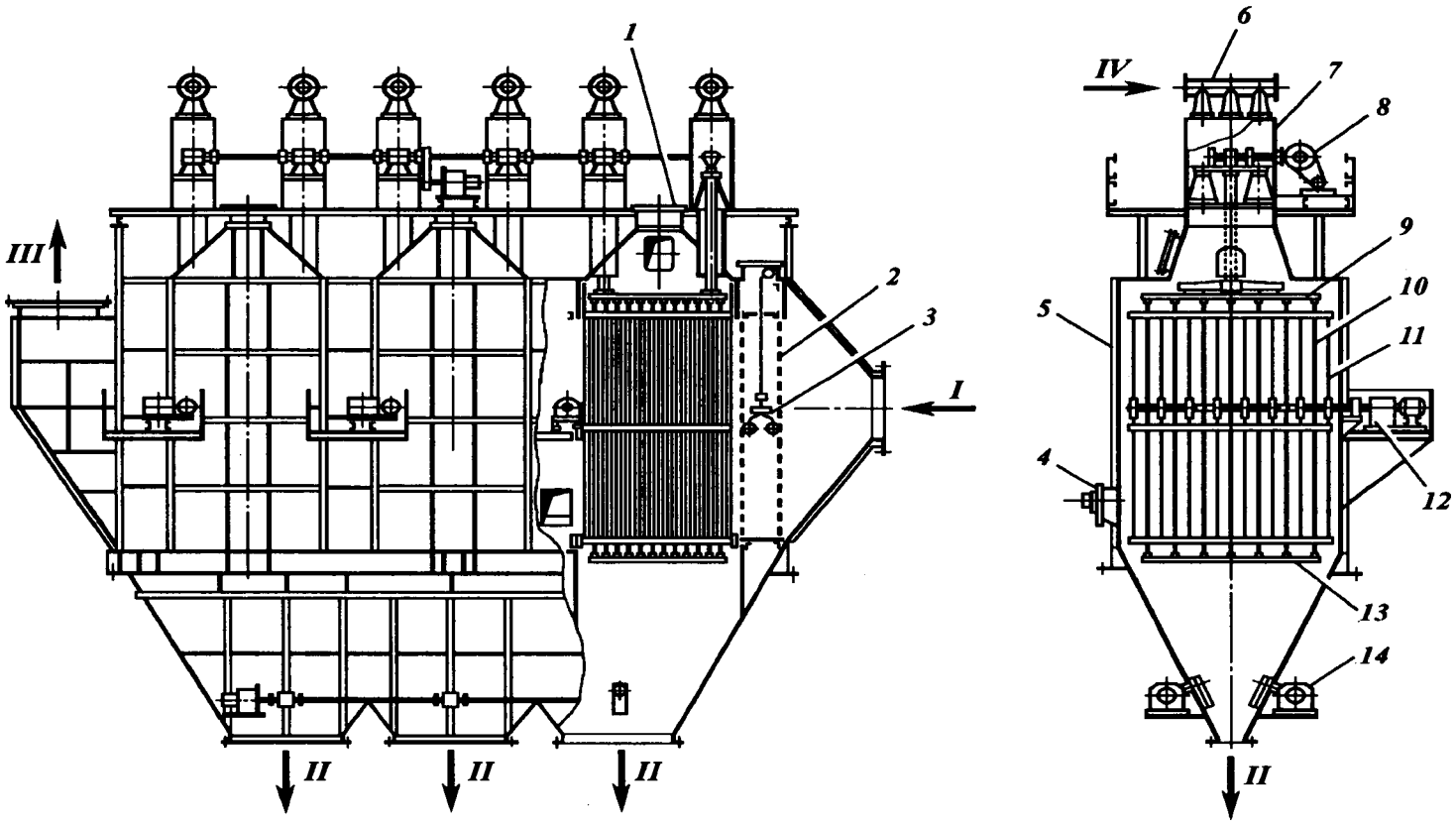
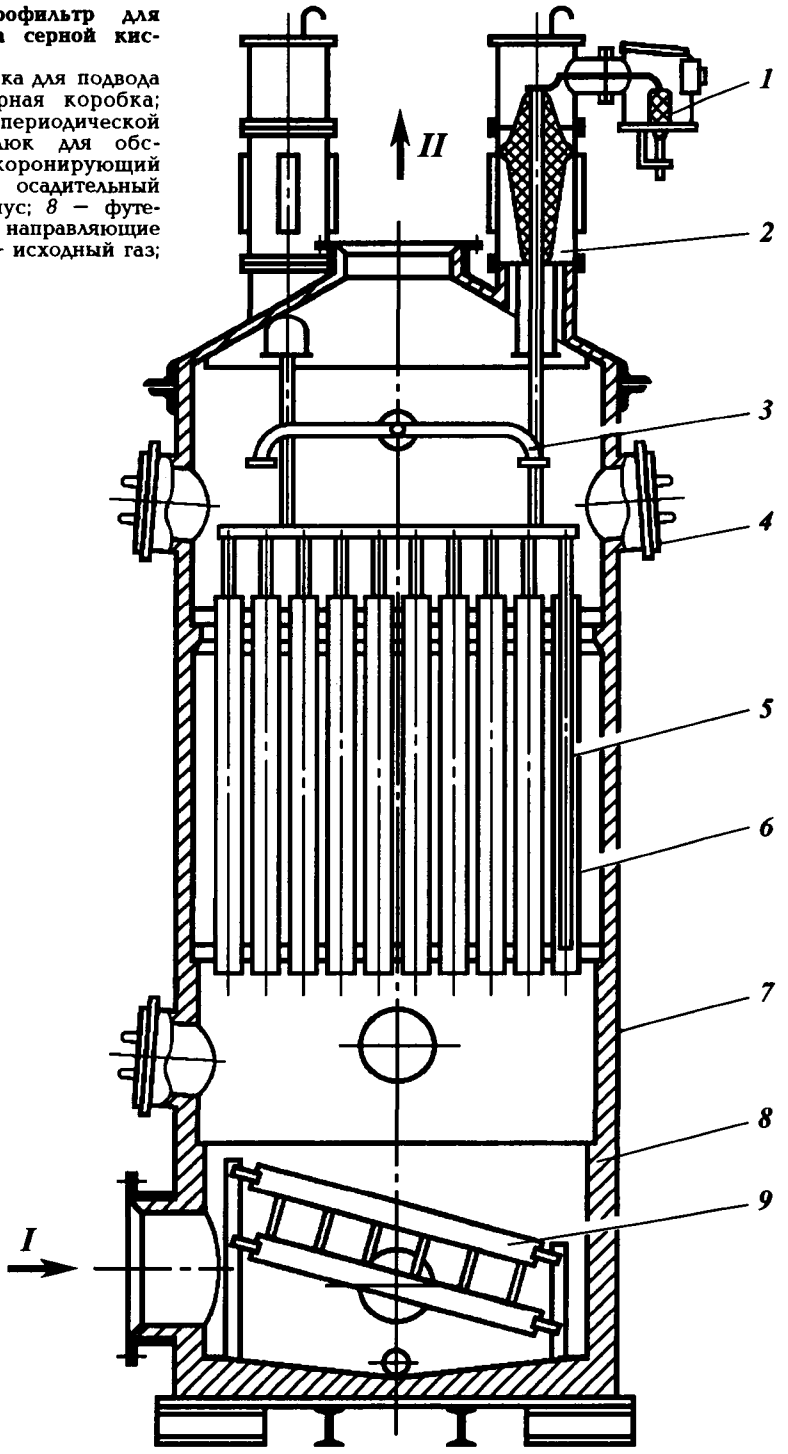


Рис. XV-5. Электрофильтр сажевый горизонтальный:

1 — предохранительный клапан; *2* — газораспределительная решетка; *3* — механизм встряхивания решетки; *4* — люк для обслуживания; *5* — корпус; *6* — коллектор для поддува в изоляторные коробки; *7* — изоляторная коробка; *8* — механизм встряхивания коронирующих электродов; *9* — рама подвеса коронирующих электродов; *10* — коронирующий электрод; *11* — осадительный электрод; *12* — механизм встряхивания осадительных электродов; *13* — нижняя рама для подвеса коронирующих электродов с грузами; *14* — механизм ворошения уловленных частиц. Потоки: *I* — исходный газ; *II* — уловленные частицы; *III* — очищенный газ; *IV* — поддув

Рис. XV-6. Электрофильтр для улавливания тумана серной кислоты:
1 — защитная коробка для подвода тока; *2* — изоляторная коробка; *3* — коллектор периодической промывки; *4* — люк для обслуживания; *5* — коронирующий электрод; *6* — осадительный электрод; *7* — корпус; *8* — футеровка корпуса; *9* — направляющие лопатки. Потоки: *I* — исходный газ; *II* — очищенный газ



Электрофильтры с бункерами, оснащенными механизмом ворошения *14*, применяются для улавливания технического углерода, без механизма ворошения — для улавливания катализаторной пыли. Ворошение уловленных частиц и их выгрузка производятся непрерывно.

К особенностям рассмотренной конструкции электрофильтра следует отнести наличие над каждым из полей предохранительных клапанов *1* большого сечения, а также систему обдувки *6* изоляторов, предотвращающих отложение пыли в изоляторных коробках *7*.

На рис. XV-6 приведена конструкция вертикального трубчатого электрофильтра, предназначенного для улавливания тумана серной кислоты из хвостовых газов с температурой 50 °С при сернокислотном производстве.

Стальной корпус электрофильтра *7* изнутри покрыт слоем кислотостойкой футеровки *8*. Активная зона электрофильтра состоит из коронирующих электродов *5*, подвешенных по осям осадительных труб *6*. Электроды периодически промываются конденсатом уловленной кислоты, которая поступает через форсунки коллектора *3*, расположенного над электродами. Во время промывки электродов с электрофильтра снимается высокое напряжение.

РАСЧЕТ ЭЛЕКТРОФИЛЬТРОВ

Расчет осаждения частиц в электрическом поле проводится по такой же схеме, как и в случае гравитационного поля или поля центробежной силы. Рассмотрим ход такого расчета на примере электрофильтра с трубчатыми электродами (см. рис. XV-4, *а*).

Напряженность электрического поля E_x в любой точке на расстоянии x от центрального электрода определяется как градиент потенциала в этой точке. Если приложенное напряжение или разность потенциалов между двумя коаксиальными электродами радиуса R_1 и R_2 обозначить через U, то

$$U = \int_{R_1}^{R_2} E_x dx .$$

В газе до образования короны присутствует незначительное количество ионов, и в отсутствие какого-либо ионного тока напряженность поля на расстоянии x от центрального электрода выражается в интегрированной форме уравнением

$$E_x = \frac{U}{x \ln \frac{R_2}{R_1}} .$$

Сила F частицы, несущей заряд q в электрическом поле напряженностью E_x, действует в направлении осадительного электрода и выражается уравнением

$$F = qE_x = \frac{qU}{x \ln \frac{R_2}{R_1}} . \qquad \text{(XV.1)}$$

В общем случае сопротивление движению частицы, оказываемое средой, может быть определено в соответствии с законом Ньютона

$$R = \xi S \frac{\rho_г W_{ос}^2}{2},$$

где ξ – безразмерный коэффициент сопротивления среды; S – площадь поперечного сечения частицы; $\rho_г$ – плотность газовой среды; $W_{ос}$ – скорость движения частицы.

Если принять, что частица имеет шарообразную форму и движется в ламинарном режиме, который обычно лимитирует процесс отстаивания (т.е. принимая закон Стокса $\xi = 24/\mathrm{Re}$), получим следующее выражение для определения силы сопротивления R:

$$R = \frac{24}{\mathrm{Re}} \frac{\pi d^2}{4} \frac{\rho_г W_{ос}^2}{2} = \frac{24\mu}{W_{ос} d \rho_г} \frac{\pi d^2}{4} \frac{\rho_г W_{ос}^2}{2},$$

откуда после необходимых сокращений получаем

$$R = 3\pi d \mu W_{ос}. \qquad \text{(XV.2)}$$

Так как частица движется в радиальном направлении от коронирующего электрода к осадительному, в уравнении (XV.2) переменная скорость осаждения может быть выражена как производная от расстояния x до центрального электрода по времени:

$$R = 3\pi d \mu \frac{dx}{d\tau}. \qquad \text{(XV.3)}$$

Приравняв уравнения (XV.1) и (XV.3), разделим переменные и, интегрируя в пределах самого длинного пути от R_1 до R_2, найдем время осаждения частиц в электрическом поле:

$$\frac{qU}{x \ln R_2 / R_1} = 3\pi d \mu \frac{dx}{d\tau},$$

откуда

$$d\tau = \frac{3\pi d \mu \ln R_2 / R_1}{qU} x dx$$

и окончательно

$$\tau_{ос} = \frac{3\pi d \mu \ln R_2 / R_1}{qU} \int_{R_1}^{R_2} x dx = \frac{3}{2} \cdot \frac{\pi d \mu \ln R_2 / R_1}{qU} \left(R_2^2 - R_1^2 \right).$$

Время нахождения газа в аппарате

$$\tau_н = l / W,$$

где l – длина осадительного электрода; W – средняя скорость газового потока.

Для очистки газа необходимо, чтобы $\tau_н \geq \tau_{ос}$. Однако на практике между электродами может иметь место не ламинарный, а турбулентный поток, усиливающийся действием электрического поля. Поэтому приведен-

ный выше ход расчета рассматривается только как основа для понимания и оценки влияния отдельных факторов на процесс осаждения в электрическом поле.

Для практического расчета пользуются взятой из опыта продолжительностью обработки газа в электрическом поле $\tau = 5 \div 10$ с. Пребывание газа в электрофильтре при длине электрополя l в течение времени τ обеспечивается при скорости газа $W = l/\tau_н$.

Если секундный объем очищаемого газа $V_г$ (м^3/с), то требуемое поперечное сечение трубчатого электрофильтра составит

$$S = \frac{V_г}{W} = \frac{\pi D^2}{4} z,$$

откуда находят число труб z принятого диаметра D.

В промышленных электрофильтрах скорость газа составляет 0,75—1,5 м/с при трубчатой конструкции и 0,5—1,0 м/с при пластинчатой; различие объясняется более эффективным действием электрического поля в трубах.

Для оценки степени очистки газа в электрофильтрах предлагается следующее уравнение:

$$\eta = 1 - e^{-\frac{FW_{oc}}{V_г}},$$

где F — площадь осаждения; $V_г$ — секундный объем газа; W_{oc} — скорость движения заряженных частиц к электроду.

Мощность, потребляемая электрофильтром, рассчитывается как произведение силы тока на напряжение. С учетом расхода электроэнергии, потребляемой выпрямителями, получим

$$N = \frac{0,707 i \sum l V m}{10^6} + 0,5z,$$

где i — удельный расход тока на единицу коронирующего электрода, А/м; $\sum l$ — общая активная длина элекродов, м; V — разность потенциалов на электродах, кВ; m — коэффициент формы кривой выпрямленного тока; z — число выпрямителей, потребляющих практически по 0,5 кВт.

В электрическом поле электрофильтров любая частица, даже самая мелкая, получает заряд и в отличие от циклонов может быть осаждена при соответствующей продолжительности очистки. Поэтому в электрофильтрах, как и в рукавных тканевых фильтрах, можно получить степень очистки газа близкую к 100 %, так что вопрос о степени очистки здесь сводится не к технике, а к экономике. Гидравлическое сопротивление электрофильтров в несколько раз меньше, чем у циклонов и тканевых фильтров, и составляет 50÷200 Па. Кроме того, по конструкции электрофильтры, в отличие от рукавных фильтров, могут быть приспособлены к любым производственным условиям (горячий газ, мокрый газ, химически активные суспензии и т.д.) путем соответствующего выбора материалов, форм электродов и методов защиты высоковольтных изоляторов.

Работу электрофильтров можно полностью автоматизировать и механизировать, а расход энергии на очистку сравнительно невелик — в среднем он составляет 0,5—0,8 кВт·ч на 1000 м^3 газа.

Недостатком электроочистки газа являются значительные капиталовложения, обусловленные сравнительно высокой стоимостью трансформаторов и выпрямителей.

ГЛАВА XVI РАЗДЕЛЕНИЕ ГАЗОВЫХ ДИСПЕРСНЫХ СИСТЕМ

Разделение газовых дисперсных систем с выделением из них твердых частиц или капель жидкости производят с целью очистки газа или извлечения из этих систем ценных продуктов, составляющих дисперсную фазу. В последнем случае одновременно с целевым извлечением ценных продуктов происходит и очистка газа или паров.

Удаление взвешенных частиц из газовых (паровых) потоков осуществляется одним из следующих способов (рис. XVI-1):

осаждение под действием силы тяжести;

осаждение под действием инерционных сил, возникающих при резком изменении направления газового потока;

осаждение под действием центробежной силы;

осаждение в электрическом поле;

фильтрование;

мокрая очистка.

Рассмотрим работу наиболее распространенных в нефтегазопереработке инерционных, центробежных и сетчатых пыле- и брызгоулавливателей, а также мокрую очистку газа.

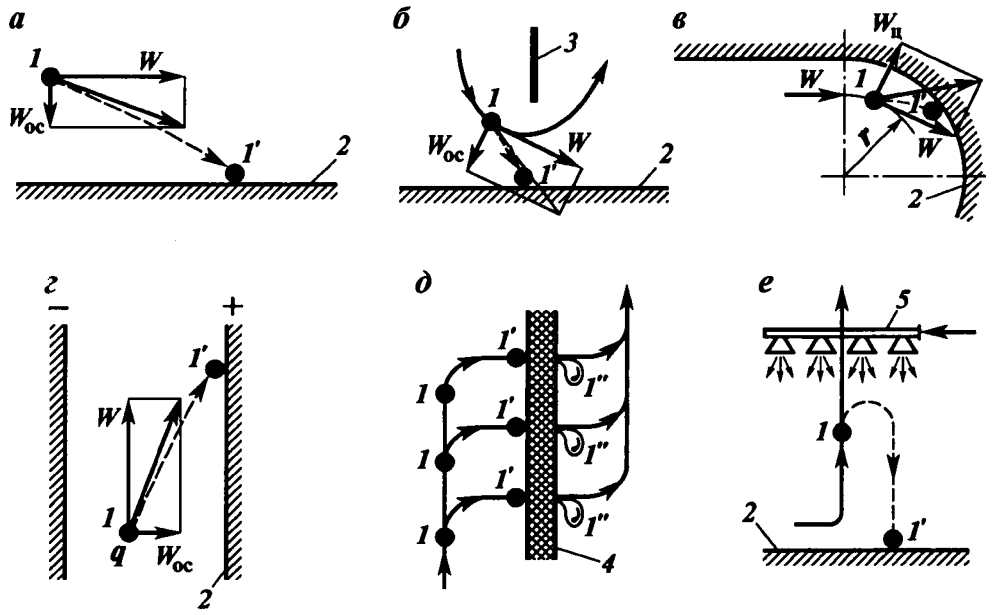


Рис. XVI-1. Основные способы удаления частиц из газового потока:
а — осаждение под действием силы тяжести; *б* — осаждение под действием инерционных сил; *в* — осаждение под действием центробежной силы; *г* — осаждение под действием электрического поля; *д* — фильтрование; *е* — мокрая очистка; *1* — частица (капля) до отделения от газа; *1'*, (*1''*) — частица (капля) после отделения от газа; *2* — осадительная поверхность; *3* — лопатка (перегородка); *4* — фильтрующая перегородка; *5* — оросительное устройство

Инерционная очистка газа. Этот способ очистки базируется на использовании сил инерции, возникающих при резком изменении направления движения потока запыленного газа. В этом случае более тяжелые взвешенные частицы по инерции движутся в первоначальном направлении, при этом скорость их гасится ударом о стенки каплеуловительной насадки, а частично очищенный газ продолжает движение в измененном направлении. В промышленной практике используются различные конструкции инерционных пыле- и брызгоулавливателей, отличающиеся друг от друга конструкцией пакетов каплеуловительной насадки, их компоновкой и расположением патрубков входа и выхода газа.

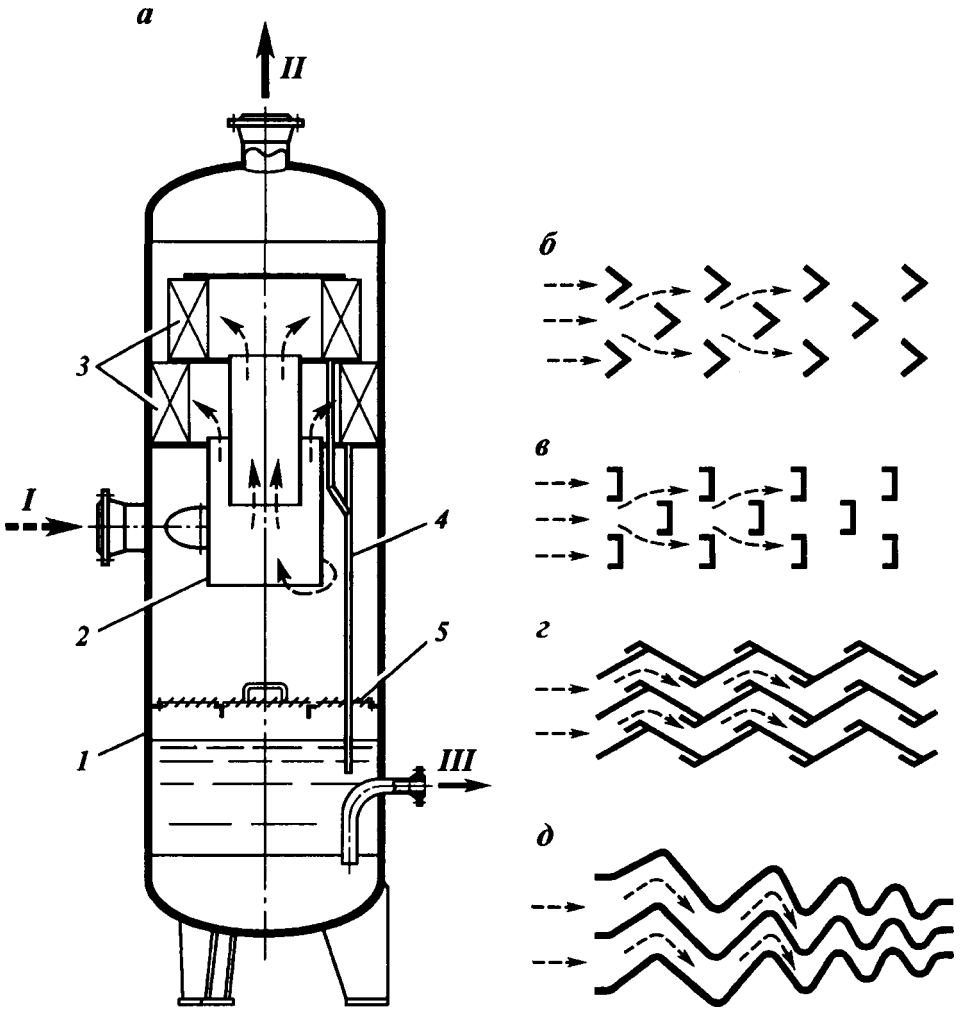


Рис. XVI-2. Инерционный газосепаратор:
а — общий вид; *б* — *д* — типы каплеуловительной насадки: *б* — уголковая; *в* — желобчатая; *г* — жалюзийная с карманами для сбора частиц; *д* — жалюзийная с переменными геометрией и сечением каналов; *1* — корпус; *2* — распределительное устройство; *3* — пакеты каплеуловительной насадки; *4* — труба для отвода жидкости; *5* — успокоительная решетка. Потоки: *I* — исходный газ; *II* — очищенный газ; *III* — жидкость

В качестве примера на рис. XVI-2 показана схема инерционного газосепаратора. Газовый поток, содержащий капли жидкости, проходит через сепаратор по извилистым каналам между пластинами каплеуловительной насадки. Крупные капли жидкости осаждаются на стенках пластин начального участка насадки. А для того, чтобы обеспечить осаждение более мелких капель жидкости, нужно по ходу движения потока газа увеличить инерционные силы, действующие на капли. Такой эффект в жалюзийной насадке с переменными геометрией и сечением каналов обеспечивается за счет увеличения скорости газового потока, а также изменения направления движения газа (см. рис. XVI-2, *д*).

В последнее время в отечественной нефтяной и газовой промышленности широко применяются каплеуловительные насадки струнного типа. В таких насадках капли жидкости осаждаются на нитях, образуя пленку, которая под действием силы тяжести стекает вниз. Толщина образующейся на нитях пленки жидкости увеличивается в направлении действия силы тяжести до критического граничного значения, при достижении которого устойчивость пленки может нарушаться. С нитей могут срываться капли жидкости, что является причиной вторичного уноса. Для предотвращения вторичного уноса жидкости газовым потоком и увеличения пропускной способности сепаратора уменьшают диаметр струн и шаг между ними по ходу газового потока; также можно секционировать струнную насадку по высоте гофрированными перегородками, обеспечивающими отвод отсепарированной жидкости.

В промышленности инерционные газосепараторы могут использоваться на установках низкотемпературной сепарации в качестве входных, промежуточных и концевых ступеней сепарации, но основное их применение — предварительное отделение газа от жидкости.

Центробежные газосепараторы применяют в основном на установках промысловой подготовки газа, а также на магистральных газопроводах в качестве входных и промежуточных ступеней очистки газа (рис. XVI-3). Для преобразования поступательного движения потока во вращательное в сепараторах используют завихрители или центробежные элементы различных конструкций. Благодаря действию центробежных сил из газового потока можно выделить капли жидкости диаметром более 10÷20 мкм. Отдельные конструкции центробежных газосепараторов (см. рис. XVI-3, *а*) оснащены регулируемым завихрителем, предназначенным для поддержания эффективной работы аппарата при изменении его производительности от 0,5 до 50 млн. $м^3$/сут.

На рис. XVI-3, *б* представлен газосепаратор, оснащенный центробежными прямоточными элементами. Газожидкостный поток через штуцер поступает в аппарат на отбойную пластину, где происходит частичное отделение от него крупных капель жидкости. Далее поток, получив тангенциальное отклонение, закручивается вокруг оси аппарата. Крупные капли жидкости под воздействием центробежной силы осаждаются на стенках корпуса сепаратора *1* и стекают в сборник жидкости. Попадая в центробежные прямоточные элементы *6*, газовый поток очищается от капельной жидкости и через штуцер выводится из аппарата.

Фильтрование применяется для очистки газа от капельной жидкости. На рис. XVI-4 показан сетчатый газосепаратор, используемый для отделения капельной жидкости (конденсат, ингибитор гидратообразования, вода) от природного газа на промысловых установках подготовки его к транспорту. Исходный газ поступает сначала на сетчатый коагулятор *2*, где происходит укрупнение мелких капель и частичное их отделение, а затем проходит через сетчатый отбойник (демистер) *3* для окончательной очистки его от имеющейся в потоке капельной жидкости.

Сетчатый отбойник (демистер) изготовляют из вязаной гофрирован-

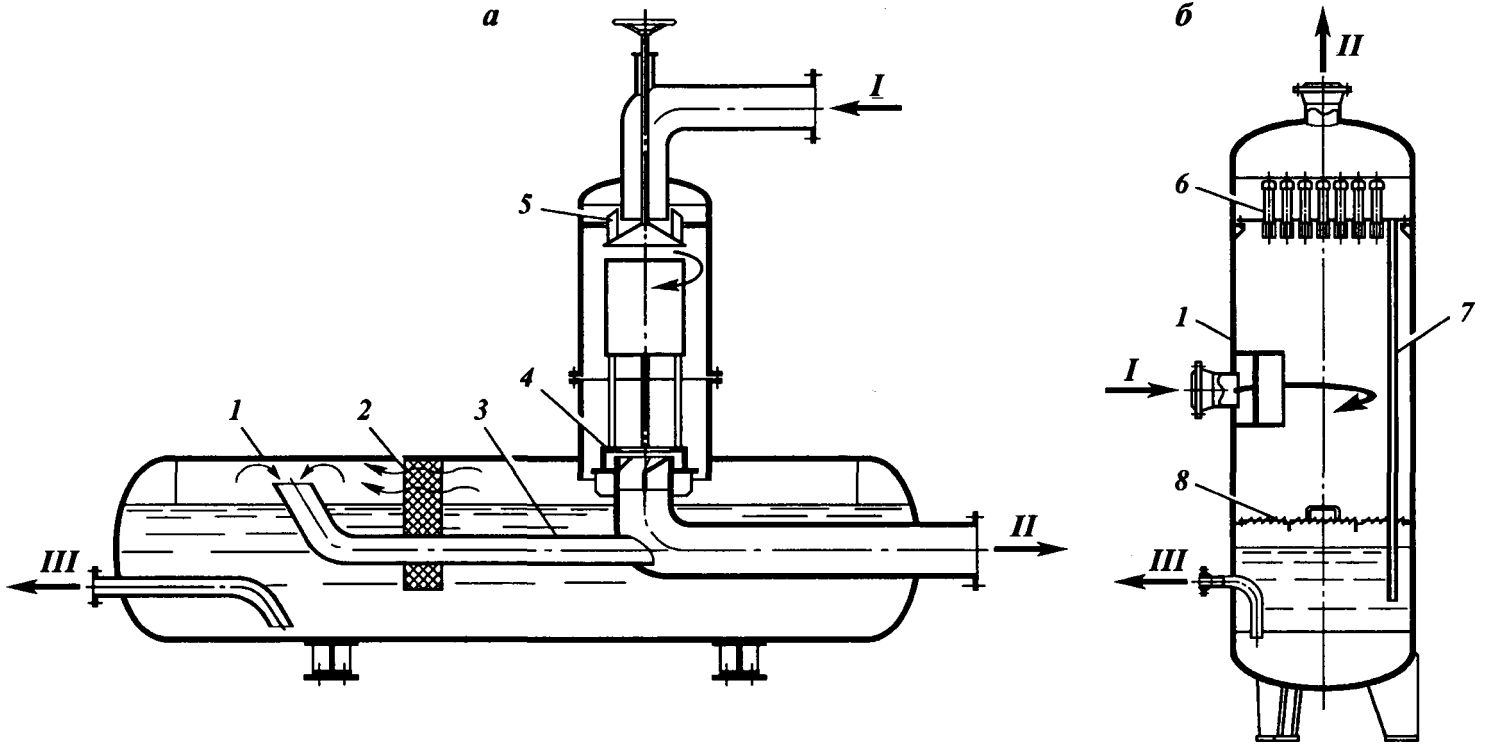


Рис. XVI-3. Центробежные газосепараторы:
а — с регулируемым завихрителем; *б* — с центробежными прямоточными элементами; *1* — корпус; *2* — сетчатый отбойник; *3* — труба для отвода очищенного газа; *4* — диафрагма; *5* — регулируемый завихритель; *6* — центробежные элементы; *7* — труба для отвода жидкости; *8* — успокоительная решетка. Потоки: *I* — исходный газ; *II* — очищенный газ; *III* — жидкость

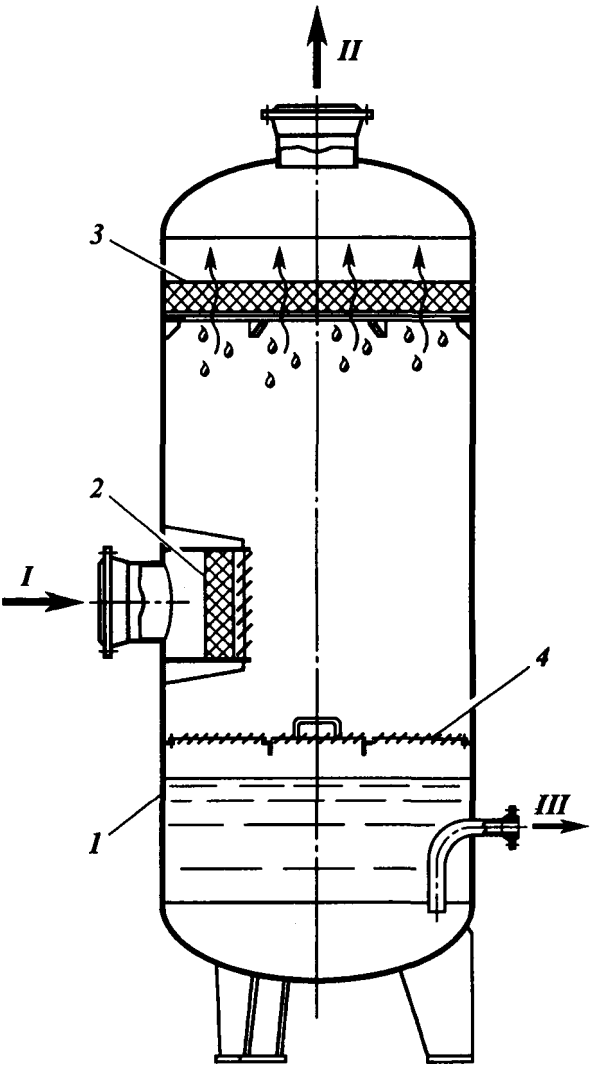


Рис. XVI-4. Сетчатый газосепаратор:
1 — корпус; *2* — сетчатый коагулятор; *3* — сетчатый отбойник (демистер); *4* — успокоительная решетка. Потоки: *I* — исходный газ; *II* — очищенный газ; *III* — жидкость

ной сетки (рис. XVI-5, *а*), выполненной из стальной проволоки диаметром 0,2÷0,3 мм с размером ячеек 4÷5 мм. Для аппаратов диаметром до 1 м допускается изготовление сетчатых отбойников из рулонов вязаной гофрированной сетки, что значительно упрощает конструкцию (рис. XVI-5, *б*). На рис. XVI-5, *в* показан сетчатый отбойник из трех пакетов гофрированной сетки, размеры которых приняты с учетом возможности их транспортирования через люк аппарата. В каждом пакете по высоте укладывают 10÷15 листов сетки, общая высота отбойника составляет 100÷150 мм. При укладке пакетов смежные листы устанавливают друг относительно друга на 90°. Пакеты укладывают на легкий каркас из полосовой или круглой стали, сверху на сепаратор также помещают каркас. Свободное сечение сетчатого отбойника составляет 0,97÷0,98 $м^2/м^2$, поверхность проволок в объеме отбойника примерно 200 $м^2/м^3$, масса сетча-

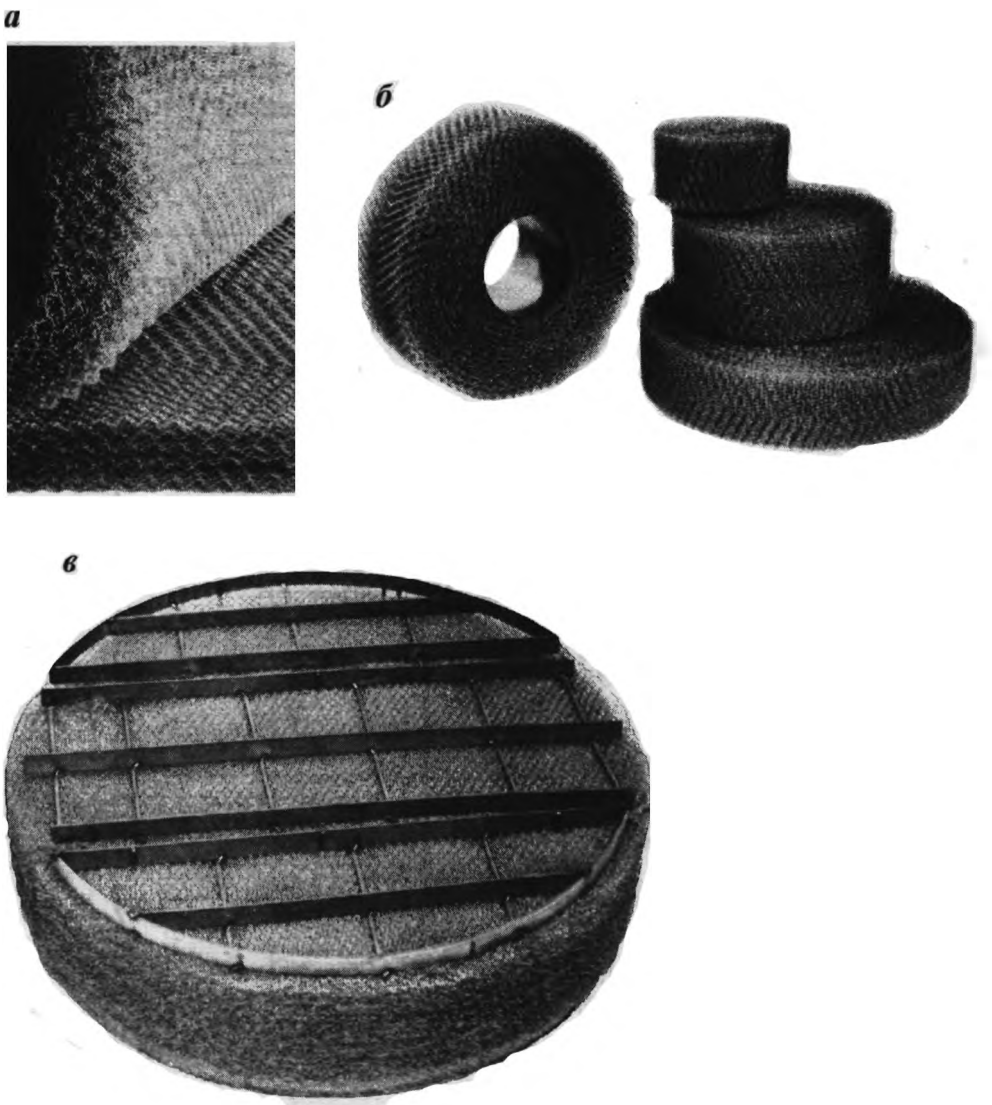


Рис. XVI-5. Сетчатый отбойник (демистер):
а — конструкция вязаной гофрированной сетки; *б* — рулоны из вязаной гофрированной сетки для аппаратов диаметром до 1 м; *в* — сетчатый отбойник из трех пакетов гофрированной сетки

того отбойника в зависимости от плотности укладки пакетов составляет от 150 до 300 кг/м^3. Сетчатый отбойник отличается простотой конструкции и монтажа, низким гидравлическим сопротивлением, и высокой степенью отделения жидкости от газа, что позволяет выделять из газового потока практически полностью капли жидкости размером 5÷10 мкм.

В промышленных аппаратах на конечной стадии очистки газа от жидкости часто устанавливают фильтрующие патроны (рис. XVI-6, *а*), представляющие собой перфорированный каркас, на который намотан слой

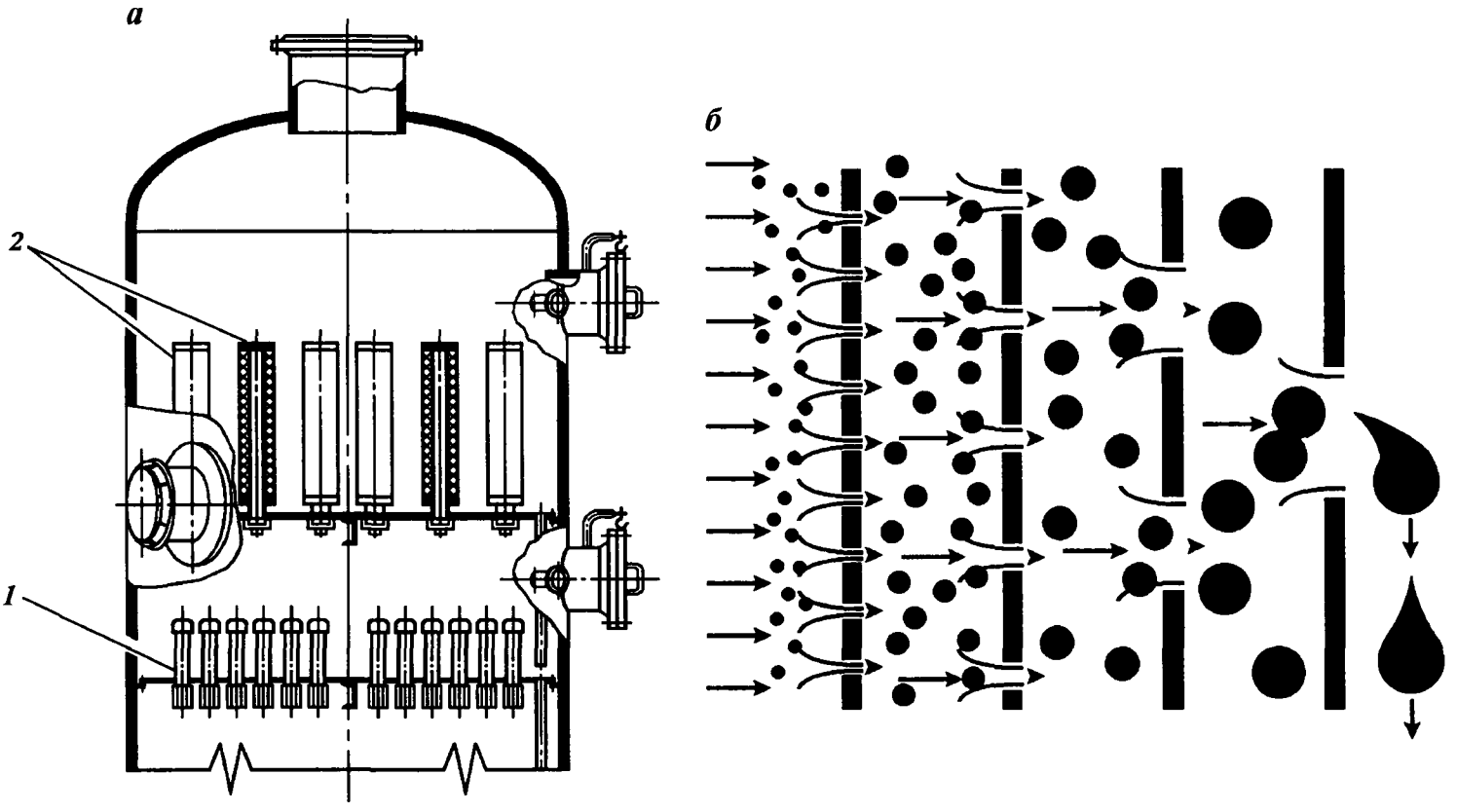


Рис. XVI-6. Схема установки фильтрующих патронов (*а*) и принцип действия фильтрующих патронов фирмы "Палл" (*б*):
1 — центробежные элементы; *2* — фильтрующие патроны

фильтрующего материала (ткань, войлок, вата и др.). Для таких устройств важное значение имеет отвод отсепарированной жидкости из объема фильтрующего материала. На рис. XVI-6, *б* показан принцип действия фильтрующих патронов (коалесцеров) фирмы "Палл", отличающихся тем, что размер поровых каналов в объеме фильтрующего материала по мере роста размеров капель жидкости увеличивается, что облегчает отвод жидкости и снижает гидравлическое сопротивление.

Сочетание принципа работы фильтрующего патрона с отводом отсепарированной жидкости и твердых частиц под действием центробежной силы осуществлено в конструкции роторного сепаратора (рис. XVI-7). Основным элементом аппарата является ротор с перфорированными стенками *4*, внутри которого расположена сетчатая насадка *5* (металлическая сетка, высокопористый материал). Ротор приводится во вращение электродвигателем или турбиной *6* за счет воздействия движущегося потока очищенного газа. В процессе сепарации газожидкостная смесь подается с

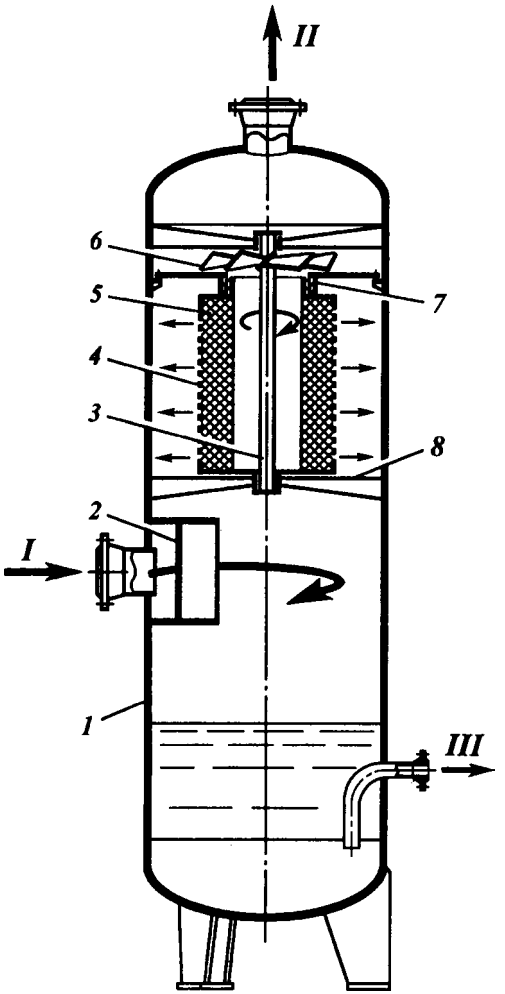


Рис. XVI-7. Схема роторного газосепаратора:
1 — корпус; *2* — отбойная пластина; *3* — вал; *4* — ротор с перфорированными стенками; *5* — сетчатая насадка; *6* — турбина; *7* — лабиринтное уплотнение; *8* — опора ротора. Потоки: *I* — исходный газ; *II* — очищенный газ; *III* — жидкость

внешней стороны ротора и проходит через вращающуюся сетчатую насадку, при этом капли жидкости и твердые частицы, содержащиеся в потоке газа, под действием центробежной силы отбрасываются на стенки аппарата. Роторные сепараторы эффективно работают в широком диапазоне изменения параметров потока газа, обладают свойствами самоочистки, имеют низкое гидравлическое сопротивление, небольшие габаритные размеры и металлоемкость.

Мокрая очистка газа. Этот способ очистки основывается на контакте запыленного газа с жидкостью и обеспечивает высокую степень очистки. Мокрую очистку газа применяют в тех случаях, когда допустимо увлажнение и охлаждение очищаемого газа и когда улавливаемые частицы образуют с жидкостью шламы, легко извлекаемые и транспортируемые из аппарата. Контакт между жидкостью и запыленным газом может быть осуществлен либо в полом аппарате, через который в распыленном состоянии проходит жидкость, либо в аппарате с насадкой той или иной конструкции, обеспечивающей образование пленки стекающей жидкости и соприкосновение с ней распределенного потока запыленного газа. Мокрая очистка может быть осуществлена также путем барботажа газа через слой жидкости и, в частности, в так называемых пенных аппаратах.

Применяют пенные аппараты прямоугольного и круглого сечения: скорость газа в аппарате 1,5÷2,5 м/с, диаметр отверстий в ситчатых тарелках 3÷8 мм, свободное сечение отверстий тарелки 15÷20 %. Полнота очистки от пыли возрастает с увеличением числа ситчатых тарелок (1÷3) и достигает 95÷99 % при сравнительно низких капитальных и эксплуатационных затратах. Такие аппараты используются для очистки вентиляционного воздуха, выхлопных дымовых газов и газов ряда технологических процессов. При необходимости пылеочистка в них может совмещаться с охлаждением или нагревом газа.

На установке каталитического крекинга с псевдоожиженным слоем катализатора мокрая очистка перегретых паров продуктов реакции, уходящих из реактора, осуществляется с целью улавливания мелких частиц катализатора, охлаждения и частичной конденсации паров; она протекает на каскадных тарелках, расположенных в нижней части ректификационной колонны, благодаря циркуляции тяжелого каталитического газойля, стекающего с самой нижней тарелки колонны. Уловленный при такой очистке катализатор вместе с частью циркулирующего газойля возвращается в реактор.

Конструкции аппаратов для мокрой очистки газов (скрубберов) разнообразны.

В качестве примера на рис. XVI-8 приведена принципиальная схема установки для мокрой очистки газов, включающая скруббер Вентури и барботажный пылеуловитель с тремя клапанными тарелками. Запыленный газ подается на вход трубы Вентури *1* и при прохождении горловины интенсивно смешивается с водой, часть которой подается по двум тангенциальным вводам в верхней части конфузора *4*, а другая часть вводится непосредственно в область горловины. Работа скрубберов Вентури основана на дроблении жидкости газовым потоком, движущимся с высокой скоростью (40÷150 м/с). Образовавшаяся газоводяная смесь поступает в промывную секцию, при входе в которую она проходит сквозь поток жидкости, сливающейся из переливного устройства нижней тарелки. Затем газовый поток последовательно проходит через барботажные слои трех клапанных тарелок *6*. Отделение капель жидкости происходит в сетчатом отбойнике *5*, установленном над верхней тарелкой.

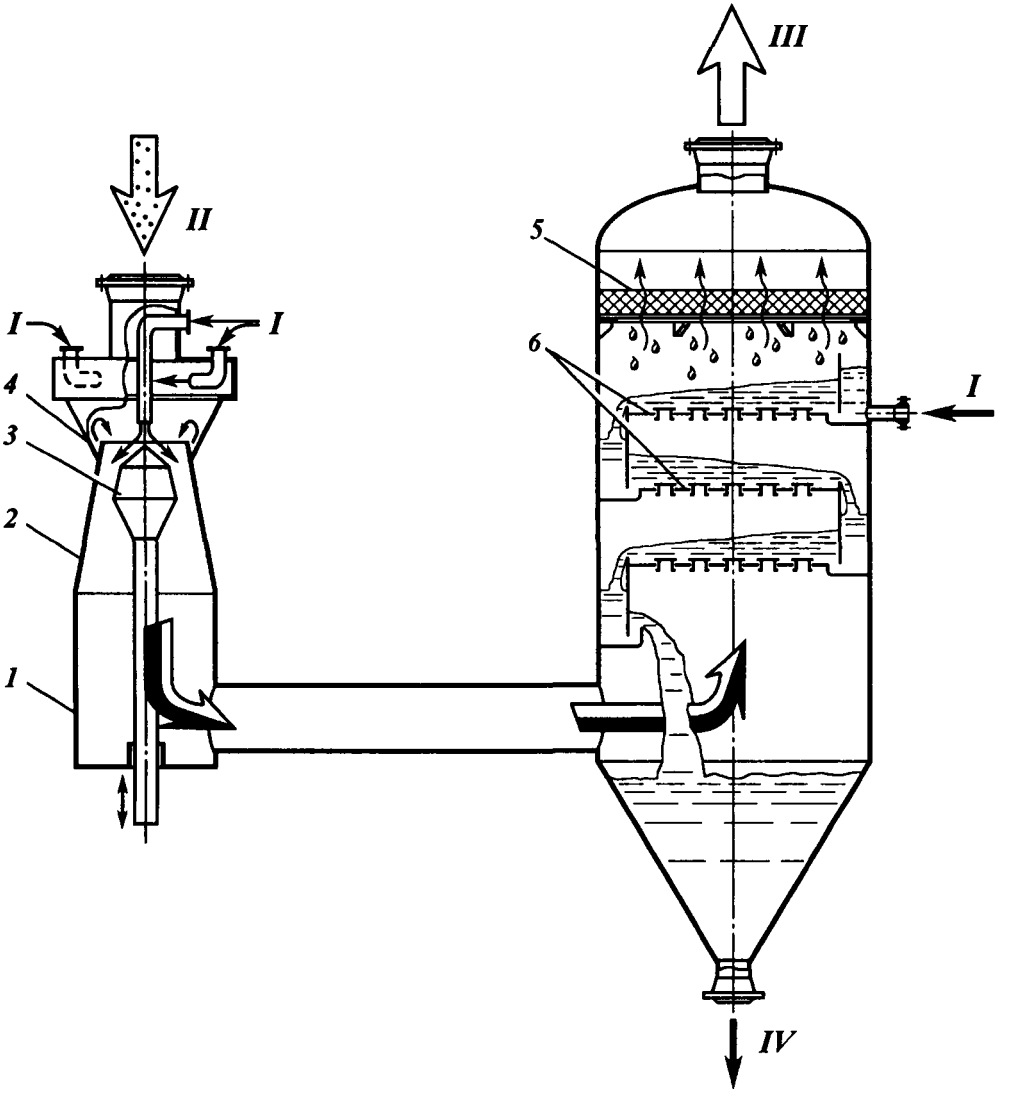


Рис. XVI-8. Схема установки для очистки газа фирмы «Кох»:
1 — труба Вентури; *2* — диффузор; *3* — регулирующий конус; *4* — конфузор; *5* — сетчатый отбойник (демистер); *6* — клапанные тарелки. Потоки: *I* — вода; *II* — исходный газ; *III* — очищенный газ; *IV* — шлам

При изменении количества очищаемого газа нужно поддерживать постоянной скорость газа в горловине трубы Вентури, так как при этом степень очистки остается практически неизменной. Для этой цели применяется регулирующий конус *3*.

ГЛАВА XVII ПЕРЕМЕШИВАНИЕ ЖИДКОСТЕЙ

НАЗНАЧЕНИЕ И СПОСОБЫ ПЕРЕМЕШИВАНИЯ

Процесс перемешивания жидкостей осуществляется с целью получения эмульсий, суспензий и растворов. При перемешивании достигается равномерное во всем объеме распределение фаз или смешиваемых компонентов и обеспечивается их тесное взаимодействие. Перемешивание широко применяется в процессах производства масел, смазок, присадок, смазочно-охлаждающих технологических средств и синтетических жирных кислот, обессоливания сырой нефти, хлорирования углеводородов, охлаждения лаков и красок и т.д.

Смесь, полученная в результате перемешивания, является конечным продуктом либо образует систему, в дальнейшем используемую в технологическом процессе. В ряде случаев перемешивание применяется для более эффективного протекания той или иной химической реакции, примером может служить обработка нефтепродуктов щелочью или другими реагентами. Перемешивание способствует также более эффективному протеканию массо- и теплообменных процессов.

Для характеристики способов и аппаратурного оформления процессов используются понятия об эффективности и интенсивности перемешивания.

Под *эффективностью перемешивания* понимают технологический эффект процесса перемешивания, характеризующий качество проведения процесса. В зависимости от назначения перемешивания эту характеристику выражают различным образом. Так, при получении суспензии или эмульсии эффективность характеризуется равномерностью распределения дисперсной фазы, при протекании химических процессов — степенью превращения или расходом реагента, а при интенсификации тепловых или массообменных процессов — отношением коэффициентов тепло- и массоотдачи при перемешивании и без него.

Интенсивность перемешивания определяется расходом энергии, подводимой в единицу времени к единице объема или массы перемешиваемой жидкости. Интенсивность перемешивания следует определять исходя из условий достижения максимального технологического эффекта при минимальных энергозатратах.

Используют следующие основные способы перемешивания:

механическое — обеспечивается с помощью различных вращающих устройств;

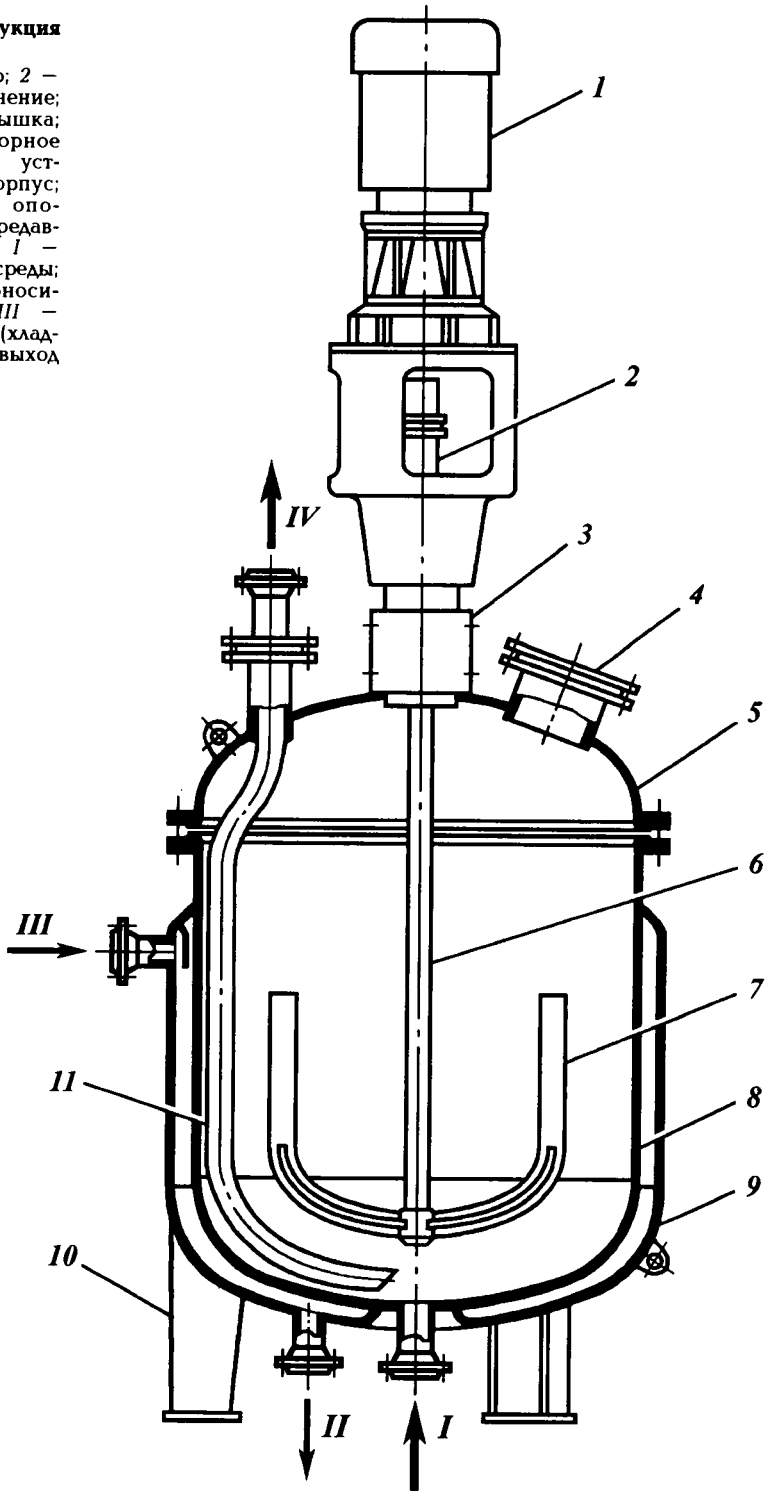
барботажное — осуществляется за счет пропуска газа через слой жидкости;

гидравлическое — осуществляется при совместном движении смешиваемых потоков в трубопроводе, насосе или специальных смесителях.

МЕХАНИЧЕСКОЕ ПЕРЕМЕШИВАНИЕ

При механическом перемешивании интенсивность движения сред в аппарате обеспечивается специальным перемешивающим уст-

Рис. XVII-1. Конструкция якорной мешалки:
1 — мотор-редуктор; *2* — муфта; *3* — уплотнение; *4* — люк; *5* — крышка; *6* — вал; *7* — якорное перемешивающее устройство; *8* — корпус; *9* — рубашка; *10* — опора; *11* — труба передавливания. Потоки: *I* — вход исходной среды; *II* — выход теплоносителя (хладагента); *III* — вход теплоносителя (хладагента); *IV* — выход продукта



ройством, получающим вращательное или более сложное движение от внешнего привода, и связана с передачей механической энергии перемешиваемой среде.

Процесс, осуществляемый перемешивающими устройствами, характеризуется обтеканием элементов этого устройства жидкой средой.

Аппараты для механического перемешивания называются *мешалками*, основными узлами которых являются корпус, привод и перемешивающее устройство. Для охлаждения или подогрева перемешиваемых сред корпус мешалки может иметь наружную рубашку (гладкостенную или из полутруб), а внутри мешалки может быть размещен трубчатый змеевик. Для герметизации вывода вала из корпуса мешалки применяют гидрозатворы, сальниковые и торцовые уплотнения. В качестве привода мешалки используют электродвигатель с зубчатым редуктором или ременной передачей или специальный мотор-редуктор. На рис. XVII-1 приведена конструкция якорной мешалки.

Перемешивающие устройства, применяемые в мешалках, разнообразны по конструктивному оформлению и условно разделяются на быстроходные и тихоходные (рис. XVII-2). Первые работают преимущественно при турбулентном и переходном режимах движения жидкости, вторые — при ламинарном. К быстроходным относятся лопастные (рис. XVII-2 *а*, *б*), турбинные открытого (рис. XVII-2, *в*) и закрытого типов, пропеллерные (рис. XVII-2, *г*), к тихоходным — якорные (рис. XVII-2, *д*), рамные (рис. XVII-2, *е*), ленточные (рис. XVII-2, *ж*) и шнековые (рис. XVII-2, *з*) перемешивающие устройства.

По преобладающему характеру движения жидкости выделяют мешал-

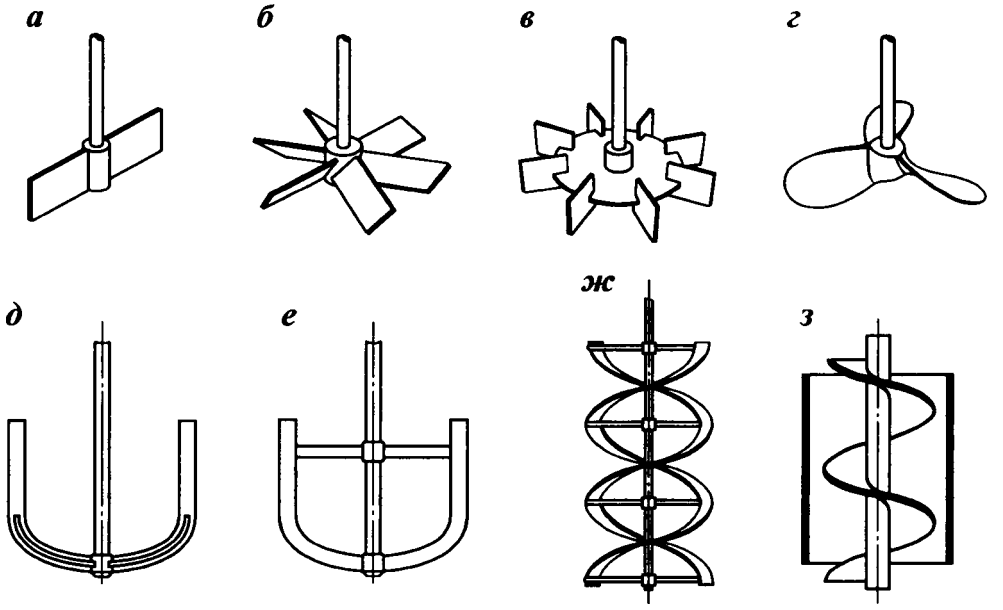


Рис. XVII-2. Перемешивающие устройства:
а — г — быстроходные; *д — з* — тихоходные; *а* — лопастное; *б* — шестилопастное с наклонными лопастями; *в* — турбинное открытого типа; *г* — пропеллерное; *д* — якорное; *е* — рамное; *ж* — ленточное; *з* — шнековое

ки с круговым потоком (лопастные с вертикальными лопастями, турбинные открытого типа, якорные, рамные), осевым потоком (лопастные с наклонными лопастями, пропеллерные, ленточные, шнековые), радиальным потоком (турбинные закрытые). Применяют также мешалки со сложным планетарным движением перемешивающих устройств.

Основным элементом перемешивающего устройства лопастного типа является вертикальный вал, на котором может быть установлено несколько лопастей вертикально или наклонно под углом к горизонту от 45 до 60°. Вертикальные лопасти сообщают жидкости в основном вращательное движение, а наклонные способствуют перемещению жидкости вверх в вертикальном направлении. Окружная скорость на концах лопастей обычно не превышает 5 м/с.

При вращении лопастей на поверхности жидкости может образоваться воронка (рис. XVII-3), снижающая эффективность перемешивания контактирующих фаз. Для разрушения воронок к внутренней стенке корпуса крепят отражательные вертикальные перегородки шириной H, примерно равной 0,1 D. Число перегородок обычно равно 4. Перегородки препятствуют горизонтальному вращению кольца жидкости и способствуют тем самым ее циркуляции в вертикальном направлении.

У турбинных мешалок перемешивающим устройством является лопастное колесо (турбинка), аналогичное рабочим колесам центробежных насосов с прямыми или загнутыми лопастями. Турбинки могут быть открытыми или закрытыми. По характеру работы открытые турбинки мало отличаются от лопастных мешалок. Закрытые турбинки, помещенные в корпус, создают более упорядоченную циркуляцию жидкости в мешалке, особенно при наличии направляющего аппарата, и способствуют тому, что струи жидкости, всасываемые в центре корпуса и выбрасываемые по периферии, достигают самых отдаленных частей мешалки. Изменение направления потока с вертикального на радиально-горизонтальное сопровождается минимальными потерями кинетической энергии. Частота вращения турбинок лежит в пределах 400÷2000 об/мин.

Для обеспечения интенсивного перемешивания во всем объеме аппарата за счет внутренней рециркуляции применяют пропеллерные мешалки. Пропеллерные перемешивающие устройства снабжены двух-, трех- или четырехлопастным винтом или пропеллером. Лопасти пропеллера по своей ширине обычно сначала расширяются, а потом сужаются; угол их наклона переменный. Пропеллеры создают интенсивный поток, направленный вдоль оси их вращения; иногда для упорядочения циркуляции жидкости в корпусе смесителя пропеллер помещают в направляющую трубу (диффузор); в трубе жидкость движется сверху вниз, в кольцевом зазоре между трубой и корпусом — снизу вверх или наоборот. Диаметр пропеллера чаще всего равен 0,25÷0,33 внутреннего диаметра корпуса. В зависимости от размеров пропеллера частота его вращения составляет от 200 до 1500 об/мин.

Пропеллерные мешалки обычно используют для перемешивания жидкостей малой вязкости. Область их применения — получение эмульсий или суспензий с небольшим (до 10 %) содержанием твердых частиц размером менее 250 мкм. В мешалках больших размеров следует установить несколько самостоятельных пропеллеров.

При необходимости обеспечить перемешивание жидкости большой вязкости, применяют перемешивающие устройства якорного или рамно-

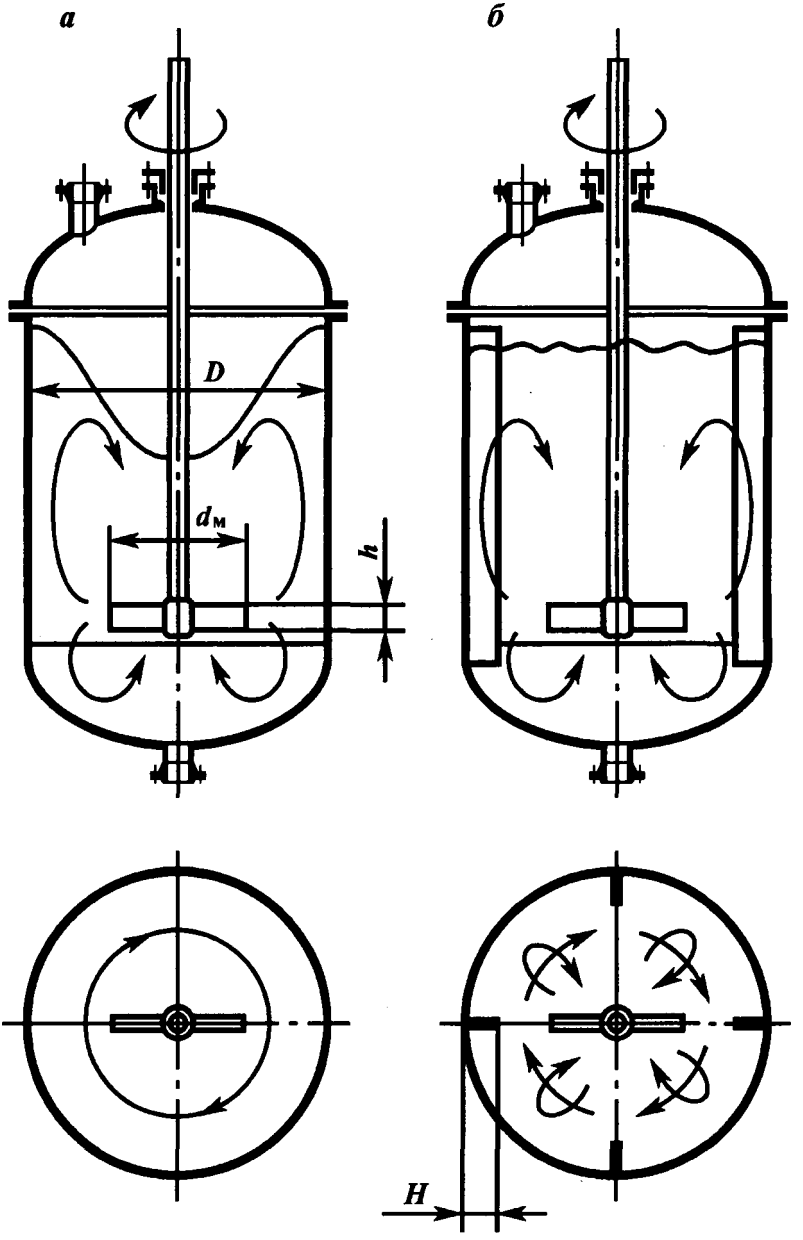


Рис. XVII-3. Схема потоков жидкости в аппарате с мешалкой:
а — без отражательных перегородок; *б* — с перегородками

го типов с лопастями, повторяющими по своим очертаниям профиль корпуса. В этих конструкциях зазор между стенкой корпуса и перемешивающим устройством невелик ($D/d_м \leq 1{,}05 \div 1{,}25$). Это обстоятельство обусловливает большую турбулентность потока у самой стенки, что способствует лучшей теплопередаче через стенку и препятствует отложению осадка на

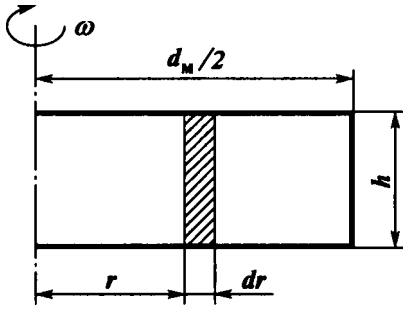


Рис. XVII-4. Схема одиночной лопасти (к расчету мощности на перемешивание жидкости)

стенке и днище. Поэтому такие мешалки часто используют при перемешивании суспензий, частицы которых характеризуются склонностью к налипанию на стенки.

Тихоходные ленточные и шнековые мешалки применяют для перемешивания высоковязких неньютоновских жидкостей.

Определение расхода энергии на перемешивание рассмотрим на примере вращения одиночной прямой лопасти (рис. XVII-3 и XVII-4), вокруг вала с угловой скоростью ω, причем $d_м/2$ — длина лопасти, а h — ее ширина. На расстоянии r от оси вращения выделим элемент длиной dr, который имеет окружную скорость $W_r = \omega r$.

На основании закона Ньютона сопротивление среды для этого элемента равно

$$dp = \xi \rho_ж (h \cdot dr) \frac{W_r^2}{2},$$

где $\xi = f(\mathrm{Re})$ — коэффициент сопротивления.

Элементарная мощность равна произведению силы на путь, пройденный ею за одну секунду, $W_r = \omega r$:

$$dN = W_r\, dp = \xi \rho_ж (h \cdot dr) \frac{\omega^2 r^2}{2} \omega r$$

или

$$dN = \xi \frac{\rho_ж}{2} h \omega^3 r^3 \cdot dr. \qquad \text{(XVII.1)}$$

Ширина лопасти h оценивается некоторой долей K диаметра перемешивающего устройства, т.е.

$$h = K d_м.$$

Подставляя это выражение для h в уравнение (XVII.1) и учитывая, что $\omega = 2\pi n$, где n — число оборотов перемешивающего устройства за одну секунду, имеем

$$dN = a \rho_ж d_м n^3 r^3 \cdot dr,$$

где a — коэффициент.

Проинтегрировав это выражение в пределах от 0 до $d_м/2$, получим

$$N = K_N \rho_ж n^3 d_м^5,$$

откуда

$$K_N = \frac{N}{\rho_ж n^3 d_м^5}. \qquad \text{(XVII.2)}$$

Безразмерный комплекс K_N называют *критерием мощности*, он зависит от свойств перемешиваемой жидкости (вязкость, плотность), скорости вращения перемешивающего устройства и размеров мешалки.

В соответствии с теорией подобия запишем зависимость для определения K_N в критериальной форме:

$$K_N = A \cdot \mathrm{Re}_ц^{\alpha} \mathrm{Fr}_ц^{\beta}, \qquad \text{(XVII.3)}$$

где $\mathrm{Re}_ц = \rho_ж n d_м^2 / g$ — модифицированный критерий Рейнольдса; $\mathrm{Fr}_ц = n^2 d_м / g$ — модифицированный критерий Фруда.

Коэффициент A и показатели степени α и β определяются экспериментально для перемешивающих устройств данного типа. Если при перемешивании воронка отсутствует или мала, то силой тяжести можно пренебречь и тогда критерий Фруда из уравнения (XVII.3) исключается.

Для основных типов нормализованных перемешивающих устройств в справочной литературе имеются графические зависимости K_N и $\mathrm{Re}_ц$, установленные по экспериментальным данным.

В механических мешалках различают два режима перемешивания: ламинарный и турбулентный. Ламинарный режим ($\mathrm{Re}_ц < 30$) соответствует малоинтенсивному перемешиванию, при котором жидкость плавно обтекает лопасти мешалки, захватывается и вращается вместе с ними.

При увеличении числа оборотов перемешивающего устройства возрастает сопротивление среды вращению, возникает и интенсифицируется турбулентный режим перемешивания ($\mathrm{Re}_ц > 100$). При высокой степени турбулентности ($\mathrm{Re}_ц > 10^5$) критерий мощности K_N практически не зависит от критерия $\mathrm{Re}_ц$. Эта область называется *автомодельной*, в ее пределах расход энергии определяется только инерционными силами.

Уравнение (XVII.3) используется для определения критерия мощности, при найденном значении которого из уравнения (XVII.2) определяется мощность N, необходимая для перемешивания при выбранном режиме и конструктивных параметрах мешалки.

БАРБОТАЖНОЕ ПЕРЕМЕШИВАНИЕ

Этот способ перемешивания применяют для маловязких жидкостей. Сравнительная простота аппаратов с барботажным перемешиванием позволяет проектировать их на большие объемы, допускает уста-

новку антикоррозионной футеровки и гарантирует высокую надежность в эксплуатации. В качестве перемешивающего агента используются воздух, водяной пар и другие газы. При использовании газа в качестве барботирующего агента необходимо учитывать возможность образования в мешалке при взаимодействия перемешиваемого продукта с барботирующим газом взрывоопасных смесей.

В нижней части этих аппаратов устанавлен барботер *1* (рис. XVII-5, *а*), обеспечивающий равномерное распределение газа или пара по площади поперечного сечения аппарата. В качестве барботера используют перфорированные трубы, размещенные на дне смесителя. Сечение отверстий для выхода газа должно быть значительно меньше сечения коллектора, подводящего газ, с тем чтобы обеспечить равномерное распределение газа по всем отверстиям. Иногда с этой целью отверстия для выхода газа из барботера делают различного диаметра, увеличивая их размер на его концевых участках. При использовании аппарата с барботажным перемешиванием в качестве реактора для отвода тепла химической реакции корпус *2* оснащается рубашкой охлаждения *3*.

Пропускная способность аппарата с барботажным перемешиванием лимитируется скоростью газа, отнесенной к площади его свободного сечения, которая обычно не превышает 0,1 м/с. При более высоких скоростях газа значительно возрастает газосодержание в смеси, что при заданном количестве обрабатываемой жидкости приводит к неоправданному увеличению общего объема аппарата. Кроме того, при высоких скоростях газа

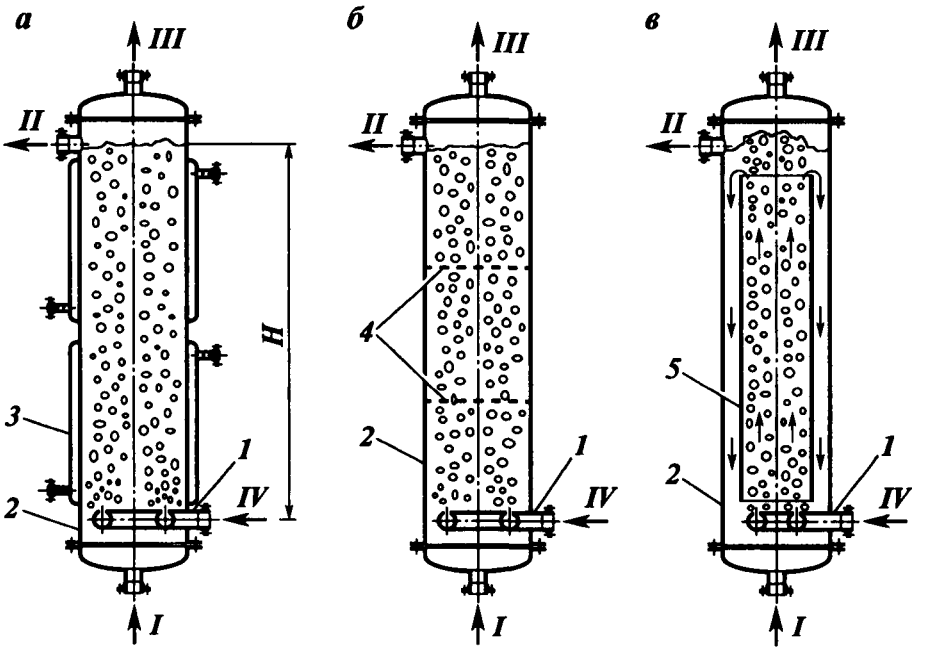


Рис. XVII-5. Схемы аппаратов с барботажным перемешиванием:
а — пустотелого; *б* — секционированного; *в* — газлифтного; *1* — барботер; *2* — корпус; *3* — рубашка охлаждения; *4* — секционирующие перегородки; *5* — циркуляционная труба. Потоки: *I* — исходная жидкость; *II* — отходящая жидкость; *III* — отходящий газ; *IV* — газ

возникают его крупномасштабные пульсации, приводящие к возникновению пульсаций давления и вибрации аппарата.

Необходимое давление газа на входе в барботер p определяется по формуле

$$p = p_0 + \rho_ж g H + \sum \xi \frac{\rho_г W_{о.г}^2}{2},$$

где p_0 — давление над слоем жидкости в аппарате; H — высота слоя жидкости над барботером, м; ξ — суммарный коэффициент сопротивления барботера; $W_{о.г}$ — скорость газа на выходе из барботера, м/с.

Аппараты с барботажным перемешиванием могут быть пустотелыми или секционированными по высоте горизонтальными перфорированными перегородками *4*, которые служат промежуточными газораспределителями и уменьшают продольную циркуляцию жидкости (рис. XVII-5, *б*).

С целью упорядочения движения жидкостей при перемешивании организуют восходящий (нисходящий) поток в центральной части аппарата

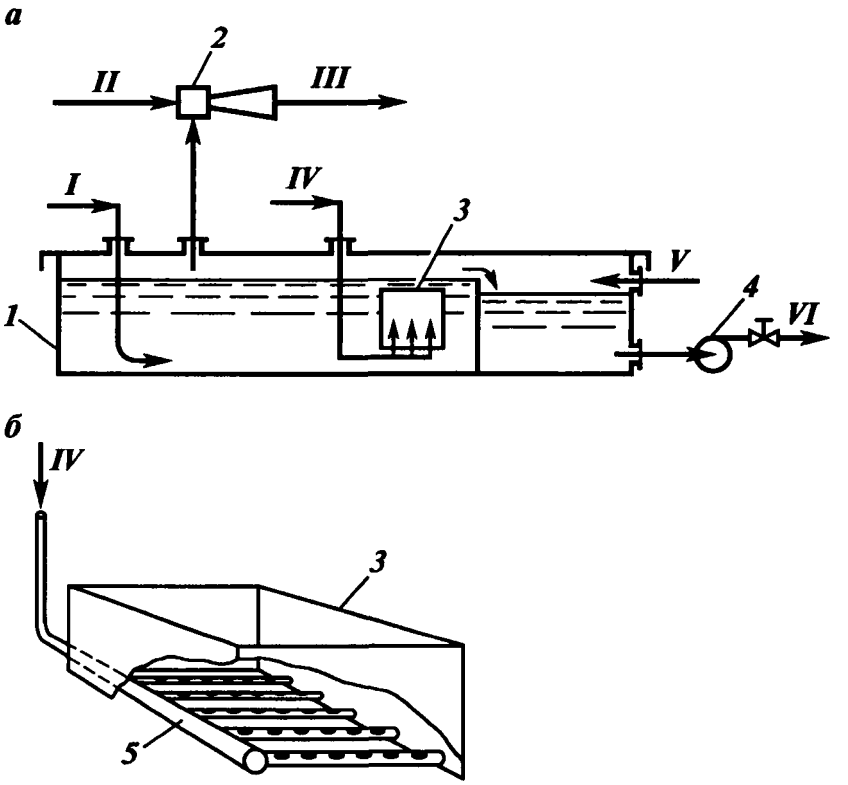


Рис. XVII-6. Схема установки дегазации серы фирмы Stork Comprimo SKL GmbH:
а — общий вид; б — барботажный смеситель газлифтного типа; *1* — емкость; *2* — эжектор; *3* — циркуляционный короб; *4* — насос; *5* — барботер. Потоки: *I* — сера с установки Клауса; *II* — пар низкого давления; *III* — смесь воздуха, сероводорода и водяного пара; *IV* — воздух; *V* — продувочный воздух; *VI* — сера в хранилище

(рис. XVII-5, *в*) и нисходящий (восходящий) поток у его стенок, что может быть обеспечено, в частности, за счет установки в центре аппарата специальной циркуляционной трубы *5*, работающей по принципу *газлифта*. При подаче газа в заполненный жидкостью аппарат в циркуляционных трубах образуется газожидкостная смесь, плотность которой меньше однородной жидкости, что и обеспечивает ее циркуляцию.

На рис. XVII-6 приведена схема установки для удаления H_2S из жидкой серы, основным элементом которой является барботажный смеситель газлифтного типа.

Взбалтывание при закачке или во время транспортировки и (или) понижение температуры приводят к высвобождению из недегазированной серы сероводорода, который собирается в пространстве над жидкой серой и концентрация которого может легко превысить нижний предел взрываемости H_2S в воздухе (около 3,5 % об.). Дегазация серы осуществляется в непрерывном режиме в специальной емкости *1* или на участке дегазации коллектора серы установки Клауса. Собственно дегазация идет в барботажном смесителе газлифтного типа *3*. Поскольку циркуляционный короб *5* смесителя открыт снизу и сверху, циркулирующая в нем сера полностью перемешивается с содержимым емкости. Воздух, содержащий высвобожденный сероводород, вместе с дополнительным количеством продувочного воздуха удаляют из емкости с помощью эжектора *2* и, как правило, направляют в печь дожига. Дегазированная сера стекает через сливную перегородку в насосное отделение и перекачивается насосом *4* в хранилище.

ГИДРАВЛИЧЕСКИЕ СПОСОБЫ ПЕРЕМЕШИВАНИЯ

При гидравлическом способе перемешивания применяют статические и циркуляционные смесители.

Статические смесители широко используются при переработке нефти и газа, в нефтехимии, при производстве и переработке пластмасс, очистке отходящих газов, питьевой и сточных вод, в производстве синтетических волокон и т.д. Высокая эффективность смешения, низкие капитальные и эксплуатационные затраты, малое потребление энергии, небольшие размеры, отсутствие движущихся деталей — все это выгодно отличает статические смесители от других способов перемешивания.

На рис. XVII-7 показан статический смеситель для режима ламинарно-

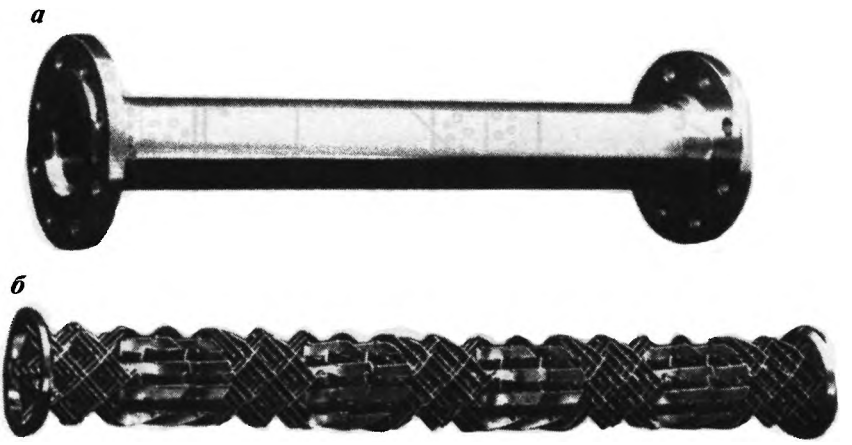


Рис. XVII-7. Статический смеситель фирмы Sulzer для ламинарного режима течения:
а — корпус смесителя; *б* — перемешивающее устройство

го течения, например для смешения высоковязких сред или сред с сильно различающейся вязкостью. Смеситель состоит из корпуса (рис. XVII-7, *а*), внутри которого установлено перемешивающее устройство (рис. XVII-7, *б*), представляющее собой нескольких повторяющихся модулей, повернутых друг относительно друга на угол 90°. Каждый модуль образован из отдельных перекрещивающихся полос, соединенных точечной сваркой. Ширина полос, угол их наклона и количество модулей по длине потока определяются необходимой степенью однородности потока на выходе из смесителя.

Статический смеситель, представленный на рис. XVII-8, используется главным образом для режима турбулентного течения, например для смешивания низковязких жидкостей или диспергирования несмешивающихся жидкостей. Такие смесители с успехом применяются при обессоливании сырой нефти при смешивании ее с менее минерализованной пресной водой.

Для обработки питьевой и сточных вод применяются смесители, в которых направляющие перегородки не касаются друг друга и со всех сторон открыты потоку (рис. XVII-9). В зависимости от источника воды и дальнейшего ее использования необходимо добавлять в нее некоторое количество кислоты или щелочи. При нейтрализации воды может происходить образование тонкодисперсных суспензий гидроксидов металлов, которые с трудом выделяются из воды. С целью осаждения частиц из этих суспензий в стоки обычно добавляют химические *флокулянты*. При этом расходы смешиваемых потоков значительно различаются между собой, что требует применения эффективного смесителя, который также не должен засоряться. Как правило, в таких случаях используют смесители, изготовленные из пластмасс (полипропилена, фторопласта).

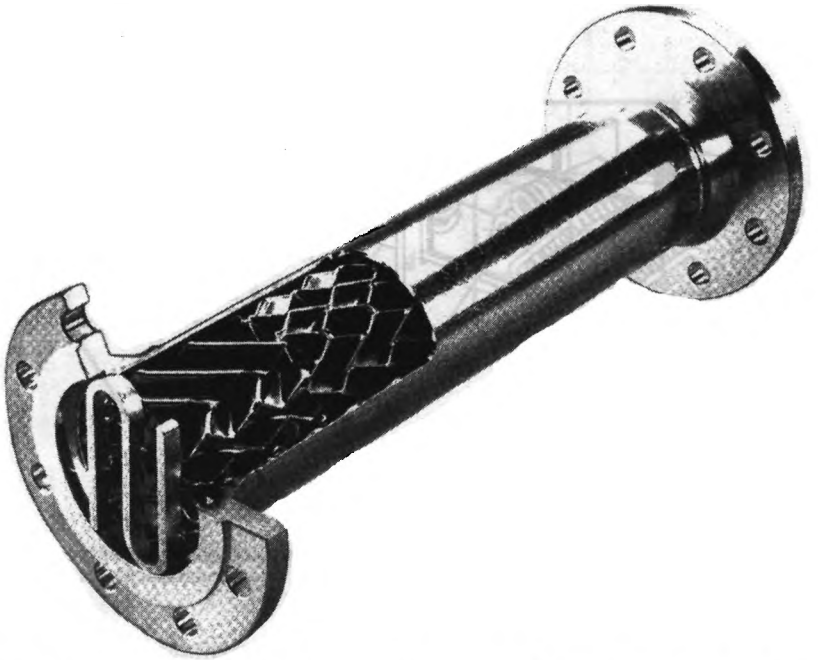


Рис. XVII-8. Статический смеситель фирмы Sulzer для турбулентного режима течения

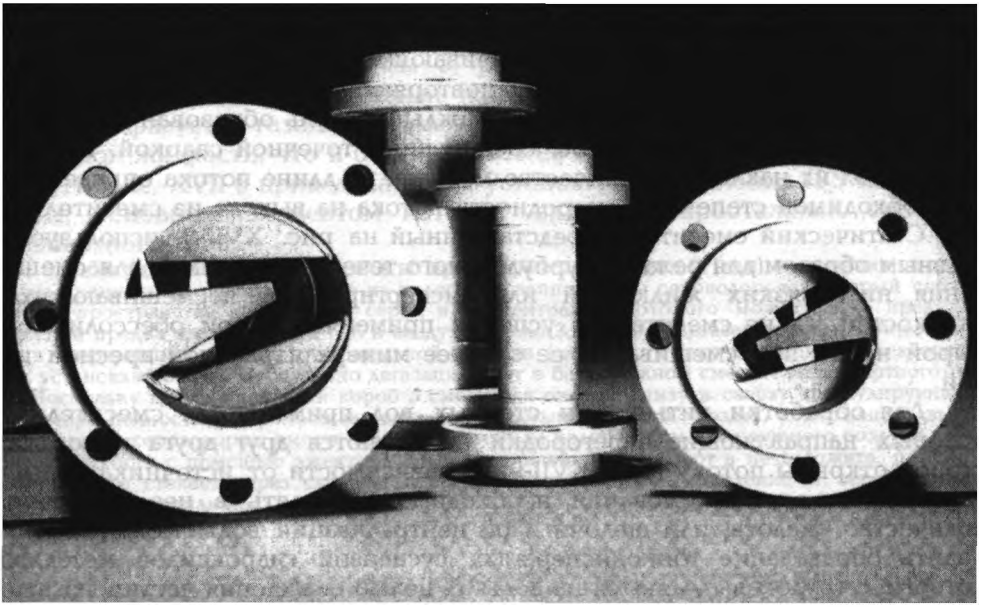


Рис. XVII-9. Статические смесители фирмы Sulzer для перемешивания сред с возможным отложением осадка, изготовленные из полипропилена

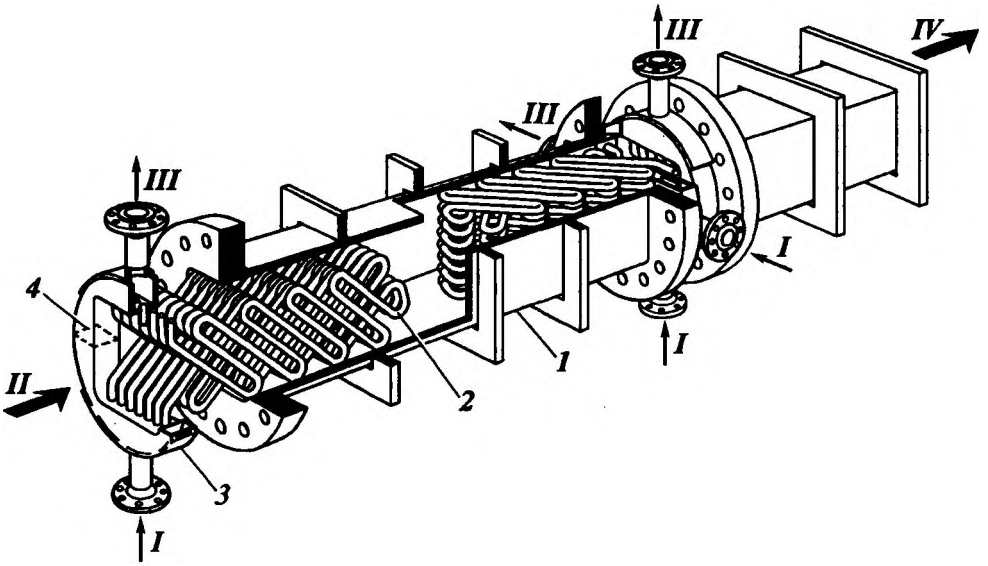


Рис. XVII-10. Смеситель-реактор фирмы Sulzer:
1 — корпус; *2* — статический смеситель, выполненный из теплообменных труб; *3* — распределительная камера; *4* — перегородка. Потоки: *I* — вход теплоносителя; *II* — исходное сырье; *III* — выход теплоносителя; *IV* — продукты реакции

Переход от периодического процесса смешения в емкости с мешалкой к непрерывному процессу с использованием статического смесителя-реактора позволяет повысить безопасность производства, существенно уменьшить габаритные размеры реактора и снизить потребление энергии. На рис. XVII-10 смеситель-реактор показан в момент установки статического смесителя. Статические смесители в таких реакторах играют роль теплообменных поверхностей и выполнены из труб, внутри которых циркулирует теплоноситель. Подобным образом удается реализовать реакторы вытеснения с заранее заданным профилем температуры по длине аппарата.

Смесители циркуляционного типа. Широкое распространение получили смесители циркуляционного типа, состоящие из емкости *1* и центробежного насоса *3*, который забирает жидкость из нижних слоев и подает ее на свободную поверхность через разбрызгиватель *2*, осуществляя замкнутую циркуляцию (рис. XVII-11, *а*). Для усиления турбулизирующего эффекта в емкость иногда помещают решетку или перфорированный трубопровод, что обеспечивает более равномерное распределение жидкости по сечению емкости.

В частности, такой способ перемешивания используют при производстве товарного нефтепродукта путем компаундирования входящих в его состав компонентов.

Более интенсивно происходит перемешивание при использовании циркуляционного насоса в сочетании с эжектором (рис. XVII-11, *б*). Жидкость из верхней части емкости нагнетается в сопло эжектора. Выходящий из сопла поток увлекает окружающую эжектор жидкость, смешивается с

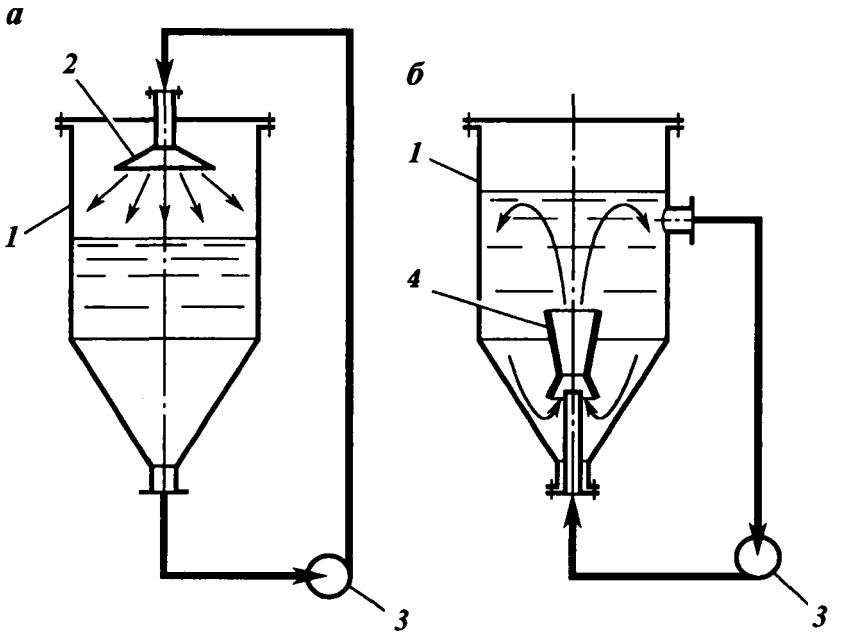


Рис. XVII-11. Схемы циркуляционных смесителей:
а — смеситель с циркуляционным насосом; *б* — смеситель с циркуляционным насосом и эжектором; *1* — емкость; *2* — разбрызгиватель; *3* — циркуляционный насос; *4* — эжектор

ней, и образующаяся смесь выбрасывается вверх. Таким образом, внутри объема жидкости, заполняющей емкость, в дополнение к внешнему циркуляционному контуру, создаваемому насосом, возникают внутренние циркуляционные токи, что обеспечивает более эффективное перемешивание смеси.

ГЛАВА XVIII ГИДРОДИНАМИКА СЛОЯ ЗЕРНИСТЫХ МАТЕРИАЛОВ

В химической технологии широко распространены процессы, использующие слой зернистого твердого материала, через который движется поток газа, пара или капельной жидкости. При этом в качестве зернистого материала используются катализаторы, адсорбенты, теплоносители, фильтрующий материал и др.

Частицы зернистого материала могут иметь различную форму (сфера, цилиндры, таблетки, зерна произвольной формы), а слой может быть монодисперсным (состоять из частиц одинакового размера) или полидисперсным (состоять из частиц различных размеров).

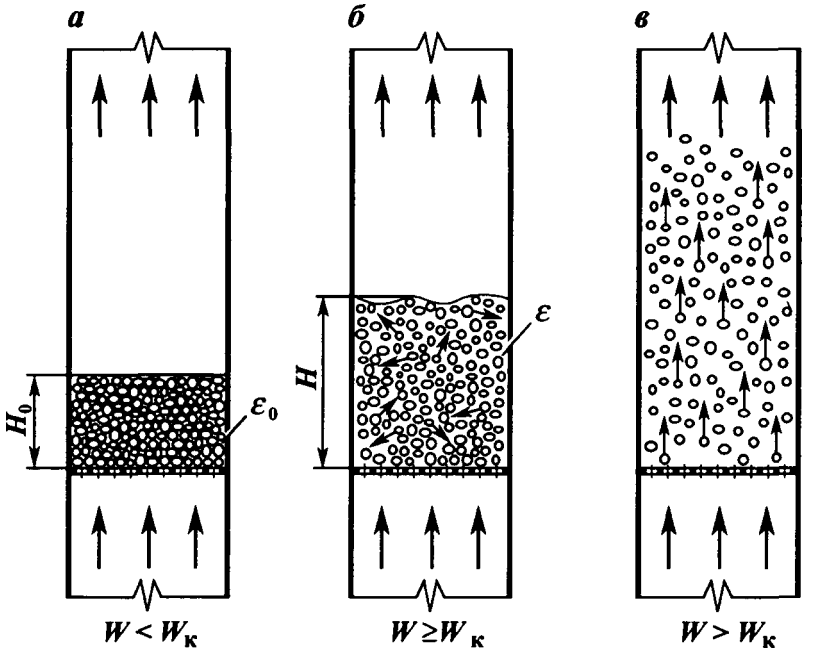


Рис. XVIII-1. Схемы различных состояний слоя твердых частиц при прохождении через них потока газа (жидкости):
а — плотный слой; *б* — псевдоожиженный слой; *в* — пневмотранспорт частиц

При движении газовой или жидкой фазы через зернистый слой материала поток заполняет все пространство между частицами, образующими в слое извилистые поровые каналы. Различают три основных состояния зернистого слоя.

Плотный слой — частицы находятся в тесном соприкосновении одна с другой, расстояние между ними и объем слоя остаются неизменными при изменении скорости потока газовой или жидкой фазы, проходящего через слой. Плотный слой может быть неподвижным или компактно перемещающимся.

Взвешенный, псевдоожиженный или «кипящий» слой — частицы в результате воздействия движущейся через слой газовой или жидкой фазы находятся в хаотическом движении в пределах слоя, напоминая кипящую жидкость. Расстояние между частицами и объем слоя изменяются в зависимости от скорости потока, проходящего через слой.

Режим транспорта частиц — частицы зернистого материала перемещаются в направлении движения восходящего потока жидкости или газа.

Эти характерные состояния слоя зернистого материала проиллюстрированы на рис. XVIII-1. В определенных условиях плотный слой может перейти в псевдоожиженный, а последний — в транспортируемый, и наоборот.

В нефтегазопереработке аппараты с неподвижным или движущимся плотным слоем зернистого материала используют в процессах адсорбционного разделения газов, каталитического крекинга, риформинга, гидроочистки; кипящий слой применяют в реакционных аппаратах установок каталитического крекинга, коксования, гидрокрекинга, каталитического дегидрирования *н*-бутана и др.

ДВИЖЕНИЕ ПОТОКА ГАЗА (ПАРОВ ИЛИ ЖИДКОСТИ) ЧЕРЕЗ ПЛОТНЫЙ СЛОЙ ЗЕРНИСТОГО МАТЕРИАЛА

Плотный слой зернистого материала, через который движется поток газа или жидкости, представляет собой объем $V = V_т + V_п$, где $V_т$ — объем, который непосредственно занимают твердые частицы, а $V_п$ — объем извилистых поровых каналов, образующихся между частицами, по которым движется поток газа или жидкости. В зависимости от размера и формы частиц, а также характера их укладки меняются форма, размер и объем поровых каналов. Одной из основных характеристик слоя зернистого материала является его *порозность*, или *доля свободного объема* ε:

$$\varepsilon = \frac{V_п}{V} = \frac{V - V_т}{V} = 1 - \frac{V_т}{V}.$$

Если плотность твердых частиц обозначить $\rho_т$, а плотность газовой или жидкой фазы ρ, то плотность $\rho_н$, называемая *насыпной плотностью слоя*, будет равна

$$\rho_н = (1-\varepsilon)\rho_т + \varepsilon\rho,$$

откуда

$$\varepsilon = \frac{\rho_т - \rho_н}{\rho_т - \rho}. \qquad \text{(XVIII.1)}$$

В случае потока газа или паров $\rho_т >> \rho$ величиной ρ в уравнении (XVIII.1) можно пренебречь и записать его в виде

$$\varepsilon = \frac{\rho_т - \rho_н}{\rho_т} = 1 - \frac{\rho_н}{\rho_т}. \qquad \text{(XVIII.2)}$$

В тех случаях, когда твердая частица является пористой (катализатор, адсорбент), в уравнении (XVIII.1) в качестве значения плотности твердой частицы пользуются так называемой *кажущейся плотностью частиц* $\rho'_т$, которая представляет собой массу единицы объема частицы с учетом объема ее пор. Чем выше пористость частицы, тем больше отличается от истинной плотности материала частицы $\rho_т$ ее кажущаяся плотность $\rho'_т$.

Для промышленных аппаратов при отношении $(D/d) > 10$ порозность плотного слоя по его высоте практически не меняется (D и d — соответственно диаметр аппарата и частицы).

Средняя скорость потока в поровых каналах слоя:

$$W_0 = \frac{W}{\varepsilon},$$

где W — скорость потока, отнесенная ко всему сечению слоя (аппарата), или скорость фильтрации.

При движении потока через сечение, отличающееся от круглой формы, в качестве расчетного линейного размера принимают *гидравлический радиус* или *эквивалентный диаметр*.

Под гидравлическим радиусом $r_г$ понимают отношение площади сечения потока F к смоченному периметру П:

$$r_г = F/П.$$

Для круглой трубы внутренним диаметром d гидравлический радиус равен

$$r_г = \frac{F}{П} = \frac{\pi d^2/4}{\pi d} = \frac{d}{4}.$$

Для гидродинамических расчетов необходимо располагать значением *эквивалентного диаметра порового канала* $d_к$, определяемого как отношение учетверенной площади суммарного сечения поровых каналов $F_п$ к смоченному периметру этого сечения $П_п$:

$$d_к = 4F_п / П_п . \qquad \text{(XVIII.3)}$$

Обозначив среднюю длину поровых каналов через $L_п$, выражение (XVIII.3) можно записать в следующем виде:

$$d_к = \frac{4F_п L_п}{П_п L_п} = \frac{4F_п L_п / V}{п_п L_п / V} = \frac{4ε}{f_т},$$

где $f_т$ — площадь поверхности частиц в единице объема слоя.

Если слой состоит из гранул сферической формы одинакового диаметра d, то эквивалентный диаметр порового канала составит

$$d_к = \frac{4ε}{f_т} = \frac{2dε}{3(1-ε)}. \qquad \text{(XVIII.4)}$$

В случае, когда слой состоит из шаров различных размеров и известен гранулометрический состав слоя — массовое содержание x_i гранул диаметром d_i, эквивалентный диаметр канала можно получить из выражения

$$d = \frac{1}{\sum\left(x_i / d_i\right)}. \qquad \text{(XVII.5)}$$

Из сопоставления уравнений (XVIII.4) и (XVIII.5) следует, что диаметр порового канала для слоя, состоящего из частиц различного диаметра, может быть определен из соотношения

$$d_к = \frac{2ε}{3(1-ε)\sum\left(x_i / d_i\right)}. \qquad \text{(XVIII.6)}$$

Для гранул, не имеющих форму шара, диаметр находят с учетом *коэффициента (фактора) формы* $ψ$:

$$ψ = \frac{F}{F_ш} = \left(\frac{d}{d_{р.ш}}\right)^2,$$

откуда

$$d = d_{р.ш}\sqrt{ψ}, \qquad \text{(XVIII.7)}$$

где F и $F_ш$ — площадь поверхности частиц соответственно неправильной и шарообразной формы равного объема; d и $d_{р.ш}$ — диаметры шаров, равновеликих частице по поверхности и по объему (массе).

Поток среды через слой гранулированного материала может быть ламинарным, переходным или турбулентным в зависимости от значения параметра Рейнольдса:

$$Re = \frac{W_0 d_к ρ}{μ}.$$

Подставив $W_0 = W/ε$ и $d_к$ из уравнения (XVIII.4), получим

$$\mathrm{Re} = \frac{2Wd\rho}{3\mu(1-\varepsilon)}. \qquad \text{(XVIII.8)}$$

Параметр Рейнольдса может быть отнесен к любому геометрическому размеру потока, например к гидравлическому диаметру или к диаметру гранулы. Однако в этом случае численные значения Re, соответствующие данному режиму движения, будут различными. Это обстоятельство необходимо учитывать при пользовании литературными данными, касающимися численных значений Re. Так, относя параметр Re к диаметру твердой частицы d и скорости фильтрации W, получим

$$\mathrm{Re}_т = \frac{Wd\rho}{\mu}. \qquad \text{(XVIII.9)}$$

Сопоставив уравнения (XVIII.8) и (XVIII.9), получим

$$\mathrm{Re} = \mathrm{Re}_т \frac{2}{3(1-\varepsilon)}. \qquad \text{(XVIII.10)}$$

Потеря напора в слое может быть вычислена по известному уравнению гидравлики

$$\Delta p = \lambda \frac{H}{d_к} \frac{W_0^2 \rho}{2}, \qquad \text{(XVIII.11)}$$

где $\lambda = f(\mathrm{Re})$ — коэффициент гидравлического сопротивления, учитывающий как сопротивление от трения, так и местные гидравлические сопротивления; H — высота слоя, м; ρ — плотность потока, кг/м^3.

Некоторые исследователи предлагают для определения λ пользоваться уравнением

$$\lambda = A\mathrm{Re}^n, \qquad \text{(XVIII.12)}$$

причем коэффициент A и показатель степени n зависят от критерия Re; при ламинарном движении $n = 1$, в переходной области $n < 1$ и в турбулентной автомодельной области $n = 0$, т.е. сопротивление Δp в ламинарной области линейно зависит от скорости и вязкости, а в автомодельной области растет пропорционально W^2 и не зависит от вязкости.

Другие исследователи рекомендуют двухчленное уравнение

$$\lambda = \frac{A}{\mathrm{Re}} + B, \qquad \text{(XVIII.13)}$$

где A и B — коэффициенты. При ламинарном режиме величиной B можно пренебречь, так как она мала по сравнению с A, и, следовательно, также имеет место линейная зависимость, тогда как при больших значениях критерия Re величина A/Re мала, и, следовательно, имеет место квадратичная зависимость потери напора от скорости.

Такая двухчленная зависимость лучше отображает физическую сущность явления, поскольку сопротивление в слое слагается из двух составля-

ющих: 1) обусловливаемых трением вследствие движения вязкой среды через извилистые поровые каналы и 2) силами инерции, особенно проявляющимися при турбулентных потоках.

Подставляя в уравнение (XVIII.11) $W_0 = W/\varepsilon$ и значение $d_к$ из уравнения (XVIII.4), получим

$$\Delta p = \lambda \frac{H}{d} \frac{W^2}{2} \rho \frac{3(1-\varepsilon)}{2\varepsilon^3}. \qquad \text{(XVIII.14)}$$

Заменив в уравнении (XVIII.14) величину λ выражением (XVIII.13), в котором значение Re определяют из уравнения (XVIII.10), после соответствующих преобразований получим:

$$\Delta p / H = \frac{9A(1-\varepsilon)^2}{8\varepsilon^3} \frac{W\mu}{d^2} + \frac{3B(1-\varepsilon)}{4\varepsilon^3} \frac{W^2\rho}{d}.$$

При $A = 134$ и $B = 2{,}34$ получаем расчетное уравнение, предложенное Эргуном, которое хорошо описывает экспериментальные данные различных авторов по сопротивлению в слое и может быть рекомендовано для технических расчетов:

$$\Delta p / H = 150 \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{W\mu}{d^2} + 1{,}75 \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \frac{W^2\rho}{d}. \qquad \text{(XVIII.15)}$$

Уравнение (XVIII.15) применимо для ламинарного, переходного и турбулентного режимов и справедливо как для стационарного, так и для движущегося плотного слоя. Для расчета по уравнению (XVIII.15) не требуется предварительного определения характеристики режима.

При выполнении расчетов для движущегося плотного слоя величина W представляет собой относительную скорость движения:

$$W = W_п \pm W_т \varepsilon, \qquad \text{(XVIII.16)}$$

где $W_п$ и $W_т$ — скорость движения потока газа или жидкости и твердых частиц слоя относительно стенок аппарата; ε — порозность движущегося плотного слоя; знак минус соответствует прямоточному движению потока и частиц слоя, знак плюс — их противоточному движению.

Если известен градиент перепада давления в слое $\Delta p / H$, то уравнение (XVIII.15) используется для определения скорости потока, а следовательно, и их количества, которое необходимо для обеспечения этого градиента перепада давления. Такая задача возникает, например, при расчете паровых и газовых затворов на установках каталитического крекинга, а также при определении количественного распределения потока паров между различными слоями катализатора и др.

ДВИЖЕНИЕ ПОТОКА ГАЗА (ПАРОВ ИЛИ ЖИДКОСТИ) ЧЕРЕЗ ВЗВЕШЕННЫЙ СЛОЙ ЗЕРНИСТОГО МАТЕРИАЛА

При восходящем потоке газа (паров или жидкости) через плотный слой зернистого материала при увеличении скорости потока растет сопротивление слоя и ослабляется взаимное давление частиц. При достижении некоторого критического значения скорости $W_к$ сопротивление слоя становится равным его весу, частицы перестают оказывать взаимное давление, слой переходит во взвешенное состояние, частицы получают возможность перемещаться в пределах слоя. При дальнейшем увеличении скорости потока $W > W_к$ расстояние между частицами увеличивается, порозность слоя ε возрастает, вызывая тем самым снижение скорости потока в поровом канале ($W_0 = W/\varepsilon$), а следовательно, и силы, действующей на частицу, до значения, равного ее весу. Тогда восстанавливаются условия состояния взвешенного слоя, но уже при новом, большем значении его порозности ε.

При дальнейшем увеличении скорости потока слой расширяется. В пределе его расширения порозность слоя стремится к значению $\varepsilon = 1$, когда расстояние между частицами становится столь значительным по сравнению с их размерами, что концентрация частиц в данном объеме $1-\varepsilon$ будет несоизмеримо мала. Практически пределом существования взвешенного слоя является скорость потока, равная скорости витания данной частицы $W_в$; при скорости выше $W_в$ поток выносит частицы из слоя и последний прекращает свое существование.

Во взвешенном слое вследствие некоторой неравномерности скорости потока в различных сечениях слоя частицы интенсивно и хаотически перемешиваются внутри слоя. Взвешенный слой зернистого материала называют также кипящим или псевдоожиженным слоем. Подобное наименование возникло потому, что взвешенный слой зернистого материала обладает подвижностью, текучестью, вязкостью, способностью к отстаиванию более крупных частиц и другими особенностями, характерными для жидкостей, да и по внешнему виду он похож на кипящую жидкость.

Интенсивное перемешивание частиц во взвешенном слое обусловливает высокую эффективность проходящих процессов: значительно возрастает скорость внешней диффузии, эффективнее протекает теплообмен между потоком и частицами, между частицами и соприкасающейся с ними поверхностью, легко обеспечивается выравнивание температур в большом объеме слоя и т.д.

Вместе с тем в связи с интенсивным перемешиванием частиц взвешенному слою свойствен и ряд недостатков, среди которых уменьшение движущей силы процесса, износ твердых частиц, эрозия аппаратуры и др.

При скорости потока, недостаточной для взвешивания частиц, объем слоя, его высота H_0, а следовательно, и порозность ε_0 являются неизменными. При скорости, превышающей начало псевдоожижения, но недостаточной для выноса частиц из слоя, $W_к < W < W_в$, его объем, высота H и порозность ε увеличиваются, но при этом в аппарате постоянного сечения остается неизменным соотношение

$$(1-\varepsilon_0)H_0 = (1-\varepsilon)H.$$

Для плотного и взвешенного слоев характерна зависимость между

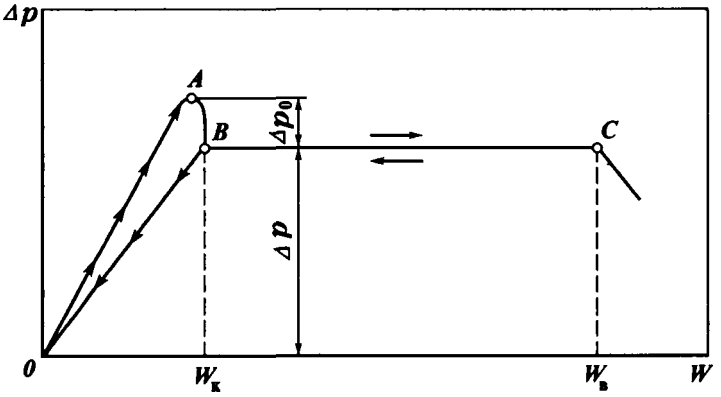


Рис. XVIII-2. Зависимость перепада давления в слое от скорости потока

скоростью ожижающего потока и гидравлическим сопротивлением слоя (перепадом давления); принципиальный характер такой «кривой псевдоожижения» проиллюстрирован графиком, приведенным на рис. XVIII-2. Левая часть графика, представленная линиями *OA* и *OB*, соответствует движению ожижающего агента через неподвижный слой, когда с увеличением скорости потока сопротивление слоя растет. В точке *B* сопротивление слоя оказывается равным его весу и слой переходит во взвешенное состояние; соответствующее этой точке значение скорости называют *критической скоростью* $W_к$ или *скоростью начала псевдоожижения*. Перепад давления в точке *A* перед началом псевдоожижения превышает вес слоя на величину «пика давления» Δp_0, затрачиваемую потоком на преодоление сил сцепления между частицами. Величина Δp_0 зависит от плотности упаковки частиц, формы и состояния их поверхности.

При дальнейшем увеличении скорости потока перепад давления в слое остается неизменным, и линия «кривой псевдоожижения» идет параллельно оси абсцисс. Постоянство значения перепада давления в слое (участок *BC*) характеризуется равенством гидродинамического давления и веса слоя, приходящегося на единицу площади его поперечного сечения, и сохраняется до значения $W_в$, соответствующего *скорости витания*, выше которой частицы уносятся из слоя и наступает *режим пневмотранспорта*. В этом случае масса частиц в слое уменьшается и, следовательно, снижается гидравлическое сопротивление слоя.

Плотному слою на графике соответствуют линии *OA* и *OB*. Линия *OA* получена при постепенном увеличении скорости газа и соответствует перепаду давления в плотном слое, когда частицы слоя характеризуются первоначальной, более плотной упаковкой и меньшей порозностью. Линия *OB* соответствует перепаду давления в плотном слое, который образуется в результате постепенного снижения скорости потока при переходе от взвешенного слоя к плотному.

Перепад давления, соответствующий весу слоя, приходящегося на единицу площади его поперечного сечения, равен

$$\Delta p = H_0 g\left(\rho_т - \rho\right)\left(1 - \varepsilon_0\right),$$

где $\rho_т$ и ρ — соответственно плотность твердых частиц и потока.

Зная вес слоя $H_0 g(\rho_т - \rho)(1-\varepsilon_0)$ и используя уравнение (XVIII.14), можно определить критическую скорость начала псевдоожижения $W_к$.

Выражение для $W_к$ зависит от того, какое значение λ принято в уравнении (XVIII.14) при определении Δp — по уравнению (XVIII.12) или (XVIII.13); этим во многом объясняются различия в окончательном уравнении для определения $W_к$, с которыми приходится сталкиваться при изучении специальной литературы.

Приняв, как это предложено О.М. Тодесом, для Δp расчетное уравнение (XVIII.15), запишем:

$$H_0 g(\rho_т - \rho)(1-\varepsilon_0) = \left[150\frac{(1-\varepsilon_0)^2}{\varepsilon_0^3}\frac{W\mu}{d^2} + 1{,}75\frac{(1-\varepsilon_0)}{\varepsilon_0^3}\frac{W^2\rho}{d}\right]H_0.$$

После преобразований получим уравнение для определения критической скорости начала псевдоожижения

$$\mathrm{Re}_к = \frac{\mathrm{Ar}}{150\frac{1-\varepsilon_0}{\varepsilon_0^3} + \sqrt{\frac{1{,}75}{\varepsilon_0^3}\sqrt{\mathrm{Ar}}}}, \qquad \text{(XVIII.17)}$$

где $\mathrm{Re}_к = W_к d\rho/\mu$ — критерий Рейнольдса, соответствующий скорости $W_к$ — начала псевдоожижения; $\mathrm{Ar} = gd^3(\rho_т - \rho)\rho/\mu^2$ — критерий Архимеда.

При беспорядочной засыпке слоя значение его порозности ε_0 лежит в пределах от 0,35 до 0,45, и в среднем можно принять, что $\varepsilon_0 = 0{,}4$; тогда уравнение (XVIII.17) запишем в виде

$$\mathrm{Re}_к = \frac{\mathrm{Ar}}{1400 + 5{,}22\sqrt{\mathrm{Ar}}}. \qquad \text{(XVIII.18)}$$

Для определения скорости потока W, необходимой для достижения порозности слоя ε, наиболее удачной является формула О.М. Тодеса, В.Д. Горошко и Р.Б. Розенбаума, справедливая для ламинарного, переходного и турбулентного режимов:

$$\mathrm{Re} = \frac{\mathrm{Ar}\varepsilon^{4{,}75}}{18 + 0{,}61\sqrt{\mathrm{Ar}\varepsilon^{4{,}75}}}. \qquad \text{(XVIII.19)}$$

При $\varepsilon_0 = 0{,}4$ эта формула совпадает с уравнением (XVIII.18). Это же уравнение, решенное относительно ε, позволяет определить порозность взвешенного слоя при выбранном гидродинамическом режиме:

$$\varepsilon = \left[\frac{18\mathrm{Re} + 0{,}36\mathrm{Re}^2}{\mathrm{Ar}}\right]^{0{,}21}. \qquad \text{(XVIII.20)}$$

Для гидродинамической характеристики псевдоожиженного слоя часто используют понятие «число псевдоожижения», которое представляет собой

отношение скорости потока при данной степени псевдоожижения W к критической скорости начала псевдоожижения $W_к$, т.е. $K = W/W_к$.

При $\varepsilon = 1$, что практически соответствует одиночной частице или весьма малой концентрации частиц в потоке, уравнение (XVIII.19) приобретает вид

$$Re_в = \frac{Ar}{18 + 0{,}61\sqrt{Ar}}. \qquad \text{(XVIII.21)}$$

Это уравнение и рекомендуется в промышленной практике для определения скорости витания частиц $W_в$.

Для слоя, состоящего из частиц одинакового диаметра d, взвешенный (псевдоожиженный) слой может существовать при скорости потока W, находящейся в пределах $W_к < W < W_в$. Сопоставляя уравнения (XVIII.18) и (XVIII.21), получим

$$\frac{W_в}{W_к} = \frac{Re_в}{Re_к} = \frac{1400 + 5{,}22\sqrt{Ar}}{18 + 0{,}61\sqrt{Ar}}.$$

Тогда для очень мелких частиц (при малых критериях Ar) $W_в/W_к \approx 1400/18 \approx 78$, для крупных частиц (при больших критериях Ar) $W_в/W_к \approx 5{,}22/0{,}61 \approx 8{,}6$.

В промышленных условиях псевдоожиженный слой обычно состоит из частиц различного размера. Это объясняется трудностью изготовления частиц строго одинакового размера, истиранием или обрастанием (процесс непрерывного коксования) частиц с течением времени, а также необходимостью обеспечить более однородное псевдоожижение и другими причинами. Например, практика эксплуатации установок каталитического крекинга с псевдоожиженным слоем катализатора показала, что фракция катализатора должна быть широкой по гранулометрическому составу и содержать некоторое количество мелких частиц, способствующих более однородному псевдоожижению и предохраняющих более крупные частицы от истирания (мелкие частицы изолируют крупные частицы одну от другой).

Различие в размерах частиц, входящих в состав полидисперсного слоя, оказывает влияние на порозность слоя, режим псевдоожижения, однородность слоя и др. Такой слой может иметь меньшую порозность благодаря более плотной упаковке частиц и возможности размещения мелких частиц в каналах между крупными частицами. При псевдоожижении полидисперсного слоя скорость потока может оказаться недостаточной для взвешивания крупных частиц и значительно превысить скорость витания мелких, которые при этом выносятся из слоя. Для таких полидисперсных систем характерным показателем является диапазон изменения размеров частиц измеряемый отношением d_{max}/d_{min}. Существенную роль играет также гранулометрический состав слоя – сравнительно невысокая концентрация относительно крупных частиц допустима, особенно при наличии относительно мелких частиц.

Гидродинамические расчеты с использованием уравнений (XVIII.17) – (XVIII.20) для полидисперсного слоя затрудняет выбор расчетного диаметра частиц, учитывающего различие формы и размеров частиц и гранулометрический состав слоя. Неправильный выбор расчетного диаметра частицы может явиться источником значительных ошибок. Высокую точность расчетов можно получить, если эквивалентный расчетный диаметр частицы полидисперсного слоя определять экспериментально. Для этого со слоем данного материала необходимо провести хотя бы один опыт и определить скорость начала псевдоожижения и порозность неподвижного слоя, а затем из уравнения (XVIII.17) вычислить средний диаметр частиц, который и использовать для всех расчетов. При отсутствии экспериментальных данных средний диаметр частицы полидисперсного слоя следует находить при помощи уравнений (XVIII.6) и (XVIII.7).

Эффективность процессов, протекающих в псевдоожиженном слое, зависит от степени однородности слоя, т.е. от постоянства порозности (плотности) слоя в различных его частях при данном режиме. При взвешивании жидкостью слой практически всегда является однородным, в паровой же или газовой среде в слое наблюдается большая или меньшая неоднородность, которая проявляется в виде проскоков газовых пузырей через слой.

На рис. XVIII-3 схематически представлены основные разновидности

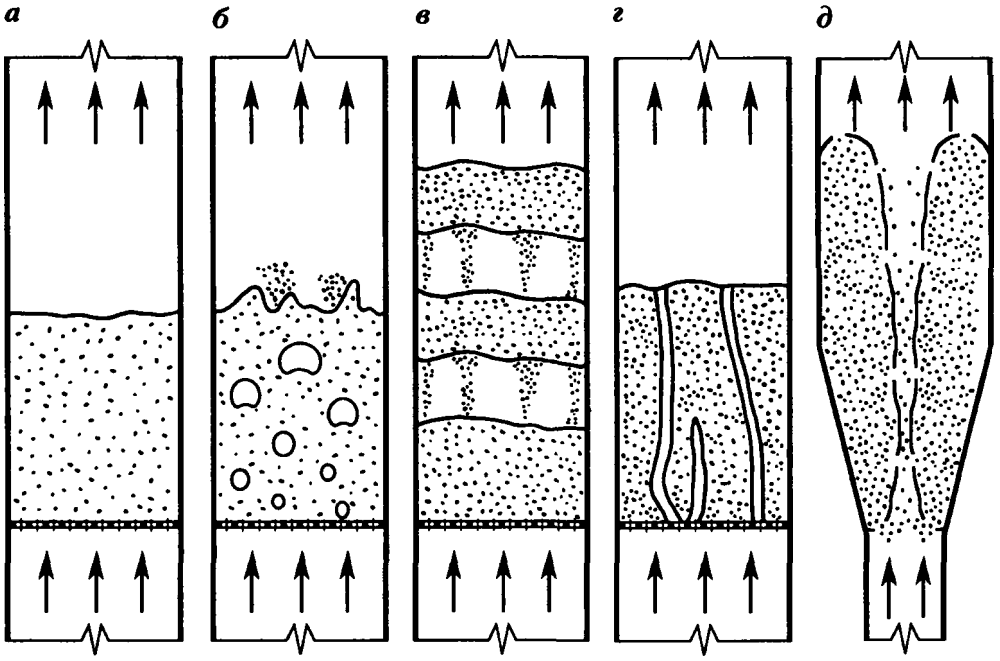


Рис. XVIII-3. Разновидности псевдоожиженных систем:
а — однородный взвешенный слой; *б* — слой с барботажем пузырей; *в* — слой с поршнеобразованием; *г* — слой с каналообразованием; *д* — фонтанирующий слой

псевдоожиженных систем: однородный взвешенный слой (XVIII-3, *а*), с барботажем пузырей (XVIII-3, *б*), с поршнеобразованием (XVIII-3, *в*), с каналообразованием (XVIII-3, *г*), фонтанирующий слой (XVIII-3, *д*). Причины, обусловливающие неоднородность слоя, изучены еще недостаточно, а факторы, влияющие на его возникновение, многочисленны. Неоднородность псевдоожиженного слоя приводит к вибрации и повышенному износу стенок аппарата. При этом значительно ухудшается контакт ожижающего агента с частицами, снижается эффективность массо- и теплопередачи, увеличивается унос частиц из слоя.

На характер псевдоожижения и структуру слоя оказывают влияние технологические (физические свойства ожижающей среды, плотность твердых частиц, скорость ожижающего агента, пульсации потока) и конструктивные (высота и диаметр слоя, форма аппарата и т.п.) параметры. Отмечено, например, что для данного газа повышение давления, обусловленное увеличением его плотности, приводит к улучшению однородности слоя и уменьшению уноса частиц из слоя.

При выборе гидродинамического режима работы аппарата необходимо учитывать вынос частиц из слоя. В большинстве случаев желательно, чтобы вынос частиц был минимальным, так как это облегчает работу пылеулавливающих устройств (например, циклонов, электрофильтров), сокращает потери и т.д. Однако в некоторых случаях, например в реакторах установок непрерывного коксования на порошкообразном коксе, стремятся к обратному, т.е. к тому, чтобы вынос частиц из слоя был сравнительно

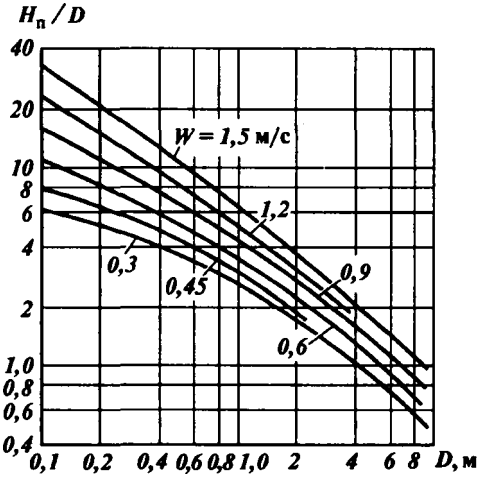


Рис. XVIII-4. График для определения сепарационного пространства $H_п$

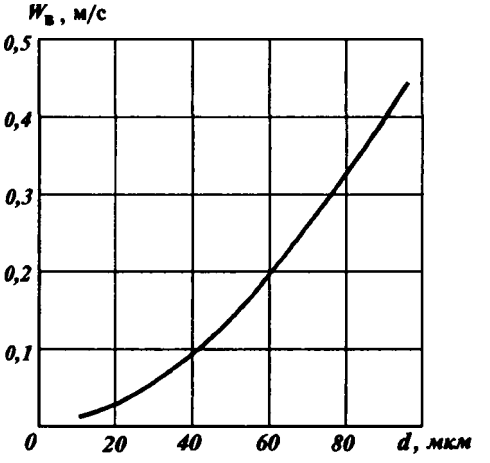


Рис. XVIII-5. График для определения скорости витания частиц естественного алюмосиликатного катализатора в потоке воздуха

высоким, поскольку таким путем удается предохранить входные отверстия циклонов, установленных в реакторе, от закоксовывания.

Согласно исследованиям Зенца и Уайля, над слоем в пределах определенной высоты сепарационного пространства $H_п$ вследствие разрушения газовых пузырей при выходе их из слоя эпюра скоростей потока является переменной и пульсирующей, поэтому в пределах этой высоты значительно влияние скорости потока на унос частиц из слоя. На высоте $H > H_п$ скорость газового потока по сечению выравнивается, что ведет к снижению уноса частиц потоком газа.

Для количественного определения величины уноса частиц газом используется формула

$$\frac{G_т}{G_г} 10^2 = A \frac{W^4 C^{0,5} H_0^{0,35}}{d^{3,5} H^n \varphi} m_\omega^4, \qquad \text{(XVIII.22)}$$

где $\left(G_т / G_г\right)10^2$ — относительное количество частиц, унесенных потоком газа, % (масс.) на газ; W — скорость газа в свободном сечении аппарата, м/с; C — концентрация в слое мелких частиц, скорость витания которых равна или меньше W, %; H_0 — высота слоя, мм; d — среднемассовый диаметр мелких частиц в слое, мм (значение d определяется по формуле $d = \sum d_i x_i$); H — высота сепарационного пространства (расстояние от уровня слоя до сечения ввода газа в циклоны), мм; φ — доля площади отверстий распределительной решетки, обычно эта величина составляет 0,01÷0,05; m_ω — поправочный коэффициент, учитывающий физические свойства системы газ — твердое тело.

Численные значения величин A и n зависят от высоты сепарационного пространства.

Высоту $H_п$ можно определить по графику (рис. XVIII-4) в зависимости от скорости потока W и диаметра аппарата D.

При высоте сепарационного пространства $H \le H_п$ $A = 10^{11}$ и $n = 1$, при $H > H_п$ $A = 3{,}35 \cdot 10^7$, $n = 0{,}273$.

Уравнение (XVIII.22) получено на основании экспериментальных данных с использованием системы воздух — естественный алюмосиликатный катализатор; для перехода к другим системам используется коэффициент $m_ω$, который определяется из приближенного уравнения

$$m_ω \approx W'_в / W_в,$$

где $W'_в$ — скорость витания частиц естественного алюмосиликатного катализатора плотностью 2080 кг/м^3 в потоке воздуха при температуре 20 °С и давлении 0,101 МПа (рис. XVIII-5); $W_в$ — скорость витания частиц того же диаметра данного материала в потоке газа при рабочих условиях.

РЕЖИМ ПНЕВМОТРАНСПОРТА

Если скорость движения потока превышает скорость витания частиц, то последние начинают двигаться в направлении движения потока и система достигает режима пневмотранспорта. Скорость движения твердых частиц $W_т$ при пневмотранспорте меньше скорости движения транспортирующего потока $W'_п$, который как бы скользит относительно движущейся частицы с относительной скоростью $W'_с = W'_п - W_т$. Для данного гидродинамического режима восходящий поток пневмоподъемника характеризуется определенным значением порозности ε, т.е. объемная концентрация транспортируемых частиц в этом потоке составляет $1 - ε$. Относя скорость транспортирующего потока $W'_п$ и скорость скольжения $W'_п$ к полному сечению пневмоподъемника, можно записать:

$$\frac{W_с}{ε} = \frac{W_п}{ε} - W_т . \qquad \text{(XVIII.23)}$$

Как показано работами Тодеса, Горошко и Розенбаума, для режима вертикального пневмотранспорта в общем случае может быть использована зависимость (XVIII.19), полученная для "кипящего" слоя, если критерий Рейнольдса определяют по относительной скорости $W_с$, т.е.

$$\mathrm{Re}_с = \frac{\mathrm{Ar}ε^{4,75}}{18 + 0{,}61\sqrt{\mathrm{Ar}ε^{4,75}}}, \qquad \text{(XVIII.24)}$$

где

$$\mathrm{Re}_с = W_с d ρ / μ .$$

Важнейшим показателем режима пневмотранспорта является *коэффициент взвеси* m, равный отношению массы транспортируемых твердых частиц $G_т$ к массе транспортирующего агента G, т.е. равный числу килограммов частиц, поднимаемых 1 кг транспортирующего агента. Пневмотранспорт может работать при значениях коэффициента взвеси m, лежащих в сравнительно широких пределах. С увеличением коэффициента m сокращается расход транспортирующего агента, уменьшается скорость движения потока и частиц, но при этом увеличивается потеря напора вследствие роста концентрации частиц в потоке $(1-\varepsilon)$. Поэтому для каждого конкретного случая выбор значения m предопределяется многими параметрами: затратами энергии, диаметром пневмоствола, степенью механического износа частиц при транспорте и т.п. При расчете пневмотранспорта используют также величину *подачи* $\alpha = V_т/V$, равную отношению объемов частиц $V_т$ и транспортирующего агента V. Очевидно, что

$$m = \frac{G_т}{G} = \frac{V_т \rho_т}{V\rho} = \alpha \frac{\rho_т}{\rho},$$

где $\rho_т$ и ρ — соответственно плотность твердых частиц и транспортирующего агента.

По отношению ко всему сечению пневмоствола F транспортируемые частицы занимают долю $(1-\varepsilon)$, поэтому при скорости движения частиц $W_т$

$$V_т = W_т (1-\varepsilon) F.$$

Объем же транспортирующего агента $V = W_п F$, откуда

$$\alpha = \frac{V_т}{V} = \frac{W_т (1-\varepsilon)}{W_п}. \qquad \text{(XVIII.25)}$$

Совместное решение уравнений (XVIII.23) и (XVIII.25) дает

$$W_п = W_с \frac{1-\varepsilon}{1-\varepsilon(1+\alpha)}. \qquad \text{(XVIII.26)}$$

Умножив левую и правую части уравнения (XVIII.26) на $d\rho/\mu$, получим

$$\mathrm{Re}_п = \mathrm{Re}_с \frac{1-\varepsilon}{1-\varepsilon(1+\alpha)},$$

где $\mathrm{Re}_п$ и $\mathrm{Re}_с$ — критерий Рейнольдса, отнесенный соответственно к скорости потока $W_п$ и скорости скольжения $W_с$. С учетом уравнения (XVIII.24)

$$\mathrm{Re}_п = \frac{1-\varepsilon}{1-\varepsilon(1+\alpha)} \frac{Ar\varepsilon^{4,75}}{18 + 0,61\sqrt{Ar\varepsilon^{4,75}}}. \qquad \text{(XVIII.27)}$$

Данное уравнение связывает параметры частиц (Ar), потока ($\mathrm{Re}_п$), удельного расхода транспортирующего агента (α или m), структуру слоя ε

и является основным уравнением для гидродинамического расчета пневмотранспорта.

Если заданы α (m), скорость потока $W_п$ ($Re_п$) и Ar (d, $\rho_т$), то методом последовательного приближения или при помощи специально построенных номограмм из уравнения (XVIII.27) может быть определена порозность транспортирующего потока ε, а следовательно, и концентрация частиц в пневмостволе:

$$\rho_п = (1 - \varepsilon)\rho_т + \varepsilon\rho,$$

а при $\rho_п >> \rho$

$$\rho_п \approx (1 - \varepsilon)\rho_т.$$

Расчет пневмотранспорта возможен и в другой последовательности, когда известны Ar, α (m), задаются $\rho_п$, а следовательно, и ε, и из уравнения (XVIII.27) определяется $Re_п$ и скорость транспортирующего агента

$$W_п = \frac{Re_п \mu}{d\rho}.$$

По найденной скорости определяют необходимый диаметр пневмоствола. Скорость движения частиц определяется из уравнения (XVIII.25):

$$W_т = \frac{W_п \alpha}{1 - \varepsilon}.$$

Из уравнений (XVIII.24) и (XVIII.21) следует, что при малой концентрации частиц, когда $\varepsilon \to 1$, скорость скольжения $W_с$ стремится к скорости витания частиц $W_в$, а скорость транспортирующего потока $W_п = W_в + W_т$ [уравнение (XVIII.23)], поэтому при пневмотранспорте в сильно разбавленной фазе с достаточным приближением принимают

$$W_п = W_в + W_т.$$

При повышении объемной концентрации транспортируемых частиц скорость скольжения $W_с$ уменьшается. В пределе минимальное значение $W_с$ соответствует возможной максимальной концентрации транспортируемых частиц, т.е. плотному слою с порозностью ε_0. Если $\varepsilon \to \varepsilon_0$, то по уравнению (XVIII.24) $W_с$ стремится к значению критической скорости начала псевдоожижения $W_к$ [см. (XVIII.17)].

Общая потеря напора Δp при пневмотранспорте потока частиц на высоту H состоит из следующих величин.

Статический напор, равный весу столба твердых частиц и транспортирующего агента,

$$\Delta p_{ст} = Hg[1 - \varepsilon)\rho_т + \varepsilon\rho].$$

При использовании в качестве транспортирующего агента газов или паров сравнительно невысокого давления значение ρ обычно несоизмери-

мо мало по сравнению с $\rho_т$, поэтому без заметной погрешности принимают

$$\Delta p_{ст} = Hg(1-\varepsilon)\rho_т.$$

Потери напора на трение транспортирующего агента о стенки пневмоствола определяются из выражения

$$\Delta p_1 = \lambda_1 \frac{H_1}{D} \frac{W_п^2}{2} \rho,$$

где λ_1 — коэффициент гидравлического сопротивления; D — внутренний диаметр пневмоствола; H_1 — приведенная длина пневмоствола с учетом местных сопротивлений.

Потеря напора на трение транспортируемых частиц о стенки пневмоствола равна

$$\Delta p_2 = \lambda_2 \frac{H_1}{D} \frac{W_т^2}{2} \rho_т(1-\varepsilon), \qquad \text{(XVIII.28)}$$

где λ_2 — коэффициент трения транспортируемых частиц о стенки пневмоствола ($\lambda_2 \approx 0,05$).

Потерю напора на разгон транспортируемого материала находят из выражения

$$\Delta p_3 = \frac{4G_т W_т}{\pi D^2 g},$$

где $G_т$ — количество транспортируемого материала, кг/с.

Таким образом,

$$\Delta p = \Delta p_{ст} + \Delta p_1 + \Delta p_2 + \Delta p_3.$$

Во многих случаях основную часть сопротивления составляет $\Delta p_{ст}$.

ГИДРОДИНАМИКА СТОЯКОВ, ЗАТВОРОВ, РАСПРЕДЕЛИТЕЛЬНЫХ РЕШЕТОК

При нисходящем движении мелкозернистого материала по трубопроводу (стояку) для обеспечения большей текучести и создания газового (парового) затвора, предотвращающего попадание среды из одного аппарата в другой, обычно предусматривается подача в трубопровод аэрирующего агента, например водяного пара, инертного газа и др. (рис. XVIII-6).

Правильный выбор гидродинамического режима стояка имеет большое значение для обеспечения нормальной работы технологической установки с циркулирующим в системе зернистым материалом; от выбранного режима зависят также расход аэрирующего агента и поперечные размеры стояка.

Введем следующие обозначения: $G_т$ — масса движущегося по стояку

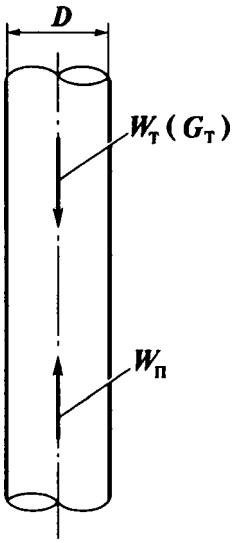


Рис. XVIII-6. Схема к расчету расхода аэрирующего агента в стояках

зернистого материала; ε и ρ — соответственно порозность и плотность слоя в стояке; $W_п$ — линейная скорость газового (парового) потока, поднимающегося вверх по стояку, отнесенная к полному сечению стояка; $W_т$ — скорость движения твердой частицы.

Учитывая противоточное движение газа и частиц, скорость скольжения восходящего потока, обеспечивающего заданную порозность слоя ε, определяется уравнением (XVIII.23), но со знаком плюс:

$$\frac{W_с}{\varepsilon} = \frac{W_п}{\varepsilon} + W_т,$$

откуда

$$W_п = W_с - \varepsilon W_т. \qquad \text{(XVIII.29)}$$

Как было показано выше, для обеспечения порозности слоя в стояке ε, что соответствует также определенному значению плотности потока $\rho_н$ [уравнение (XVIII.2)], скорость скольжения должна определяться уравнением

$$Re_с = \frac{Ar\varepsilon^{4,75}}{18 + 0,61\sqrt{Ar\varepsilon^{4,75}}}.$$

Из уравнения (XVIII.29) следует, что при неизменных прочих условиях скорость восходящего потока газа $W_п$ зависит от скорости движения частиц $W_т$, т.е. при данном расходе частиц $G_т$ — от диаметра стояка D. Возможен частный случай, когда $W_п = 0$, тогда $W_с = \varepsilon W_т$.

Приняв $W_с = \varepsilon W_т$, после подстановки в уравнение (XVIII.24) получим уравнение, из которого можно определить максимальную скорость движения частиц $W_т$ в стояке:

$$\frac{\varepsilon W_т d\rho}{\mu} = \frac{Ar\varepsilon^{4,75}}{18 + 0,61\sqrt{Ar\varepsilon^{4,75}}}.$$

Диаметр стояка следует выбирать таким, чтобы скорость движения частиц была несколько меньше этого максимального значения. Так, для установок каталитического крекинга с псевдоожиженным слоем катализатора скорость последнего в стояке рекомендуется выбирать в пределах от 0,6 до 1,0 м/с; при более низких скоростях значительно увеличивается диаметр стояка и наблюдается движение аэрирующего агента снизу вверх. При выбранной скорости $W_т$ значения $W_с$ и $W_п$ определяются из уравнений (XVIII.24) и (XVIII.29).

Аэрирующий агент в количестве V расходуется также на заполнение свободного объема слоя между частицами. Объемный расход V аэрирующего агента определяется из соотношения объемов между частицами и самих частиц, т.е.

$$\frac{V\rho_т}{G_т} = \frac{\varepsilon}{1-\varepsilon}.$$

Подставив значение ε из уравнения (XVIII.1) и выполнив преобразования, получим

$$V = \frac{G_т\left(\rho_т - \rho_н\right)}{\rho_т\left(\rho_н - \rho\right)}.$$

В большинстве случаев плотность аэрирующего агента ρ в стояке значительно меньше $\rho_н$ и $\rho_т$, поэтому без большой погрешности можно записать:

$$V = \frac{G_т\left(\rho_т - \rho_н\right)}{\rho_т\rho_н}.$$

Общий объемный расход аэрирующего агента составит

$$V_0 = V + W_п F,$$

где F — площадь сечения стояка.

При нисходящем движении зернистого материала со сравнительно крупными гранулами нет необходимости в аэризации стояков, так как такой материал удовлетворительно перемещается и в плотном слое. Водяной пар или инертный газ в такие стояки вводится для обеспечения затвора.

На рис. XVIII-7 приведена схема, соответствующая случаю, когда гранулированный материал перемещается из аппарата с более низким давлением p_1 в аппарат с более высоким давлением p_2. Высота стояка $H_с$ в этом случае должна быть такой, чтобы вес столба материала в стояке превышал разность давлений в аппаратах $p_2 - p_1$ и сопротивление трения при движении материала в стояке $\Delta p_{тр}$, т.е.

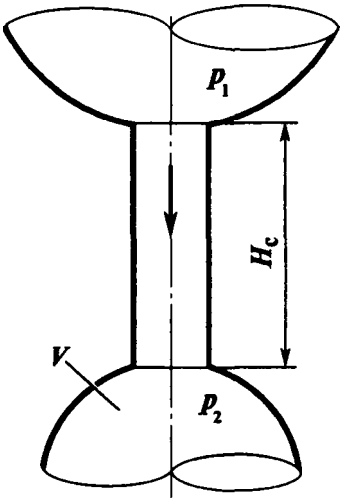
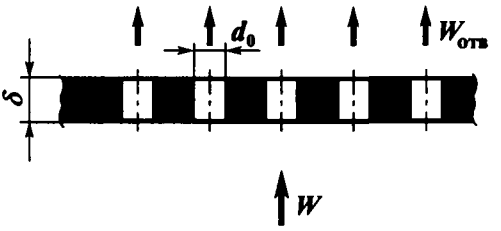


Рис. XVIII-7. Схема к расчету высоты стояков

Рис. XVIII-8. Схема газораспределительной решетки провального типа с круглыми отверстиями



$$H_c = k\frac{p_2 - p_1 + \Delta p_{тр}}{\rho_н g},$$

где k — коэффициент запаса (k =1,2÷1,3); $\rho_н$ — плотность потока.

Сопротивление $\Delta p_{тр}$ определяется по уравнению (XVIII.28). Сопротивление, обусловленное трением газа (паров) о стенки стояка, мало, и им можно пренебречь.

Для создания затвора газ (пар) должен быть подан в стояк в таком количестве, чтобы его поток навстречу движущемуся гранулированному материалу обеспечил потерю напора по высоте стояка H, равную $p_2 - p_1$. Для определения расхода пара из уравнения (XVIII.15) рассчитывается относительная скорость W, а затем из уравнения (XVIII.16) — скорость восходящего потока газа $W_п$; расход газа при этом будет равен

$$V = F W_п.$$

В аппаратах с кипящим слоем зернистого материала равномерность распределения ожижающего агента по его сечению и эффективность контакта фаз в значительной степени зависят от конструкции газораспределительного устройства и гидродинамических условий его работы. Особенно это важно для псевдоожиженного слоя относительно небольшой высоты. Обычно применяют газораспределительные устройства двух типов: провальные и беспровальные.

Провальные газораспределительные решетки представляют собой перфорированные полотна с отверстиями круглой (рис. XVIII-8) или прямоугольной формы, через которые при недостаточно высокой скорости газа зернистый материал может ссыпаться в пространство под решеткой.

При малых скоростях газа в отверстиях $W_{отв}$ в прилегающем к решетке объеме кипящего слоя образуются пузыри. С увеличением скорости газа на выходе из отверстий образуются факелы, которые распространя-

ются на большую или меньшую высоту слоя. Длина факела должна быть меньше высоты кипящего слоя.

Для плоских решеток провального типа важно определить скорость в отверстиях $W_{оп}$, при которой прекратится провал материала через отверстия. Прекращение провала является одновременно признаком равномерного распределения газа по сечению решетки. Величину $W_{оп}$ определяют из выражения

$$Re_{оп} = \frac{Ar}{0,61\sqrt{Ar} - 6},$$

где $Re_{оп} = W_{оп} d_{max} \rho / \mu$ — критерий Рейнольдса, соответствующий скорости $W_{оп}$ — начала беспровальной работы решетки; $Ar = g d_{max}^3 (\rho_т - \rho)\rho / \mu^2$ — критерий Архимеда.

При определении $Re_{оп}$ и Ar используется d_{max}, характеризующий максимальный диаметр твердых частиц.

Для обеспечения беспровальной работы решетки скорость газа в ее отверстиях можно определять также из уравнения

$$W_{оп} = 100\sqrt{\frac{d_{max}(\rho_н - \rho)g}{\rho}},$$

где ρ и $\rho_н$ — соответственно плотность газа и насыпная плотность слоя.

Гидравлическое сопротивление решетки при прохождении через нее газа можно вычислить по уравнению

$$\Delta p_р = 0,5 \frac{1 - \varphi^2}{C^2} W_{отв}^2 \rho, \qquad \text{(XVIII.30)}$$

где $W_{отв}$ — скорость газа в отверстиях решетки, м/с; φ — доля площади решетки, приходящаяся на отверстия; ρ — плотность газа, кг/м^3; C — коэффициент сопротивления, зависящий от отношения диаметра отверстий решетки d_0 к ее толщине δ и определяемый по графику (рис. XVIII-9).

Чем больше сопротивление решетки, тем равномернее газ распределяется по отверстиям. Обычно сопротивление решетки равно сопротивлению псевдоожиженного слоя или несколько меньше его.

Сопротивление решеток можно рассчитывать также по известному уравнению гидравлики

$$\Delta p_р = \xi \frac{W_{отв}^2 \rho}{2},$$

где ξ — коэффициент гидравлического сопротивления решетки по газовой фазе, определяется в зависимости от ее геометрических параметров по одной из формул:

для тонких решеток при $\frac{\delta}{d_0} \le 0,4$

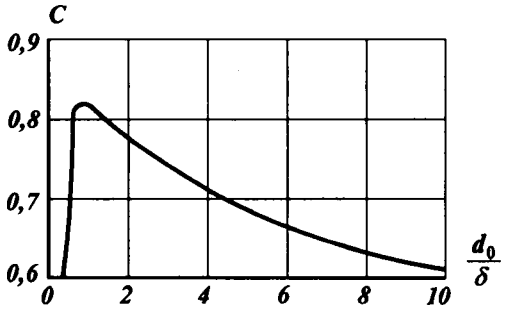


Рис. XVIII-9. График для определения коэффициента сопротивления в уравнении (XVIII.30)

$$\xi = \left(\frac{1}{\beta} - \varphi\right)^2;$$

для решеток с $0,4 < \frac{\delta}{d_0} < 4,0$

$$\xi = \left(\frac{1}{\beta} - \frac{1}{\chi}\right)^2 + \left(\frac{1}{\chi} - \varphi\right)^2;$$

для решеток с $\frac{\delta}{d_0} = 4,0$

$$\xi = \left(\frac{1}{\beta} - 1\right)^2 + \left(1 - \varphi\right)^2;$$

для толстых решеток при $\frac{\delta}{d_0} > 4,0$

$$\xi = \left(\frac{1}{\beta} - 1\right)^2 + \lambda\frac{\delta - 4d_0}{d_0} + \left(1 - \varphi\right)^2,$$

где β — коэффициент сужения потока в узком сечении струи,

$$\beta = \frac{1}{1 + \left(1 - \varphi\right)\sqrt{\frac{0,5 + \varphi}{1 + \varphi}}};$$

χ — коэффициент выхода струи из отверстия,

$$\chi = \beta + \left(1 - \beta\right)\mathrm{th}\left(\frac{\delta}{d_0} - 0,4\right);$$

λ — коэффициент трения для гладких труб.

Приведенные выше формулы для расчета гидравлического сопротивления решетки действительны при движении незапыленного потока газа. Однако в некоторых реакторных аппаратах через отверстия решетки проходит поток газа вместе с твердыми частицами, что увеличивает гидравлическое сопротивление.

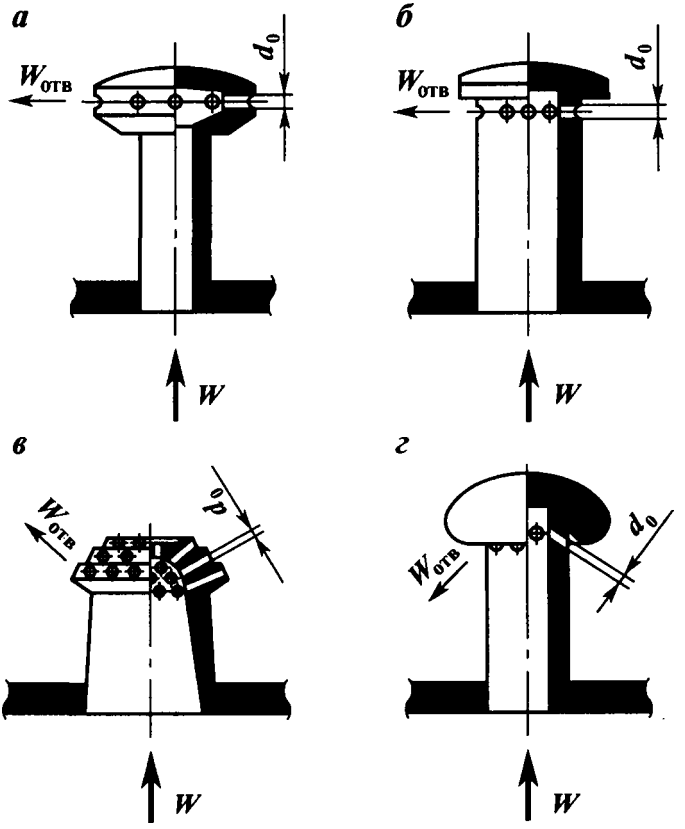


Рис. XVIII-10. Некоторые типы колпачков непровальных газораспределительных решеток:
а, б — с горизонтальным расположением отверстий; *в* — с наклонным расположением отверстий снизу вверх; *г* — то же сверху вниз

Для расчета гидравлического сопротивления решетки при прохождении через нее потока газовзвеси рекомендуется следующая зависимость:

$$\Delta p_{\text{р}} = \left(\xi + Km\right)\frac{W_{\text{отв}}^2\rho}{2},$$

где ξ — коэффициент гидравлического сопротивления решетки по газовой фазе, определяемый по одной из приведенных выше формул; m — коэффициент взвеси, определяемый как отношение массовых расходов твердой и газовой фаз; K — коэффициент, зависящий от характеристик твердых частиц и распределительной решетки, определяется по уравнению

$$K = 0,552d_{\text{э}}^{-0,5}\left(\frac{\delta}{d_0}\right)^{0,4}\left(\frac{\rho}{\rho_{\text{т}}}\right)^{0,2},$$

где $d_{\text{э}}$ — эквивалентный диаметр частиц, мм.

Непровальные распределительные решетки обычно состоят из трубной решетки (плиты), в которой закреплены колпачки той или иной конструкции. В качестве примера на рис. XVIII-10 показаны варианты конструкций колпачков. Площадь поперечного сечения выходных отверстий колпачка меньше, чем площадь входных сечений патрубков, что позволяет создать достаточно большую скорость газа при выходе в слой. Чтобы уменьшить возможность образования пузырей, рекомендуется избегать столкновения газовых струй, выходящих из отверстий смежных колпачков.

Сопротивление колпачковой решетки можно определить по уравнению

$$\Delta p_{\text{р}} = 3,1\left(1-\varphi^2\right)W_{\text{отв}}^2\rho.$$

ЧАСТЬ ТРЕТЬЯ МЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ

ГЛАВА XIX ИЗМЕЛЬЧЕНИЕ ТВЕРДЫХ МАТЕРИАЛОВ

Измельчение — процесс механического разрушения твердого материала с целью получения фракций с меньшим размером частиц (кусков). Измельчение в нефтегазоперерабатывающей промышленности применяют при дроблении кокса, производстве молотой серы, катализаторов и отбеливающих глин для адсорбционной очистки масел и др.

ФИЗИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ИЗМЕЛЬЧЕНИЯ ТВЕРДЫХ МАТЕРИАЛОВ

Основной характеристикой процесса измельчения является *степень измельчения*, под которой понимают отношение диаметров кусков исходного материала D и образовавшихся после его измельчения d:

$$i = \frac{D}{d}.$$

Степень измельчения материала i за одну обработку обычно составляет для крупных и средних частиц 2÷10, для мелких 10÷50 и более.

На практике для характеристики процесса измельчения используют также объемную степень измельчения i_0:

$$i_0 = D^3/d^3.$$

Более полной характеристикой материала является его удельная поверхность, т.е. поверхность кусков, приходящаяся на единицу их массы или объема.

Часто для характеристики материала используют его фракционный состав, выраженный в долях или процентах частиц близких размеров (узких фракций).

Измельчение твердого материала может производиться в открытом или закрытом (замкнутом) цикле, а также в один или несколько приемов (ступеней).

При измельчении в открытом цикле обрабатываемый материал проходит через дробилку один раз. Обычно мелочь, содержащуюся в исходном материале, предварительно отделяют и добавляют в конечный продукт (рис. XIX-1, *а*). Высокая степень измельчения материала в один прием часто нежелательна, так как наряду с крупными кусками материала одновременно

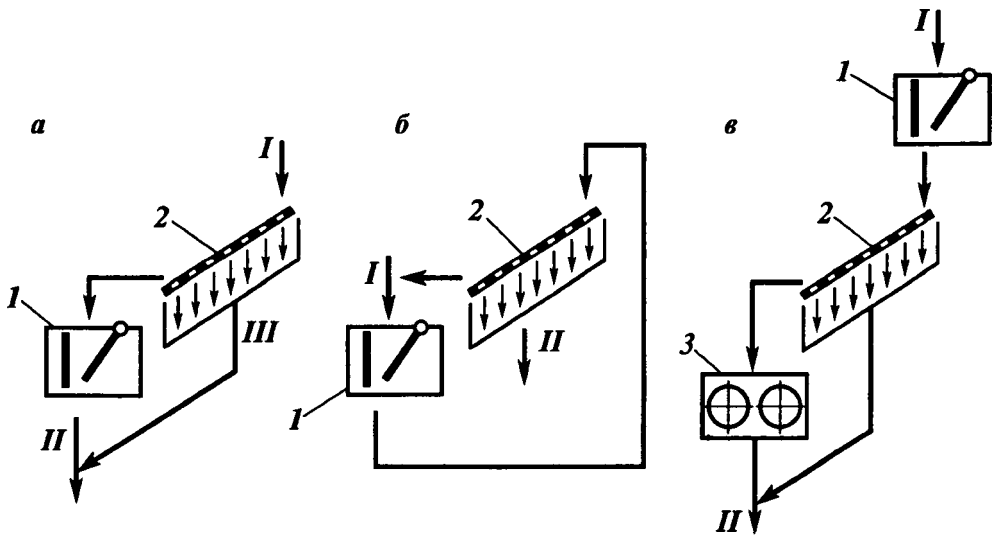


Рис. XIX-1. Схемы циклов измельчения:
а — открытый; *б* — замкнутый; *в* — в два приема; *1* — щековая дробилка; *2* — грохот; *3* — валковая мельница. Потоки: *I* — исходный материал; *II* — конечный продукт; *III* — мелкий продукт предварительной классификации

измельчаются и те частицы, которые уже достигли необходимой степени измельчения, вследствие чего выход целевой фракции уменьшается; кроме того, в этом случае бесполезно затрачивается энергия на измельчение частиц целевой фракции. Степень измельчения *i* твердого материала за одну обработку обычно составляет:

для частиц крупных и большой твердости	2÷6;
для средних частиц	5÷10;
для мелких частиц	10÷50;
для самых мелких частиц	50 и выше.

При закрытом цикле после измельчения продукт классифицируют и крупный материал возвращают на повторное измельчение (рис. XIX-1, *б*).

Обработка материала в один прием (в одной машине) не позволяет достигнуть значительной степени измельчения, поэтому операцию обычно проводят в несколько ступеней.

При измельчении в два или несколько приемов продукт после измельчения классифицируют и отделенный крупный материал направляют в машину более тонкого измельчения (рис. XIX-1, *в*).

Для разрушения твердого материала при его измельчении используют следующие основные способы: раздавливание, удар, истирание, раскалывание, разламывание (рис. XIX-2).

Для измельчения твердых материалов применяют преимущественно удар и раздавливание, для вязких — истирание, для хрупких — раскалывание.

В зависимости от размеров кусков исходного материала различают два вида измельчения: *дробление* и *помол*. Дробление осуществляют сухим способом, а помол часто проводят мокрым способом (с использованием воды), что предотвращает загрязнение окружающей среды пылью и облегчает

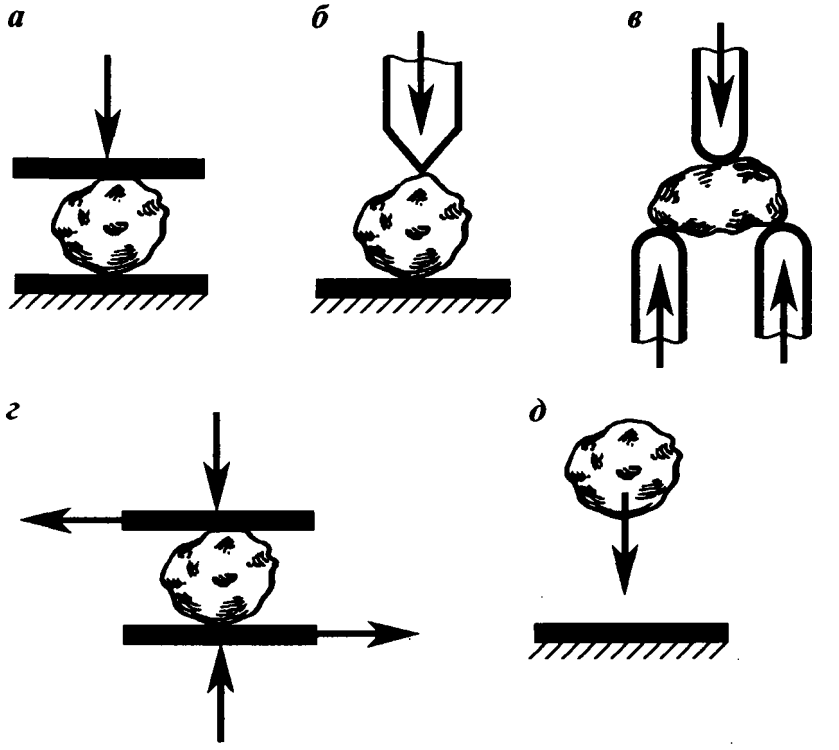


Рис. XIX-2. Способы разрушения материала при измельчении:
а — раздавливание; *б* — раскалывание; *в* — разламывание; *г* — истирание; *д* — удар

транспортирование измельченного материала. Размеры кусков, соответствующие этим видам измельчения, приведены в табл. XIX.1.

При измельчении материалов расходуется значительное количество энергии, поэтому одной из важнейших характеристик машины является количество энергии, затрачиваемой для обеспечения заданной степени измельчения. Наибольшее распространение по оценке расхода энергии на измельчение материала имеют две теории процесса измельчения: *поверхностная* и *объемная*.

Таблица XIX.1

Вид измельчения	Размер кусков, мм	
	до измельчения	после измельчения
Дробление:		
крупное	1000	250
среднее	250	20
мелкое	20	1÷5
Помол:		
грубый	1÷5	0,04÷0,1
средний	0,04÷0,1	0,005÷0,015
тонкий	0,005÷0,015	0,001÷0,005
коллоидный	< 0,1	< 0,001

Поверхностная теория исходит из предположения, что работа, затрачиваемая на измельчение, пропорциональна поверхности образующихся при измельчении частиц.

Для упрощения ее понимания примем, что материал, как подлежащий измельчению, так и образующийся в результате этого процесса, состоит из кубиков. Тогда кубик с начальной стороной D при степени измельчения $i = 2$ и поверхностью $6D^2$ должен быть расчленен тремя плоскостями, в результате чего образуется 8 новых кубиков со стороной $d = D/2$ и поверхностью $12D^2$. Вновь образовавшаяся поверхность при этом будет равна $6D^2$. При степени измельчения $i = 3$ исходный кубик должен быть расчленен шестью плоскостями до получения 27 новых кубиков со стороной $d = D/3$ и поверхностью $18D^2$, а вновь образовавшаяся поверхность будет равна $12D^2$. Аналогичными рассуждениями можно показать, что при степени измельчения i число плоскостей расчленения составит $3(i - 1)$, число вновь образовавшихся кубиков равно i^3, а суммарная, вновь образовавшаяся поверхность кубиков составит $6(i-1)D^2$.

Если на образование единицы новой поверхности при измельчении данного материала затрачивается работа $A_{уд}$, то работа, затрачиваемая на измельчение, будет равна

$$A = A_{уд} \cdot 6(i-1)D^2.$$

В действительности как исходный, так и дробленый материал представляют куски (частицы) неправильной формы, поэтому работа на измельчение будет больше теоретической:

$$A = KA_{уд} \cdot 6(i-1)D^2, \qquad \text{(XIX.1)}$$

где $K = 1{,}2 \div 1{,}7$ — коэффициент, зависящий от свойств материала и способа измельчения.

Величину $KA_{уд}$ находят из опыта; для этого проводят измельчение образца исходного материала с замером затраченной энергии и степени измельчения.

При сравнительно большой степени измельчения можно принять, что $i - 1 \approx i$ и, следовательно, в соответствии с уравнением (XIX.1) работа, затрачиваемая на измельчение, пропорциональна степени измельчения.

Объемная теория предполагает, что расход энергии на измельчение пропорционален объему (или массе) куска материала, так как при измельчении материала работа тратится на его деформации, предшествующие разрушению.

В соответствии с законом Гука работа измельчения определяется из выражения

$$A = \frac{\sigma^2 \Delta V}{2E},$$

где σ — разрушающее напряжение материала при деформации (раздавливании); E — модуль упругости материала; ΔV — разность объемов кусков материала до и после измельчения.

Обе рассмотренные теории не согласуются полностью с практикой.

Первая теория в большей степени подтверждается при мелком дроблении, вторая — при среднем и крупном дроблении.

По ожидаемой степени измельчения материала размольные машины подразделяются на три основные группы:

для крупного дробления (предварительное измельчение);

для среднего и мелкого дробления;

для тонкого измельчения.

МАШИНЫ КРУПНОГО ДРОБЛЕНИЯ

Щековая дробилка. Наиболее распространенной машиной этого типа является щековая дробилка. Основные ее части — две щеки (неподвижная и подвижная), между которыми происходит раздавливание твердого материала. Перемещение подвижной щеки осуществляется периодически, причем имеются различные варианты (рис. XIX-3).

При сближении щек происходит раздавливание материала, при обратном ходе подвижной щеки раздавленный материал через шпальт падает вниз, а на его место сверху через зев поступает новая порция.

При варианте с наибольшим размахом зева (рис. XIX-3, *б*) обеспечивается более равномерное дробление.

Щековая дробилка с равномерно перемещающейся щекой (рис. XIX-3, *в*) конструктивно более сложна, но в меньшей степени подвержена забиванию. Щеки могут быть гладкими (для мелкого дробления) или ребристыми (для крупного дробления).

Щековую дробилку характеризуют две величины: размер зева (верхнее широкое расстояние между щеками) и размер шпальта (нижнее минимальное расстояние между щеками). Этими размерами в известной степени определяется и угол захвата φ, образованный двумя щеками. Этот угол обычно составляет 15÷25°. При большем значении угла φ куски материала могут выскакивать из зева, так как силы трения материала о поверхность щек оказываются недостаточными; при малом значении угла φ степень измельчения будет незначительной. Число перемещений щеки выбирается с таким расчетом, чтобы за время, в течение которого щека отходит вправо, раздавленный материал успел высыпаться.

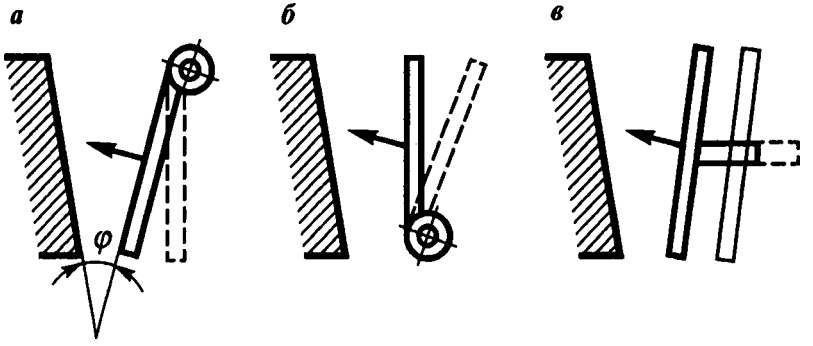


Рис. XIX-3. Схема движения щек в дробилках:
а — с наибольшим размахом в шпальте; *б* — с наибольшим размахом в зеве; *в* — с равномерным перемещением щеки

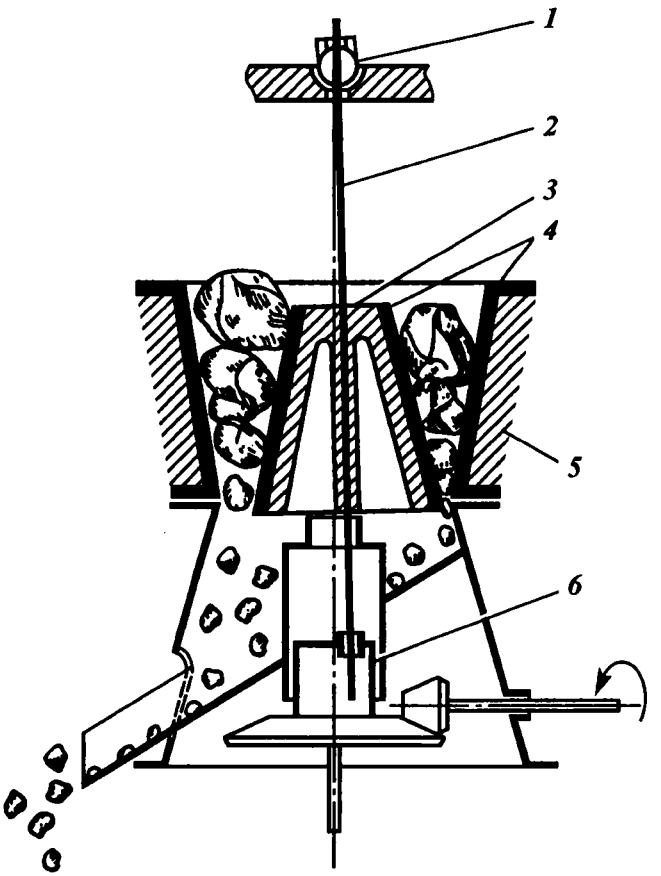


Рис. XIX-4. Конусная дробилка:
1 — опора; *2* — главный вал; *3* — дробящая головка; *4* — защитные плиты; *5* — кор-пус; *6* — стакан-эксцентрик

Конусные дробилки. Для крупного дробления применяются также конусные дробилки, в которых измельчение (раздавливание) осуществляется за счет сжатия материала, помещенного между двумя усеченными конусами (рис. XIX-4). Внутренний конус, вращаясь эксцентрично, приближается к стенке наружного конуса, зажимает материал и измельчает его. Раздробленный материал выталкивается в расширяющуюся часть конической кольцевой щели и ссыпается вниз.

Достоинство дробилок этого типа — меньший расход энергии и меньшее пылеобразование. Конусные дробилки выпускаются с верхней или нижней опорой вертикального вала.

МАШИНЫ СРЕДНЕГО И МЕЛКОГО ДРОБЛЕНИЯ

К наиболее распространенным машинам этого типа относятся валковые дробилки, молотковые мельницы и дезинтеграторы.

Валковые дробилки. Схема валковой дробилки показана на рис. XIX-5.

На массивной раме укреплена в подшипниках пара валков, вращаю-

щихся в разные стороны. Между валками образуется зазор $2e$ (рис. XIX-6), которым и определяется размер измельченного материала. Исходный материал поступает на валки сверху и под действием сил трения затягивается ими и раздавливается. Благодаря вращению валков раздавливание в известной степени сопровождается истиранием материала. Для предотвращения поломки валков при измельчении особо прочных материалов предусматривается возможность перемещения одного из валков в сторону. Подвижной валок крепится к станине при помощи пружины, которая выбирается с таким расчетом, чтобы при нормальной работе расстояние между валками было равно $2e$, так что при сжатии пружины валок перемещается в сторону только в аварийном случае. В ряде случаев наружная поверхность валков делается рифленой или зубчатой.

Валки затягивают не всякий материал, а только куски определенных размеров. Вертикальная составляющая выталкивает материал вверх, а сила трения тянет его вниз. Угол захвата в этих машинах должен быть меньше двойного угла трения, т.е. $\varphi < 34°$.

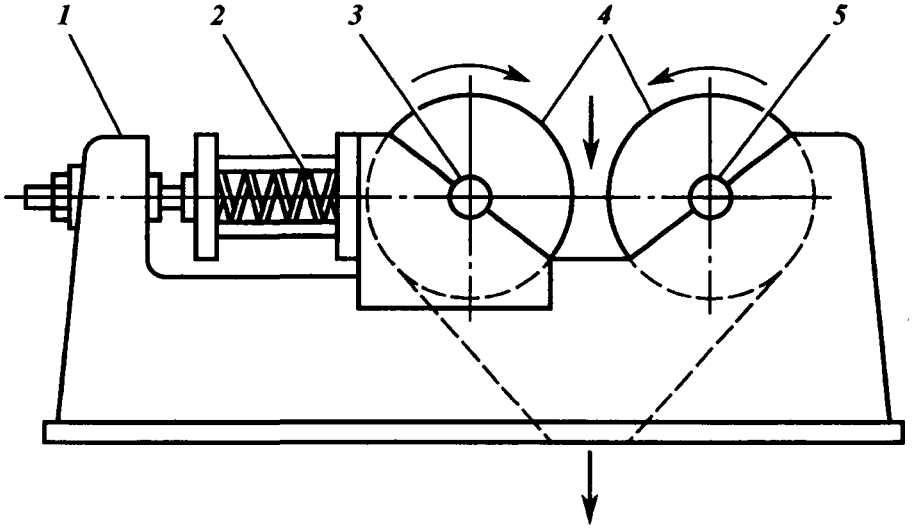


Рис. XIX-5. Схема валковой дробилки:
1 — рама; *2* — пружина; *3* — подвижная ось; *4* — валки; *5* — неподвижная ось

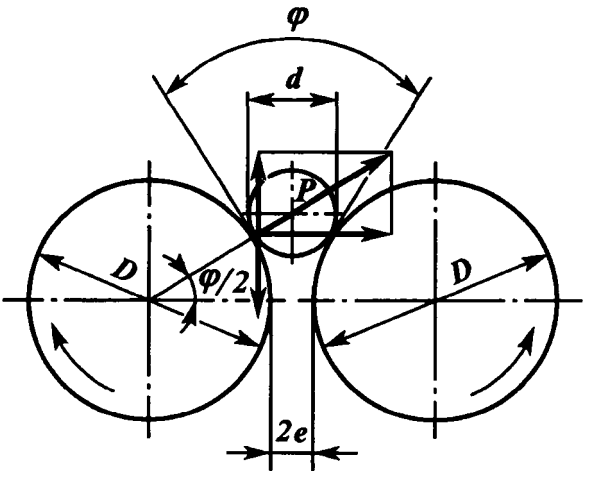


Рис. XIX-6. Схема к расчету валковой дробилки

Угол захвата валков образуется касательными, проведенными в точках касания куска материала и поверхности валков, поэтому угол захвата уменьшается с увеличением диаметра валков и расстояния между валками, а также с уменьшением кусков измельченного материала.

Наибольший диаметр кусков измельчаемого материала d определяется из следующих положений. Согласно схеме, приведенной на рис. XIX-6,

$$\frac{D+2e}{2}=\left(\frac{D+d}{2}\right)\cos\frac{\varphi}{2}.$$

После преобразований

$$d=\frac{D\left(1-\cos\frac{\varphi}{2}\right)+2e}{\cos\frac{\varphi}{2}},$$

где φ — угол захвата.

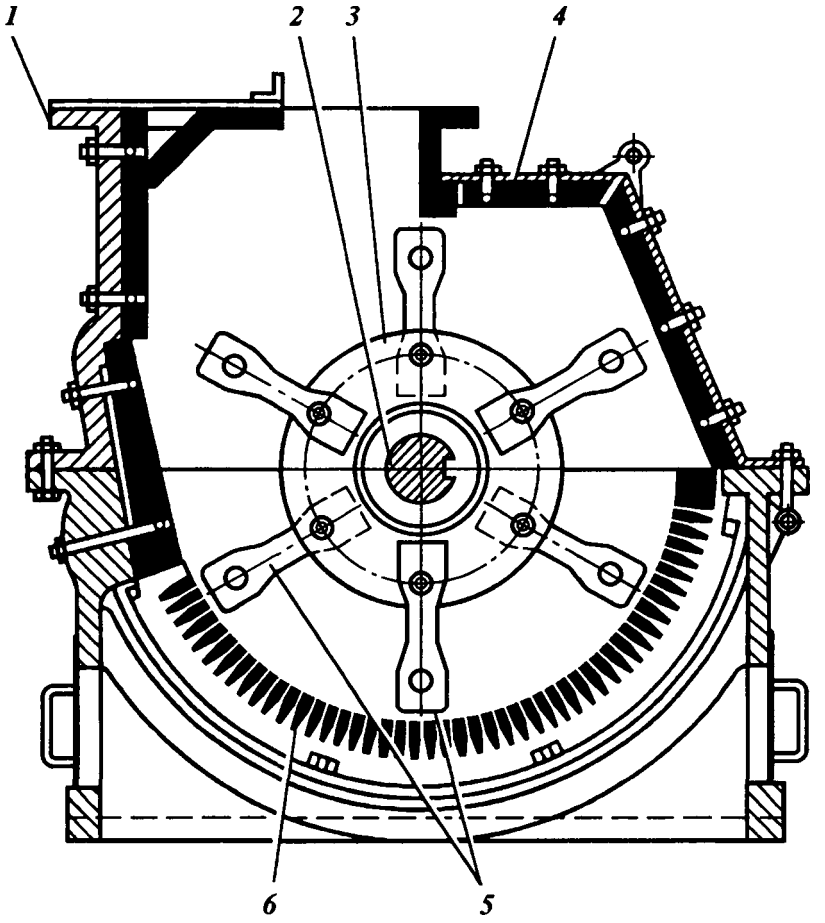


Рис. XIX-7. Конструкция молотковой дробилки:
1 — корпус; *2* — вал; *3* — диск; *4* — защитные плиты; *5* — молоток; *6* — колосниковая решетка

Молотковые мельницы (рис. XIX-7) представляют собой диск, вращающийся на горизонтальной оси внутри корпуса, выложенного износостойкими плитами.

На вращающемся диске по всей его окружности шарнирно укреплены молотки. При вращении диска (окружная скорость до 55 м/с) молотки получают радиальное направление и ударяют по поступающему в мельницу материалу, измельчая его.

Измельченный материал проталкивается через колосниковую решетку, расположенную в нижней части корпуса; степень измельчения регулируется изменением ширины щели этой решетки. В молотковых мельницах некоторых конструкций применяется пневматическое удаление измельченного материала потоком воздуха, проходящего через аппарат. Диаметр диска молотковых мельниц достигает 1,5 м, а скорость вращения составляет 500—800 об/мин для крупных мельниц и 1000÷2500 об/мин для малых. Степень измельчения изменяется от 10 до 15 в однодисковых мельницах и от 30 до 40 в двухдисковых.

Дезинтеграторы и дисмембраторы (ударно-дисковые мельницы) относятся к классу машин свободного ударного действия и применяются для измельчения хрупких и мягких материалов с малой абразивностью (сера, соли, мел, красители, каолин и т.п.).

Дезинтеграторы состоят из двух дисков, закрепленных на валах (рис. XIX-8), вращающихся в разные стороны.

На дисках по окружности размещены ударные пальцы, расположенные таким образом, что каждый ряд пальцев одного диска входит между двумя рядами пальцев другого. Под действием центробежной силы поступающий в дезинтегратор материал отбрасывается дисками к периферии и попадает в область перемещающихся пальцев. При этом материал измель-

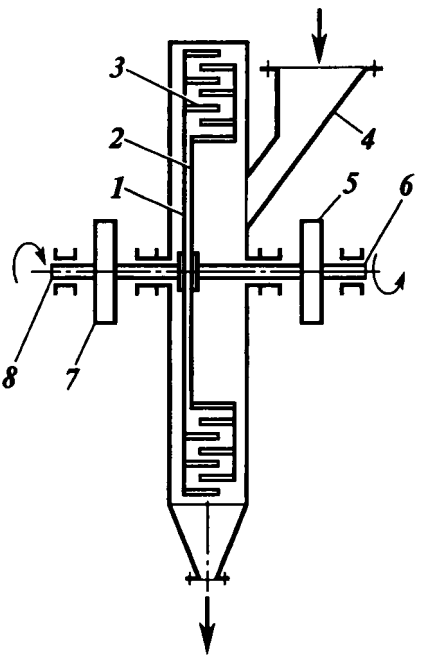


Рис. XIX-8. Схема устройства дезинтегратора (ударно-дисковой мельницы):
1, 2 — диски; *3* — ударные пальцы; *4* — загрузочная воронка; *5, 7* — шкивы; *6, 8* — валы

чается и выбрасывается через зазоры между пальцами в корпус мельницы, откуда и удаляется.

В отдельных конструкциях дезинтеграторов один из дисков может перемещаться, что позволяет очищать внутреннюю полость мельницы.

Материал, подлежащий измельчению, предварительно проходит через сита и электромагнитные сепараторы, извлекающие куски металла, что предотвращает повреждения ударных пальцев и дисков. Частота вращения дисков лежит в пределах от 1200 до 2200 об/мин.

В отличие от дезинтегратора у *дисмембратора* вращается лишь один диск с пальцами, а второй диск, также снабженный пальцами, неподвижен и образует откидную крышку. Благодаря этому, сохраняя принцип действия дезинтегратора, дисмембратор является более компактной машиной.

Барабан дисмембратора вращается внутри кольцевой решетки с круглыми или щелевыми отверстиями. Решетки служат для отсева мелких частиц требуемого размера и способствуют измельчению частиц при их ударе о решетку.

МАШИНЫ ТОНКОГО ИЗМЕЛЬЧЕНИЯ

Тонкое измельчение осуществляется в машинах, использующих ударные и истирающие усилия. К машинам этого типа относятся барабанные мельницы, заполненные шарами или стержнями, кольцевые мельницы и бегуны.

Барабанные (шаровые) мельницы. В таких машинах измельчение материала происходит под действием ударов падающих шаров, а также за счет истирания его между шарами и внутренней поверхностью барабана. При вращении барабана шары за счет сил трения с внутренней стенкой поднимаются в направлении вращения барабана на некоторую высоту, а затем падают. Схема движения шаров в барабане мельницы под воздействием сил тяжести представлена на рис. XIX-9. Подобная работа шаров достигается при определенном числе оборотов барабана. При большом числе оборотов шары под действием центробежной силы прижимаются к корпусу барабана, не падают и тем самым не совершают полезной работы. При небольшом числе оборотов барабана шары поднимаются на недостаточную высоту, поэтому при их падении на материал не происходит эффективного измельчения. Для выбора необходимого числа оборотов барабана рассмотрим силы, действующие на шар (рис. XIX-10).

На шар, поднятый в барабане под действием силы трения, вдоль его стенки действуют центробежная сила P и сила тяжести G. Если размеры шара пренебрежимо малы по сравнению с размерами барабана, то величину центробежной силы можно определить из выражения

$$P = \frac{G}{g}\left(\frac{\pi n}{30}\right)^2 \frac{D}{2},$$

где n — число оборотов барабана в минуту.

Для отделения шара от стенки барабана при угле поворота α необходимо, чтобы центробежная сила была меньше силы, которая является составляющей силы тяжести G.

Из схемы, приведенной на рис. XIX-10, следует, что эта составляющая равна $G\sin\alpha$. Приравнивая эти силы и преобразуя, получаем

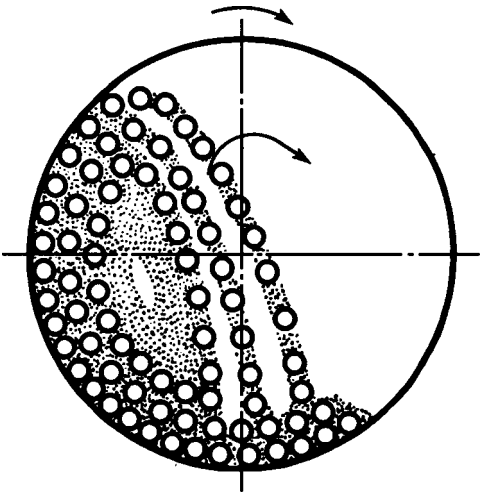


Рис. XIX-9. Схема перемещения шаров в мельнице

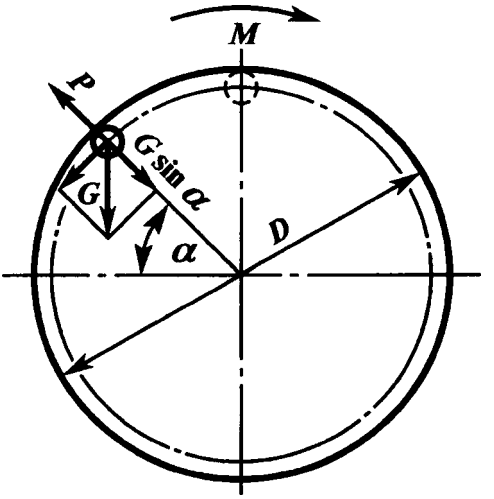


Рис. XIX-10. Схема сил, действующих на шар (к расчету барабанной шаровой мельницы)

$$n = 42{,}3\sqrt{\frac{\sin\alpha}{D}}. \qquad \text{(XIX.2)}$$

Максимальное число оборотов барабана $n_{кр}$, при котором отделение шара будет наблюдаться из точки M, соответствует углу подъема 90°. При числе оборотов больше $n_{кр}$ центробежная сила будет превышать силу тяжести и шар не будет отрываться от внутренней поверхности барабана, т.е. нарушится нормальная работа мельницы. Предельное число оборотов барабана определится из уравнения (XIX.2) при $\alpha = 90°$.

$$n_{кр} = \frac{42{,}3}{\sqrt{D}}. \qquad \text{(XIX.3)}$$

На практике число оборотов барабана обычно принимают равным 75 % от $n_{кр}$, что соответствует углу подъема $\alpha \approx 34°$. Число оборотов барабана, определяемое уравнением (XIX.3), является приближенным, так как при этом не учитывается, что шары в барабане перемещаются в два-три слоя.

Диаметр шаров, загружаемых в барабан мельницы, зависит от начальных размеров измельчаемого материала, диаметра барабана и конечных размеров частиц измельченного продукта.

Энергия в шаровых мельницах расходуется главным образом на подъем шаров. Непосредственно на измельчение затрачивается сравнительно небольшая часть потребляемой мощности. По этой причине расход энергии в шаровых мельницах значительно превосходит расход энергии в машинах других конструкций.

Достоинством шаровых мельниц является их высокая производительность, возможность измельчения материалов различной твердости, постоянство качества помола, простота обслуживания и безопасность работы.

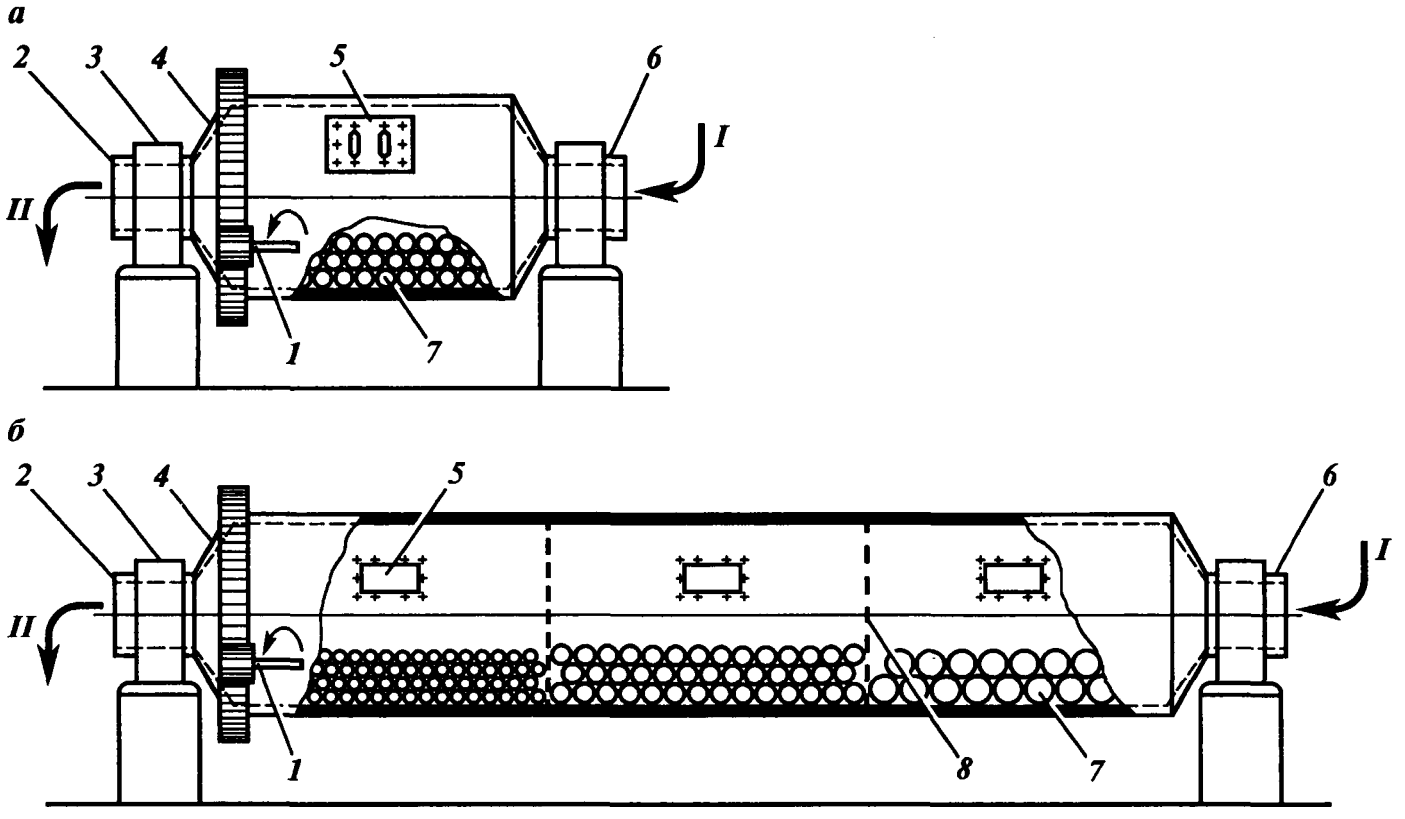


Рис. XIX-11. Барабанные мельницы:
а — однокамерная; *б* — многокамерная (трубчатая); *1* — зубчатый привод; *2* — разгрузочная полая цапфа; *3* — подшипник; *4* — барабан; *5* — люк; *6* — загрузочная полая цапфа; *7* — дробящие тела; *8* — диафрагма. Потоки: *I* — исходный материал; *II* — измельченный материал

К недостаткам машин этого типа, наряду с отмеченным выше повышенным расходом энергии, относятся громоздкость, большая масса оборудования и значительный шум. Аналогичная работа протекает в барабанных мельницах, заполненных не шарами, а стержнями.

В конструктивном отношении шаровые мельницы подразделяются на следующие основные типы (рис. XIX-11):

однокамерные с диаметром барабана 1÷4 м и длиной (1,5÷2,0)D при диаметре шаров 30÷175 мм;

многокамерные (*трубчатые*), барабан которых длиной (3÷6)D разделен кольцевыми диафрагмами на ряд камер (3÷5), заполненных дробящими телами различных размеров. Такие мельницы обеспечивают измельчение материала до заданных размеров частиц без помощи классифицирующих устройств.

Загрузка и выгрузка дробящих тел производится через люки, а исходного и измельченного материала — через полые цапфы. Непрерывная выгрузка измельченного материала осуществляется потоком воздуха (сухое измельчение) или потоком воды (мокрое измельчение), которые подаются через загрузочную цапфу. Для отделения измельченного материала от несущих потоков воздуха или воды используют циклоны, отстойники, фильтры, гидроциклоны. Материал, выносимый потоком воздуха или воды, обычно содержит некоторое количество частиц крупнее требуемого размера. По этой причине барабанные мельницы работают часто в замкнутом цикле с сепаратором-классификатором, из которого целевая фракция частиц уходит по назначению, а более крупные возвращаются в мельницу на доизмельчение.

В мелкомасштабных производствах и на небольших опытных установках используют барабанные мельницы периодического действия. В таких аппаратах загрузка исходного и выгрузка измельченного материала производится через люк в цилиндрической стенке барабана. В этих мельницах часто совмещают измельчение материала с другими физическими или химическими процессами.

Кольцевые мельницы. В машинах этого типа материал измельчается раздавливанием и истиранием роликами или шарами, перемещающимися по поверхности вкладыша, выполненного в виде кольца. В зависимости от характера усилия, при помощи которого ролики или шары прижимаются к вкладышу, кольцевые мельницы подразделяются на *центробежные* и *пружинные*. В первых шары (валики) прижимаются под действием центробежной силы, во вторых — пружинами. Схемы кольцевых мельниц представлены на рис. XIX-12.

Кольцевая центробежно-маятниковая мельница (рис. XIX-12, *а*), оснащена роликами *2*, которые насажены на маятники *3*. При вращении маятников ролики под действием центробежной силы прижимаются к рабочей поверхности неподвижного кольца *1* и, вращаясь вокруг своей оси, измельчают материал, подаваемый в мельницу питателем *4*. Измельченные частицы выносятся из корпуса мельницы воздухом (инертным газом) в классификатор, где крупные частицы отделяются и возвращаются на помол, а мелкие (целевая фракция) улавливаются в циклонах. Очищенный воздух из циклонов подается в мельницу вентилятором.

Кольцевые шаровые мельницы (рис. XIX-12, *б*) имеют два кольца — неподвижное *7* и подвижное *5*, между которыми размещаются шары *6*. Нажимным усилием пружины *8* кольца прижимаются к шарам. Вращение подвижного кольца приводит во вращение шары, за счет чего и происходит истирание материала. Исходный материал подается питателем во внутрен-

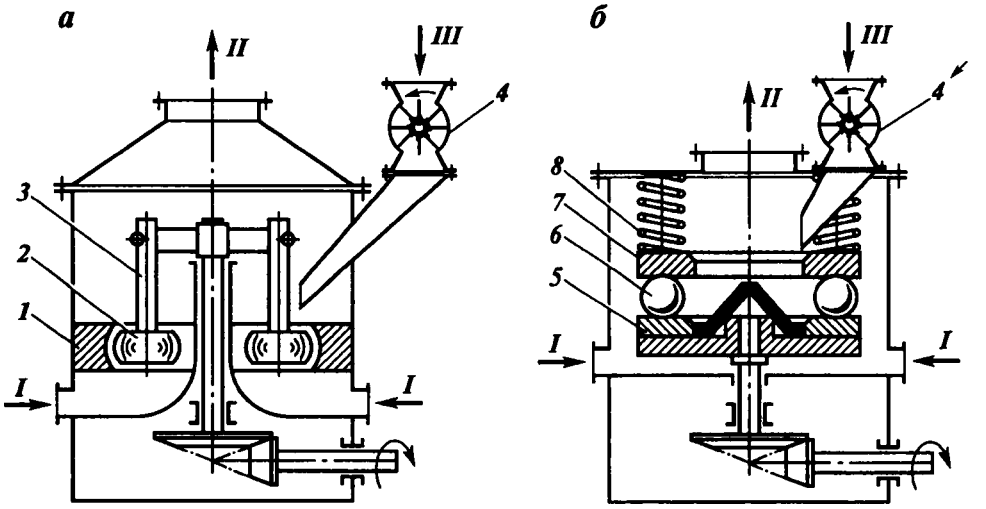


Рис. XIX-12. Схема кольцевых мельниц:
а — маятниковой; *б* — шаровой; *1* — кольцо; *2* — ролики; *3* — маятники; *4* — шлюзовой питатель; *5* — вращающееся кольцо; *6* — шары; *7* — неподвижное кольцо; *8* — пружины. Потоки: *I* — воздух (инертный газ); *II* — измельченный материал в смеси с воздухом (инертным газом); *III* — исходный материал

нюю полость подвижного кольца, пылеразделение и улавливание готового продукта осуществляются в замкнутом цикле, аналогичном описанному для маятниковых мельниц.

В кольцевых мельницах измельчается материал с начальными размерами частиц до 30÷35 мм, степень измельчения составляет 60 и более. Такие мельницы обеспечивают измельчение материала до размера частиц 15÷18 мкм.

Бегуны. Мельницы-бегуны состоят из катков, вращающихся на поверхности чаши (рис. XIX-13). Материал, попадающий в пространство между катками и чашей, истирается.

Применяются два типа мельниц-бегунов. К первому относятся машины, в которых чаша неподвижна, а катки вращаются под действием соответствующего привода. Бегуны второго типа имеют вращающуюся чашу с расположенным на ней материалом; катки же вращаются без специального привода под воздействием сил трения поверхности катков о материал.

Измельченный материал удаляют либо периодически при помощи скребков через борт чаши, либо непрерывно через щели или сетку у бортов чаши. Бегуны используются как для измельчения, так и для смешения материала. Частота вращения катков составляет 20÷50 об/мин при вращающейся чаше и 10÷20 при неподвижной. Бегуны обеспечивают степень измельчения, примерно равную 10 и более, начальный размер исходного измельчаемого материала до 20 – 50 мм.

Вибрационные мельницы (рис. XIX-14). Такие мельницы используются для особо тонкого измельчения. Они представляют собой барабан, на 70÷80 % заполненный вибрирующими шарами. Барабан приводится в колебательное движение дебалансным валом.

Измельчение материала в вибрационных мельницах осуществляется благодаря интенсивному движению и частым соударениям вибрирующих

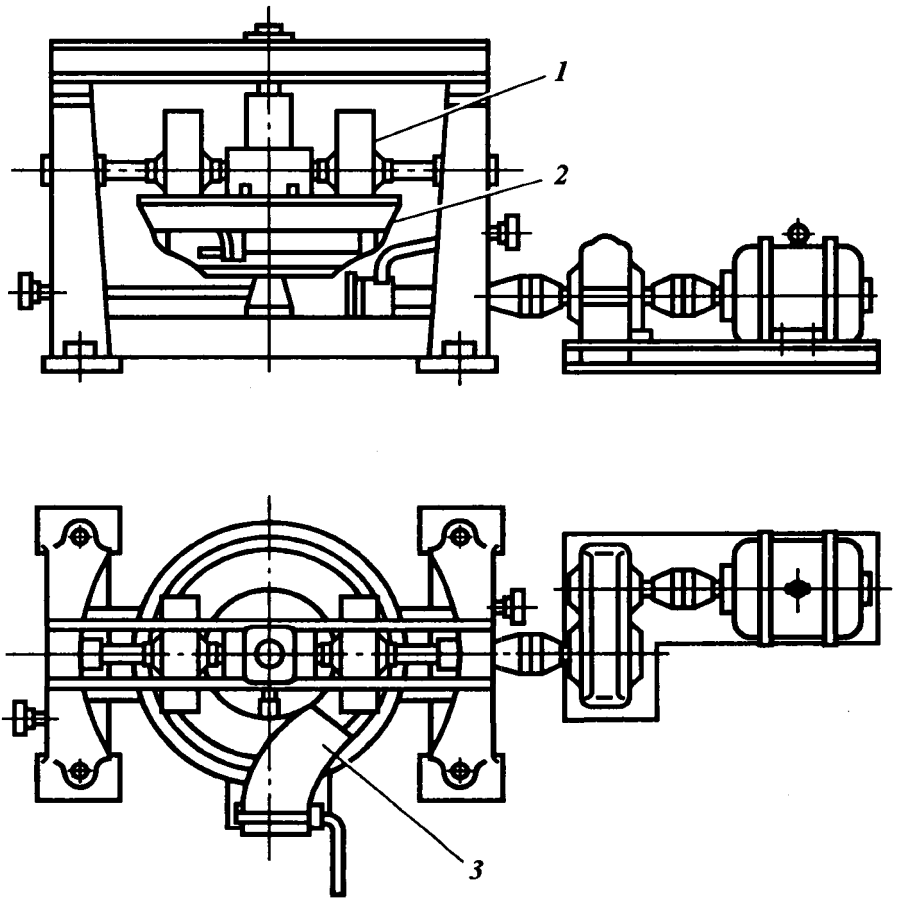


Рис. XIX-13. Конструкция мельниц-бегунов с вращающейся чашей:
1 — катки; *2* — чаша; *3* — скребок

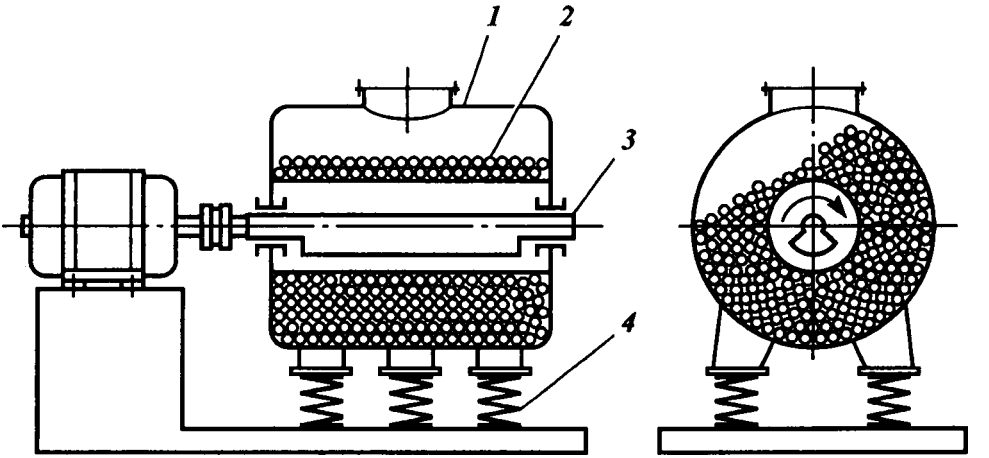


Рис. XIX-14. Схема вибрационной мельницы инерционного типа:
1 — корпус; *2* — дробящие тела; *3* — дебалансный вал; *4* — пружинящая опора

шаров. Корпус устанавливается на пружинящей опоре, предотвращающей передачу вибрации основанию мельницы.

Вибрационные мельницы используют как для сухого, так и для мокрого измельчения; они работают периодически или непрерывно. Такие мельницы эффективны для сверхтонкого измельчения материалов небольшой твердости, размеры зерен которого составляют от 1÷2 мм до 60 мкм и менее.

ГЛАВА XX КЛАССИФИКАЦИЯ И ДОЗИРОВАНИЕ ТВЕРДЫХ МАТЕРИАЛОВ

ОСНОВНЫЕ ВИДЫ КЛАССИФИКАЦИИ ЗЕРНИСТОГО МАТЕРИАЛА

Полученный в результате измельчения твердый материал требуется разделить с выделением фракций, различающихся по размерам частиц. Такое разделение твердого зернистого материала называют *классификацией* или *сортировкой*. В промышленности применяются следующие основные виды классификации (сортировки) зернистого материала.

Классификация при помощи сит, имеющих те или иные размеры отверстий. Частицы меньшего размера проходят через отверстия сита, в то время как более крупные задерживаются на его полотне. Просеивая зернистый материал последовательно через ряд сит с различными размерами отверстий, можно выделить из него фракции с частицами определенных заданных размеров. Такой метод классификации называется *грохочением*.

Гидравлический способ классификации основывается на различии скорости оседания частиц различных размеров в жидкости. Такая классификация осуществляется пропусканием жидкости или газа через слой исходного материала, при этом частицы, скорость осаждения которых меньше линейной скорости восходящего потока, выносятся из слоя, остальные частицы остаются в нем. При классификации гидравлическим способом материал разделяется не только по размерам частиц, но и по их плотности. При заданной скорости потока из слоя выносятся не только мелкие частицы, но и более крупные, имеющие меньшую плотность.

Классификация гидравлическим способом может осуществляться также путем отстаивания суспензии, причем скорость оседания частиц зависит от размера частиц и их плотности. В первую очередь из суспензий (в осадок) будут выпадать наиболее крупные и тяжелые частицы, в последующем размер отстаивающихся частиц постепенно убывает.

Классификация при помощи газовых (воздушных) классификаторов. При таком способе классификации материал разделяется в газовом (воздушном) потоке под действием сил тяжести, центробежных или инерционных. В поле этих сил крупные и тяжелые частицы последовательно отделяются от более мелких.

Сита. При грохочении применяются сита, выполненные как из металла, так и из других материалов. Отверстия в ситах обычно имеют прямоугольную или круглую форму. Сита изготовляются из листов с отверстиями либо из плетеных сеток.

Существуют различные системы сит. По российскому стандарту сита выпускаются под номерами, соответствующими номинальному размеру стороны отверстия в свету (в миллиметрах или микронах). Так, сито № 5 имеет квадратное отверстие со стороной 5 мм и т.д.

За рубежом принято характеризовать сита числом отверстий на 1 линейный дюйм (25,4 мм), называемым числом «меш». Так, например, сито, имеющее 100 отверстий на 1 линейный дюйм, называют ситом в 100 меш.

Важной характеристикой сита является число отверстий, приходящихся на единицу площади сита. Для иллюстрации ниже приводятся выборочные данные по числу отверстий сит в зависимости от их размера.

Размер стороны отверстия в свету, мм	5	1	0,25	0,105	0,0042
Число отверстий на 1 см^2	2,3÷2,7	40÷48	540÷660	2640÷3270	16900÷19300

Определение гранулометрического состава измельченного твердого материала с использованием сит называют *ситовым анализом*. Он устанавливает взаимосвязь между размерами частиц, их массовым или объемным содержанием в исходной смеси. Частицы, прошедшие через сито, называют *просевом*, частицы, оставшиеся после рассева на сите, — *остатком* или *отсевом*.

При рассеве зернистого материала не всегда удается получить в просеве все частицы соответствующих размеров, содержащихся в исходном материале. Некоторое количество частиц данного размера может остаться на сите. Полнота (четкость разделения) рассева зависит от многих факторов, в том числе от формы и размеров отверстий сита и кусков материала, толщины полотна сита, влажности материала, скорости перемещения материала на сите, продолжительности рассева, способности материала к агломерации, истиранию частиц и др.

Грохоты. При классификации с выделением зерен ряда фракций применяют многократное грохочение с использованием одного из следующих способов (рис. XX-1):

от мелкого к крупному. Осуществляется путем пропуска материала через ряд последовательно установленных сит с увеличивающимся размером отверстий;

от крупного к мелкому. Сита с уменьшающимся размером отверстий расположены одно над другим;

комбинированный.

По основным признакам грохоты подразделяются на группы: неподвижные и подвижные; плоские и барабанные; колосниковые и решетчатые.

Неподвижные грохоты вследствие их малой производительности применяются сравнительно редко. Они устанавливаются под углом наклона несколько большим угла естественного откоса разделяемого (классифицируемого) материала; подлежащий разделению материал высыпают на наклонную перфорированную поверхность грохота, по которой он ссыпается. При движении материала по поверхности грохота мелкие частицы просеиваются, т.е. происходит разделение материала на две фракции (больше или меньше размера отверстий сита).

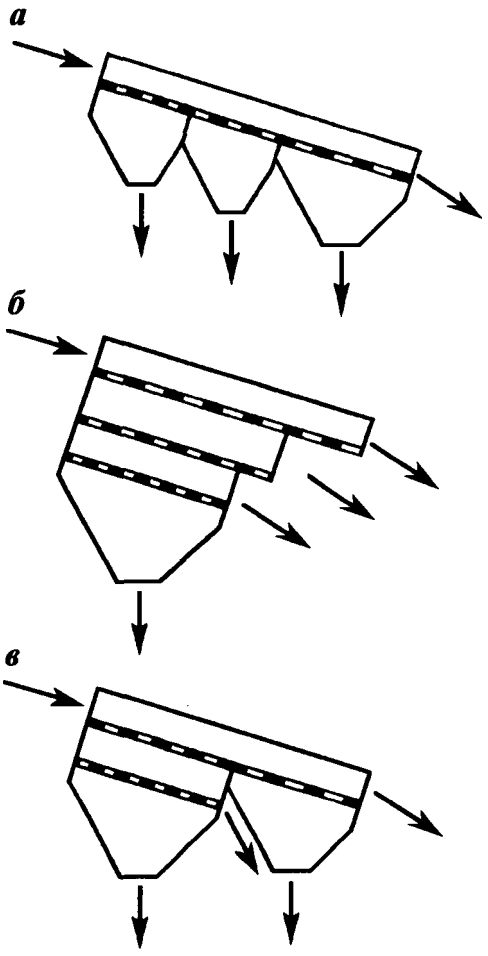


Рис. XX-1. Способы грохочения:
а — от мелкого к крупному; *б* — от крупного к мелкому; *в* — комбинированный

Подвижные грохоты чаще применяются в промышленности. Большое распространение получили барабанный, качающийся и вибрационный грохоты.

Барабанный грохот (рис. XX-2, *а*) состоит из наклонно установленного вращающегося барабана *2* цилиндрической или многогранной формы с перфорированными стенками, привода *3* и опорных роликов *4*. При вращении барабана сыпучий материал сползает вниз; на этом пути мелкая фракция частиц при движении проваливается через отверстия в стенке барабана, а крупная удаляется через выходное сечение барабана. В некоторых случаях барабанные грохоты устанавливаются горизонтально; их выполняют в виде усеченного конуса, по наклонной поверхности которого происходит перемещение разделяемого материала.

Для разделения материала на несколько фракций применяют барабаны, состоящие из нескольких сит с отверстиями разных размеров, причем сита располагаются последовательно (рис. XX-2, *б*) или соосно (рис. XX-2, *в*). В первом случае исходный сыпучий материал подается на сито с наименьшими отверстиями, во втором — с наибольшими. Конструкция ба-

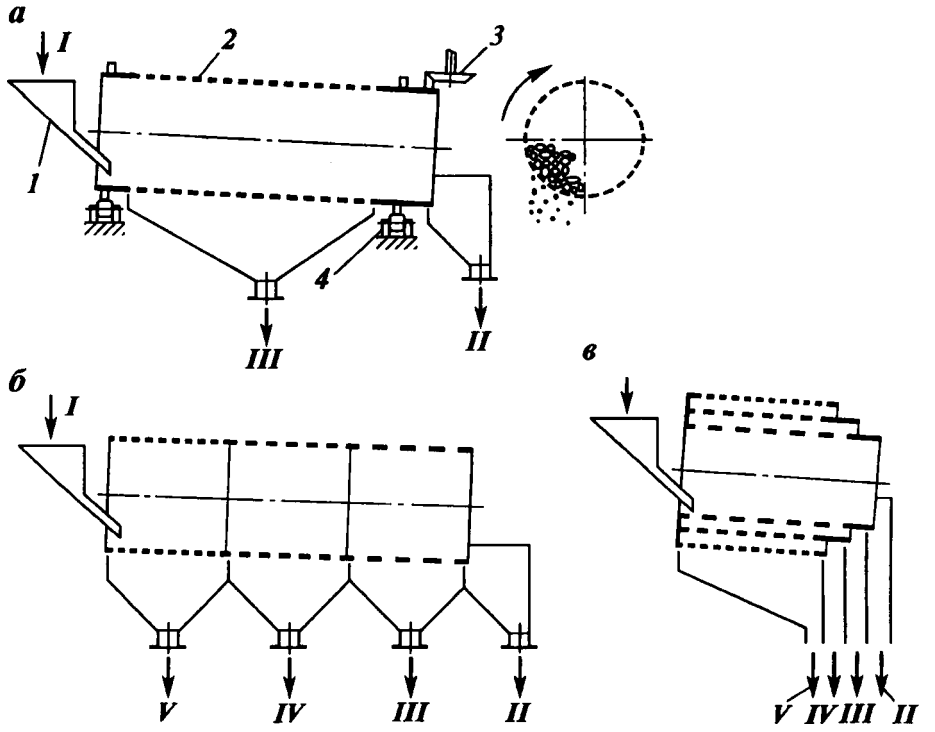


Рис. XX-2. Схемы барабанных грохотов:
а — с одинарным ситом: *1* — лоток для подачи исходного материала, *2* — барабан, *3* — привод, *4* — опорный ролик; *б* — с последовательным расположением сит; *в* — с соосным расположением сит. Потоки: *I* — исходный материал; *II* — крупная фракция; *III, IV, V* — фракции с уменьшающимся размером частиц

рабанного грохота с последовательным расположением сит приведена на рис. XX-3.

Достоинством барабанных грохотов является их динамическая уравновешенность (отсутствие качающихся и вибрирующих масс), существенным недостатком — низкая степень использования поверхности сит (20÷30 %) вследствие малого коэффициента заполнения барабана (15÷18 %).

Качающиеся грохоты представляют собой наклонные плоские сита или колосники, приводимые в колебательное движение; схема такого грохота показана на рис. XX-4.

Корпус *2* с просеивающей решеткой, закрепленный на опорной стойке *3*, качается благодаря приводному эксцентрику *1*.

Качающиеся грохоты могут выполняться в виде многоярусных агрегатов, для различных ярусов которых используются сита различных размеров. Размер отверстий сит убывает от верхнего яруса к нижнему. Остаток на сите данного яруса последовательно перемещается слева направо и отводится в виде отдельных фракций.

Качающийся грохот с разносторонним уклоном сит (рис. XX-5) состоит из опорной рамы *1*, нижнего короба с ситом *7*, верхнего короба с ситом *4*, установленного на опорах *6*, и приводного механизма, включающего эксцентриковый вал *2*, шатун *5*, двигатель *3* и клиноременную пере-

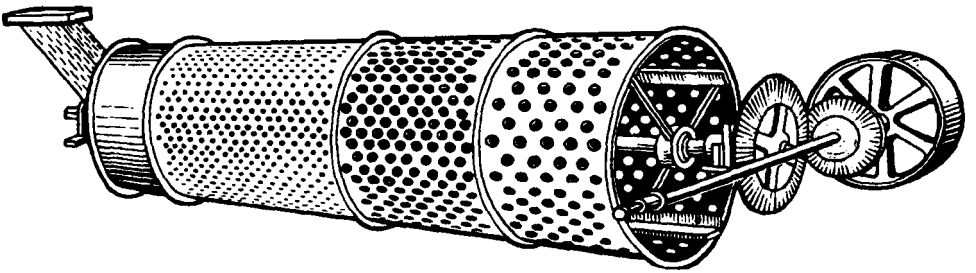


Рис. XX-3. Конструкция барабанного грохота с последовательным расположением сит

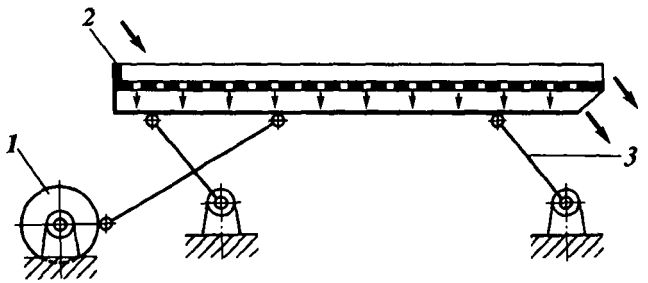


Рис. XX-4. Схема качающегося грохота: *1* — эксцентрик; *2* — корпус; *3* — опорная стойка

дачу. Эксцентрики привода верхнего короба находятся под углом 180° к эксцентрикам нижнего короба, благодаря чему сита движутся в разных направлениях при условии равновесия качающихся масс.

Разделяемая сыпучая смесь поступает на сито верхнего короба и, продвигаясь по нему, делится на две фракции: верхнюю (крупную) и нижнюю (мелкую). Верхняя фракция в конце сита отводится по назначению, а нижняя из-под сита верхнего короба направляется в нижний короб. Двигаясь по ситу нижнего короба, эта фракция снова делится на две: верхнюю и нижнюю.

Качающиеся грохоты по сравнению с барабанными отличаются более высокой производительностью и эффективностью, компактны и удобны в обслуживании.

Вибрационные грохоты. Классификация материала осуществляется и на вибрационных грохотах, у которых наклонное сито совершает частые колебательные движения при помощи вибратора; схема такого грохота представлена на рис. XX-6.

Вибрационные грохоты по сравнению с ранее рассмотренными типами имеют ряд достоинств: меньшую засоряемость поверхности благодаря высокой частоте колебаний сита; высокую производительность и четкость разделения; возможность использования для разделения разнообразных материалов, в том числе и влажных; компактность и удобство в эксплуатации; сравнительно невысокий расход энергии.

Гидравлические центробежные классификаторы. Классификация твердых частиц по размерам гидравлическим способом с использованием центробежной силы может осуществляться таким же образом, как это отмечалось ранее при описании работы гидроциклонов (см. гл. XIV).

Воздушные классификаторы. На рис. XX-7 показан центробежный воздушный сепаратор (классификатор). В центробежном воздушном классификаторе на приводном валу *1* жестко закреплен разбрасывающий диск *3*, с которым соединен вентилятор *2*, при помощи которого в классифика-

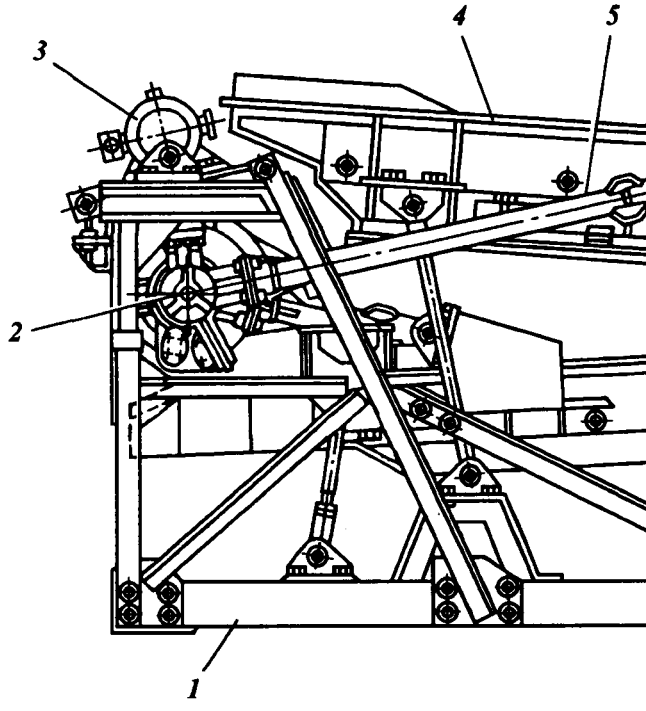
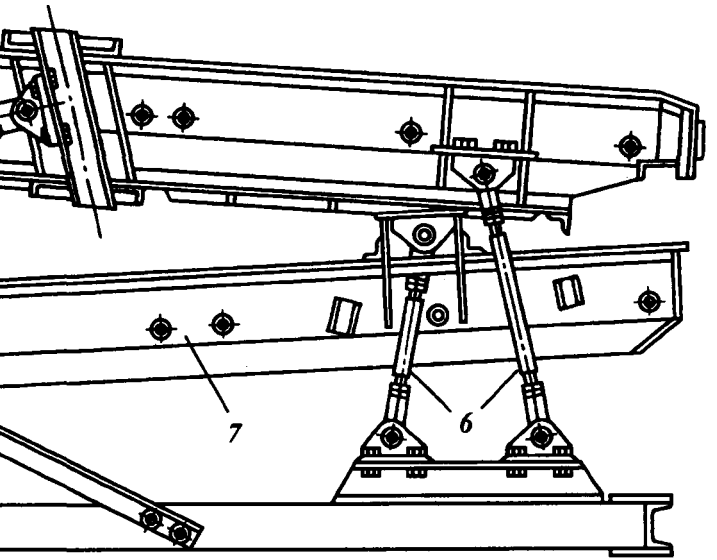
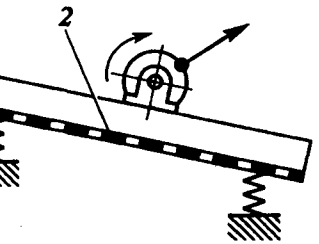
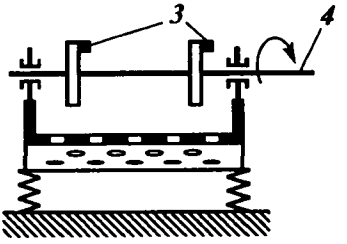


Рис. XX-5. Конструкция качающегося грохота с разносторонним уклоном сит:
1 — опорная рама; *2* — эксцентриковый вал; *3* — двигатель; *4* — верхний короб с ситом; *5* — шатун; *6* — опоры; *7* — нижний короб с ситом

Рис. XX-6. Схема вибрационного грохота:
1 — корпус; *2* — сито; *3* — дебалансы; *4* — вал


7
6


2


3
4

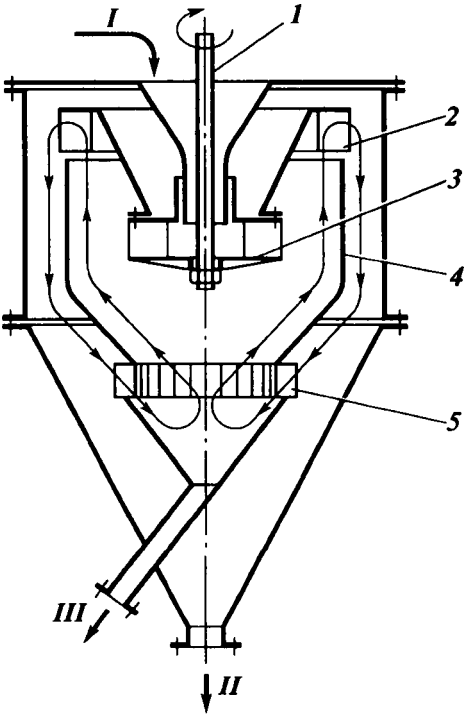


Рис. XX-7. Схема центробежного воздушного сепаратора:
1 — приводной вал вентилятора и разбрасывающего диска; *2* — вентилятор; *3* — разбрасывающий диск; *4* — внутренняя камера; *5* — жалюзийное распределительное устройство. Потоки: *I* — исходный сыпучий материал; *II* — мелкие частицы; *III* — крупные частицы

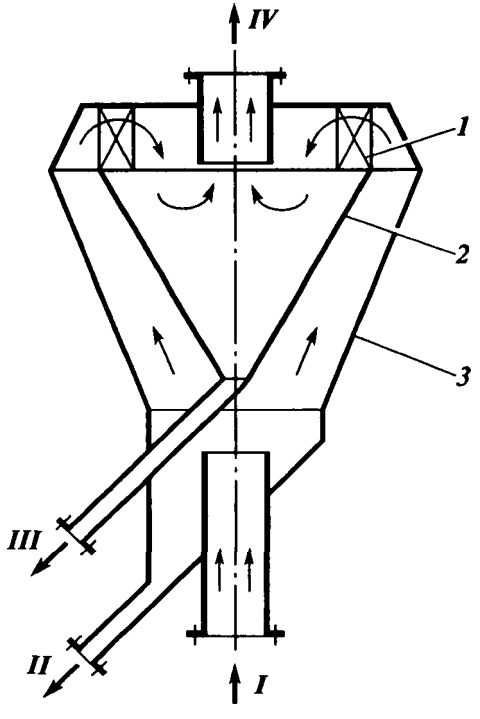


Рис. XX-8. Схема воздушно-проходного сепаратора:
1 — поворотные лопатки; *2* — внутренний конус; *3* — наружный конус. Потоки: *I* — воздух вместе с исходным сыпучим материалом; *II* — крупные частицы; *III* — средние частицы; *IV* — воздух вместе с мелкими частицами

торе обеспечивается замкнутая циркуляция воздуха. Подлежащий разделению материал непрерывно подается на вращающийся разбрасывающий диск *3*, с которого под действием центробежной силы отбрасывается к стенкам внутренней камеры *4*. При движении материала по стенкам камеры через его слой продувают восходящий воздушный поток, выносящий к вентилятору мелкие частицы.

Крупные частицы из внутренней камеры отводятся через наклонный патрубок, а мелкие частицы отбрасываются лопатками вентилятора к наружным стенкам корпуса и через нижнее коническое днище выводятся из аппарата.

В воздушно-проходном сепараторе (рис. XX-8) подлежащий разделению материал вносится потоком воздуха в кольцевое пространство сепаратора между внутренним *2* и наружным *3* конусами. Вследствие снижения скорости движения потока в этом сечении происходит отделение от потока наиболее крупных частиц, которые в дальнейшем выводятся из сепаратора. Мелкие частицы, двигаясь вместе с потоком воздуха, огибают верхний край внутреннего конуса и через поворотные лопатки *1* направляются

во внутренний конус *2*. Интенсивность отделения частиц во внутреннем конусе зависит от расположения лопаток; при тангенциальном их расположении отделение происходит под действием центробежной силы, а при радиальном расположении — под действием инерционных сил, обусловленных изменением направления потока. Средние по размеру частицы выводятся в нижней части внутреннего конуса, а более мелкие частицы вместе с воздухом выводятся через центральный патрубок.

ДОЗИРОВАНИЕ ТВЕРДЫХ МАТЕРИАЛОВ

Под дозированием понимают отмеривание или отвешивание определенного количества (дозы) материала и перемещение этой дозы к рабочим органам машины или аппарата, выполняющего технологические операции. В нефтегазопереработке и нефтехимии дозирование материалов осуществляют при компаундировании товарных нефтепродуктов, приготовлении масел, смазок, присадок; подаче реагентов, деэмульгаторов, ингибиторов; каталитическом крекинге нефти; разделении и очистке газов; сушке дисперсных продуктов; получении полимерных материалов и в других технологических процессах.

Дозирование материалов осуществляют с помощью механических и автоматических устройств, которые широко применяются в периодических и непрерывных технологических процессах. Величиной, характеризующей процесс дозирования, является расход дозируемого материала (объемный или массовый).

Дозатор, используемый на установке в качестве устройства для равномерной подачи материалов из бункеров к транспортирующим или перерабатывающим машинам и аппаратам, обычно называются *питателем*. В некоторых производственных процессах питатели используются как простые, надежные и дешевые объемные дозаторы небольшой точности, они также выполняют функцию *запорного устройства*.

Рассмотрим принцип действия питателей наиболее распространенных типов.

Шнековый питатель (рис. XX-9) представляет собой расположенный в корпусе непрерывно вращающийся шнек. Исходный материал поступает через загрузочную воронку *2*, подхватывается шнеком и перемещается вдоль корпуса до разгрузочного патрубка *5*.

Производительность такого типа питателей регулируется изменением числа оборотов шнека. Подобный дозатор обеспечивает не только подачу материала, но и благодаря уплотнению перемещающегося шнеком материала создает в аппарате затвор, разобщающий газовое пространство зон *А* и *Б*.

Шлюзовой питатель (рис. XX-10) состоит из корпуса *1* и вращающегося в нем ротора с ячейками *2*, установленного на приводном валу *3*. Исходный материал поступает в ячейки ротора и затем перемещается в направлении его движения до разгрузочного патрубка. Производительность таких питателей зависит от числа оборотов ротора. Ротор имеет коническую форму и оснащен винтовым устройством, обеспечивающим передвижение ротора относительно вала, что дает возможность изменять зазор между ротором и корпусом. При небольшом зазоре между корпусом и ротором такой аппарат обеспечивает хороший затвор.

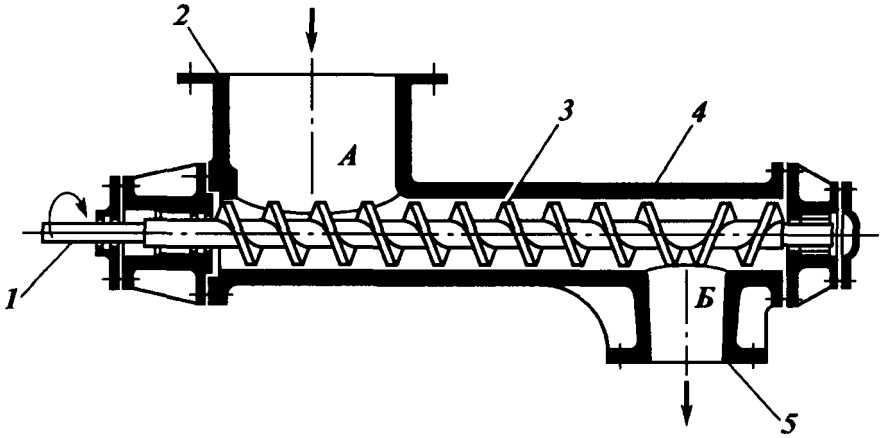


Рис. XX-9. Схема шнекового питателя:
1 — вал; *2* — загрузочная воронка; *3* — шнек; *4* — корпус; *5* — разгрузочный патрубок

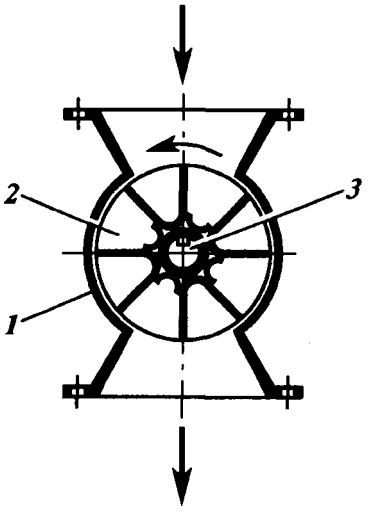


Рис. XX-10. Схема шлюзового питателя:
1 — корпус; *2* — ротор с ячейками; *3* — приводной вал

Шлюзовой питатель предназначен для подачи хорошо сыпучих порошкообразных и зернистых материалов с размером гранул не более 10 мм, насыпной плотностью не более 1800 кг/м^3 при температурах от 5 до 250 °С. Применяется для установки под бункерами и на вертикальных участках материалопроводов в качестве подающих устройств и шлюзовых затворов.

Тарельчатый питатель (рис. XX-11) представляет собой вращающуюся тарелку, на которую подается исходный материал, сбрасываемый с поверхности тарелки поворотным ножом.

Производительность такого питателя регулируется перемещением цилиндра: при перемещении цилиндра вверх производительность питателя увеличивается и наоборот.

Тарельчатые питатели предназначены для подачи хорошо сыпучих зернистых материалов насыпной плотностью не более 1800 кг/м^3 при температурах от 5 до 100 °С. Допустимый размер гранул для разных модификаций тарельчатых питателей изменяется от 3 до 10 мм.

Рис. XX-11. Схема тарельчатого питателя:
1 — сбрасывающий поворотный нож; *2* — манжета; *3* — приемный бункер; *4* — тарелка

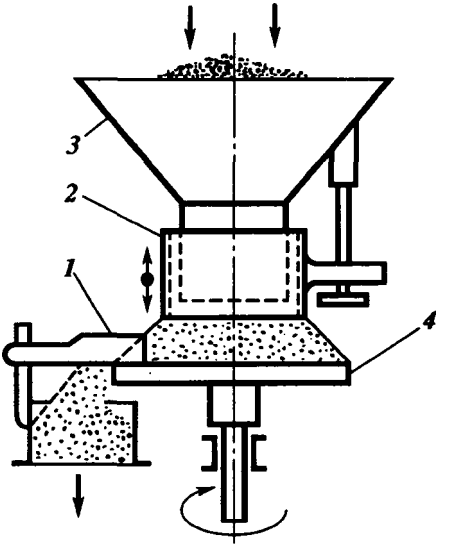
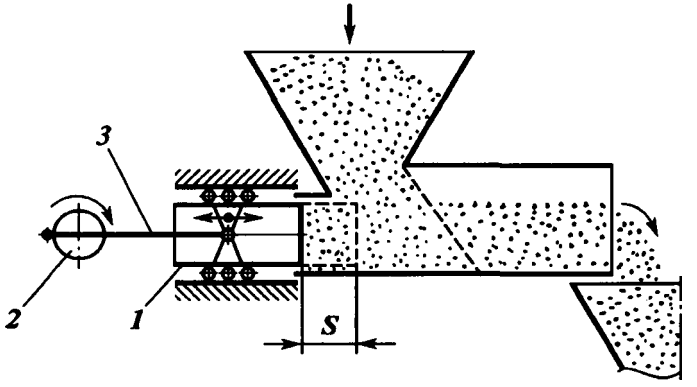


Рис. XX-12. Схема плунжерного питателя:
1 — плунжер; *2* — эксцентрик; *3* — тяга; *S* — ход плунжера



Плунжерный питатель (рис. XX-12) состоит из конусной загрузочной воронки, горизонтального конуса для перемещения дозированного материала и плунжера *1*, соединенного с эксцентриком *2* при помощи тяги *3*. При вращении эксцентрика плунжер перемещается на расстояние *S*, вытесняя порцию дозированного материала из корпуса.

ЧАСТЬ ЧЕТВЕРТАЯ ТЕПЛОВЫЕ ПРОЦЕССЫ

ГЛАВА XXI ТРУБЧАТЫЕ ПЕЧИ

Трубчатая печь является аппаратом, предназначенным для передачи нагреваемому продукту тепла, выделяющегося при сжигании топлива в топочной камере печи.

Трубчатые печи широко распространены в нефтегазоперерабатывающей, нефтехимической, коксохимической и других отраслях промышленности, являются составной частью многих установок и применяются в различных технологических процессах (перегонка нефти, мазута, пиролиз, каталитический крекинг, риформинг, гидроочистка, очистка масел и др).

Существуют различные конструкции трубчатых печей, отличающихся способом передачи тепла, количеством и формой топочных камер, числом секций (камер) в зоне радиации, относительным расположением осей факела и труб, способом сжигания топлива, типом облучения труб, числом потоков нагреваемого продукта, расположением конвекционной камеры относительно радиантной, длиной радиантных и конвекционных труб.

Основными характеристиками трубчатых печей являются производительность печи, полезная тепловая нагрузка, теплонапряженность поверхности нагрева и коэффициент полезного действия печи.

В промышленности применяют трубчатые печи с поверхностью нагрева радиантных труб 15 – 2000 м^2. Теплопроизводительность трубчатых печей различных конструкций изменяется от 0,12 до 240 МВт, а производительность по нагреваемой среде достигает $8 \cdot 10^5$ кг/ч. Температура нагреваемой среды на входе и выходе из печи в зависимости от технологического процесса изменяется в диапазоне от 70 до 900 °С, а давление – от 0,1 до 30 МПа. Для трубчатых печей КПД колеблется в пределах от 0,65 до 0,85.

ТЕПЛООБМЕН В ТРУБЧАТОЙ ПЕЧИ

Трубчатая печь имеет камеры радиации и конвекции. В *камере радиации* (топочной камере), где сжигается топливо, размещена радиантная поверхность (экран), поглощающая лучистое тепло в основном за счет радиации.

В *камере конвекции* расположены конвекционные трубы, воспринимающие тепло главным образом при соприкосновении дымовых газов с поверхностью нагрева путем конвекции.

Нагреваемый продукт в печи последовательно проходит через конвекционные и радиантные трубы, поглощая тепло. Обычно радиантная

поверхность воспринимает большую часть тепла, выделяемого в печи при сгорании топлива.

Лучистое тепло эффективно передается при охлаждении дымовых газов до 1000—1200 К. Снижение температуры дымовых газов до более низких значений часто бывает неоправданным, так как при этом радиантная поверхность работает с пониженной теплонапряженностью поверхности нагрева и требуется значительно увеличить поверхность радиантных труб. Эффективность теплопередачи конвекцией в меньшей степени зависит от температуры дымовых газов. Конвекционная поверхность использует тепло дымовых газов и может обеспечить их охлаждение до температуры, при которой значение коэффициента полезного действия аппарата будет экономически оправданным.

Если наличие конвекционной поверхности для нагрева сырья не является обязательным или размеры этой поверхности могут быть существенно уменьшены, то тепло дымовых газов может быть использовано для иных целей, например для подогрева воздуха или производства водяного пара. При небольшой производительности иногда применяют печи без конвекционной поверхности, более простые в конструктивном отношении, но обладающие невысоким коэффициентом полезного действия.

Рассмотрим механизм процесса передачи тепла в печи, состоящей из двух камер с настильным пламенем. Характерной особенностью этой печи является наклонное расположение в низу печи форсунок (горелок), обеспечивающих соприкосновение факела с поверхностью стены, размещенной в середине камеры радиации (рис. XXI-1).

В топочную камеру этой печи при помощи форсунки вводится распыленное топливо, а также необходимый для горения нагретый или холодный воздух. Высокая степень дисперсности топлива обеспечивает его интенсивное перемешивание с воздухом и более эффективное горение.

Соприкосновение факела с поверхностью настильной стены обусловливает повышение ее температуры; излучение происходит не только от факела, но и от раскаленной стены. Тепло, выделенное при сгорании топлива, расходуется на повышение температуры дымовых газов и частиц горящего топлива; последние раскаляются и образуют светящийся факел.

Температура, размер и конфигурация факела зависят от многих факторов и, в частности, от температуры и количества воздуха, подаваемого для горения топлива, способа подвода воздуха, конструкции и нагрузки форсунки, теплотворной способности топлива, расхода форсуночного пара, размера радиантной поверхности (степени экранирования топки) и др.

При повышении температуры воздуха увеличивается температура факела, повышается скорость горения и сокращаются размеры факела. Размеры факела уменьшаются и при увеличении (до известного предела) количества воздуха, поступающего в топку, так как избыток воздуха ускоряет процесс горения топлива. При недостаточном количестве воздуха факел получается растянутым, топливо полностью не сгорает, что приводит к потере тепла. Чрезмерное количество воздуха недопустимо вследствие повышенных потерь тепла с отходящими дымовыми газами и более интенсивного окисления (окалинообразования) поверхности нагрева.

Воздух, необходимый для горения топлива, подводят к устью форсунки, т.е. к началу факела. В некоторых форсунках топливо распыляется воздухом, который в этом случае вводится в топку совместно с топливом. В ряде конструкций во внутренней полости стен печей

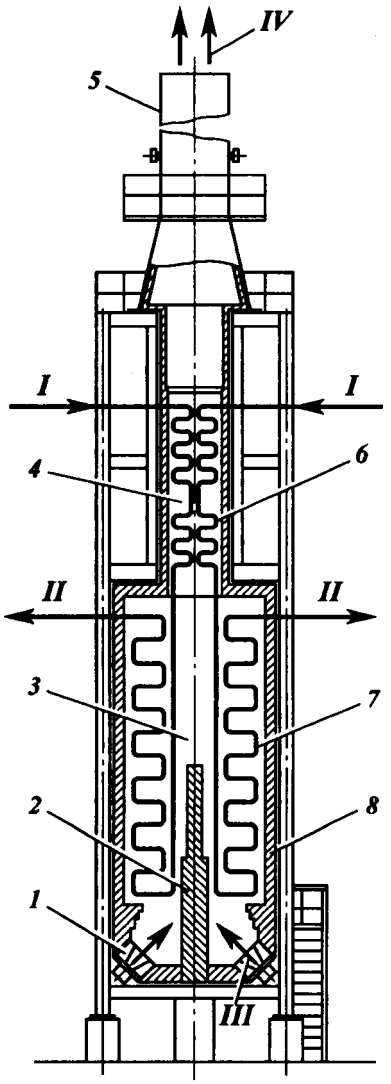


Рис. XXI-1. Схема работы трубчатой печи с объемно-настильным сжиганием топлива:
1 — форсунка; *2* — настильная стенка; *3* — камера радиации (топочная камера); *4* — камера конвекции; *5* — дымовая труба; *6* — змеевик конвекционных труб; *7* — змеевик радиантных труб; *8* — футеровка. Потоки: *I* — вход сырья; *II* — выход сырья; *III* — топливо и воздух; *IV* — дымовые газы

размещается канал для подачи так называемого вторичного воздуха, позволяющий подводить необходимый для горения воздух по длине факела, что повышает температуру излучающей стенки и способствует более равномерной передаче тепла радиацией. В такой печи тепло излучением передается от факела, излучающей стенки и трехатомных газов (двуокись углерода, водяной пар, диоксид серы), обладающих избирательной способностью поглощать и излучать лучи определенной длины волны.

Часть лучей через пространство между трубами попадает на поверхность кладки, вдоль которой расположены эти трубы; эти лучи разогревают кладку, и она, в свою очередь, излучает; при этом часть энергии поглощается той частью поверхности труб, которая обращена к стенке кладки.

Настильная стена, а также прочие стены кладки, у которых располо-

жены трубы (экранированная часть кладки) или свободные от труб (незаэкранированные), принято называть *вторичными излучателями*.

Радиантные трубы получают тепло не только излучением, но также и от соприкосновения дымовых газов с поверхностью труб, имеющих более низкую температуру (теплопередача свободной конвекцией). Из всего количества тепла, воспринятого радиантными трубами, значительная часть (85—90 %) передается излучением, остальное конвекцией.

Наружная поверхность труб в свою очередь излучает некоторое количество тепла, т.е. имеет место процесс взаимоизлучения, однако температура поверхности труб вследствие непрерывного отвода тепла сырьем, проходящим через радиантные трубы, значительно ниже температуры других источников излучения и поэтому в итоге взаимоизлучения через поверхность радиантных труб сырью передается небольшое количество тепла.

В результате теплопередачи, осуществляемой в топочной камере, дымовые газы охлаждаются и поступают в камеру конвекции, где происходит их прямое соприкосновение с более холодной поверхностью конвекционных труб (вынужденная конвекция).

В камере конвекции передача тепла осуществляется также за счет радиации трехатомных дымовых газов и от излучения стенок кладки. Наибольшее количество тепла в камере конвекции передается путем конвекции; оно достигает 60—70 % общего количества тепла, воспринимаемого этими трубами. Передача тепла излучением от газов составляет 20—30 %; излучением стенок кладки конвекционной камеры передается в среднем около 10 % тепла.

Основным фактором, предопределяющим эффективность передачи тепла конвекцией, является скорость движения дымовых газов, поэтому при конструировании трубчатых печей стремятся обеспечить ее наибольшее значение. Это достигается размещением минимального числа труб в одном горизонтальном ряду и выбором минимального расстояния между осями труб. Однако при повышении скорости дымовых газов в камере конвекции увеличивается сопротивление потоку газов, что и ограничивает выбор величины скорости. С другой стороны, сокращение числа труб в одном горизонтальном ряду приводит к увеличению высоты камеры конвекции. Это обстоятельство также предопределяет выбор допустимой скорости движения дымовых газов в камере конвекции.

Существенным фактором, влияющим на эффективность передачи тепла, является способ размещения труб в камере конвекции. При расположении труб в шахматном порядке в связи с более интенсивной турбулентностью потока дымовых газов и лучшей обтекаемостью ими труб тепло передается эффективнее, чем при расположении коридорным способом (рис. XXI-2). При одинаковой скорости движения дымовых газов шахматное расположение труб обеспечивает по сравнению с коридорным более эффективную (на 20—30 %) передачу тепла.

Уменьшение диаметра труб также способствует более интенсивной передаче тепла как за счет лучшей обтекаемости труб, так и в связи с возможностью более компактного их расположения, позволяющего создать более высокие скорости дымовых газов.

Однако необходимо иметь в виду, что при уменьшении диаметра печных труб увеличивается скорость сырья и, следовательно, повышается сопротивление перемещению нагреваемого потока. Для снижения сопротив-

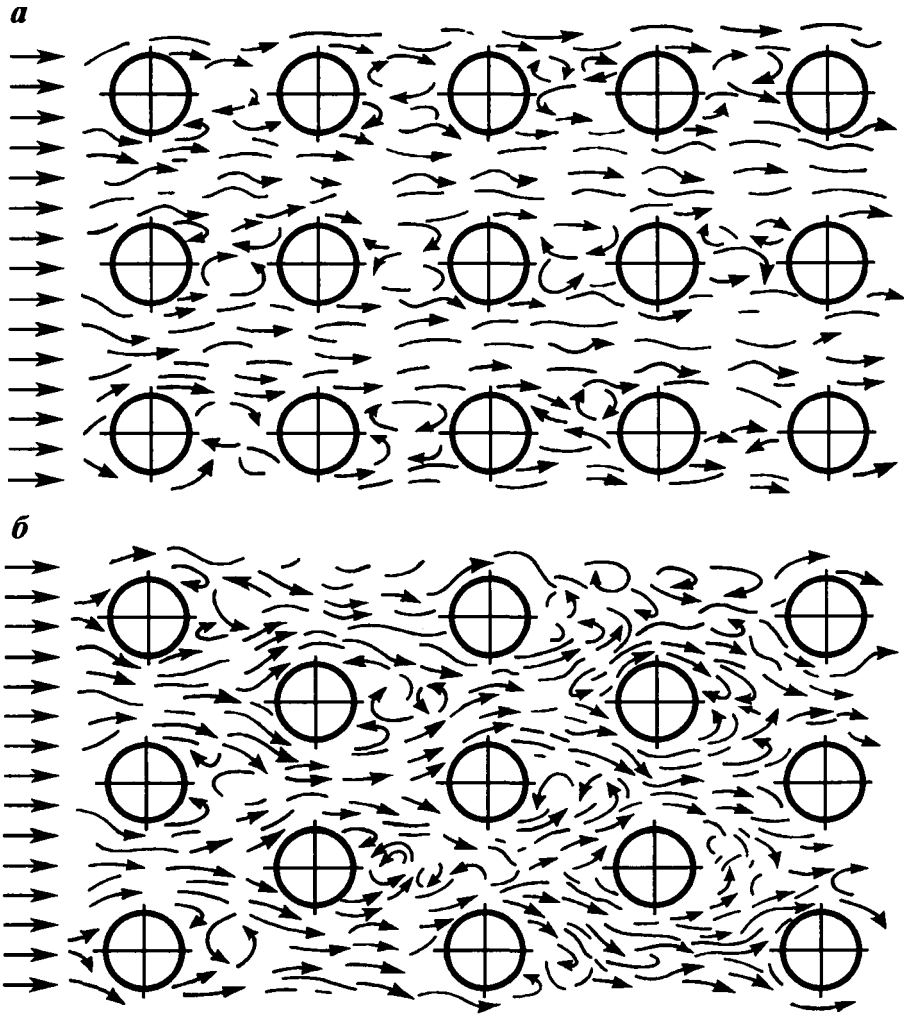


Рис. XXI-2. Схема движения дымовых газов при коридорном (*а*) и шахматном (*б*) расположении труб

ления при применении печных труб меньшего диаметра движение нагреваемого продукта, как правило, осуществляется двумя или несколькими параллельными потоками.

Эффективность передачи тепла в камере конвекции может быть повышена путем оребрения наружной поверхности конвекционных труб, так как при этом увеличивается поверхность соприкосновения дымовых газов с трубами и обеспечивается передача большого количества тепла.

Передача тепла конвекцией зависит также от температурного напора, т.е. от разности температур между дымовыми газами и нагреваемым сырьем. Обычно величина температурного напора убывает в направлении движения дымовых газов. Так, при повышении температуры сырья на один градус дымовые газы охлаждаются на пять — семь градусов. Наибольший

температурный напор в камере конвекции наблюдается при входе дымовых газов в камеру, а наименьший при их выходе. Количество тепла, поглощаемого конвективными трубами, убывает также в направлении движения дымовых газов.

Доля тепла, передаваемого излучением в камере конвекции, значительно меньше, чем в камере радиации, как вследствие более низкой температуры дымовых газов, так и из-за меньшей толщины излучаемого газового потока. Эффективная толщина газового слоя в камере конвекции предопределяется расстоянием между смежными рядами труб. Снижение температуры дымовых газов в направлении их движения, естественно, вызывает также и уменьшение передачи тепла излучением от них.

Конвекционные трубы, расположенные в первых рядах по ходу дымовых газов, получают больше тепла как за счет конвекции, так и за счет излучения и поэтому в отдельных случаях их теплонапряженность может быть выше теплонапряженности радиантных труб.

ОСНОВНЫЕ ПОКАЗАТЕЛИ РАБОТЫ ТРУБЧАТЫХ ПЕЧЕЙ

Основными показателями, характеризующими работу трубчатой печи, являются полезная тепловая нагрузка, теплонапряженность поверхности нагрева и топочного пространства, коэффициент полезного действия печи.

Важнейшей характеристикой печи является *полезная тепловая нагрузка*, т.е. количество тепла, воспринимаемого сырьем в печи. Тепловую нагрузку печи измеряют в кВт или кДж/ч. На ряде действующих нефтеперерабатывающих заводов эксплуатируются трубчатые печи с полезной тепловой нагрузкой от 10 до 20 МВт. На высокопроизводительных установках тепловая мощность печей составляет 50 – 80 МВт.

Важным показателем, характеризующим работу трубчатой печи, является *теплонапряженность поверхности нагрева*, или *плотность теплового потока*, т. е. количество тепла, переданного через 1 м^2 поверхности нагрева в единицу времени (Вт/м^2).

Различают среднюю теплонапряженность труб всей печи, среднюю теплонапряженность радиантных и конвекционных труб, а также теплонапряженность отдельных участков труб (*локальная теплонапряженность*). Значение тепловой напряженности поверхности нагрева характеризует, насколько эффективно передается тепло через поверхность нагрева всей печи или отдельных ее частей. Чем выше средняя теплонапряженность поверхности нагрева всей печи, тем меньше размеры печи, обеспечивающей передачу заданного количества тепла и, следовательно, тем меньше затраты на ее сооружение.

Однако чрезмерно высокая теплонапряженность поверхности нагрева может нарушить нормальную работу печи и привести к прогару труб. Подробнее вопрос о значении допустимой теплонапряженности и факторах, от которых зависит это значение, будет рассмотрен в дальнейшем.

Тепловая напряженность топочного пространства характеризует количество тепла, выделяемого при сгорании топлива в единицу времени в единице объема топки (Вт/м^3). Эта величина в известной мере характери-

зует эффективность использования объема топки. Размеры топки трубчатых печей во многих случаях зависят не от значения допустимого удельного тепловыделения, а от конструктивных особенностей печи и допустимого значения теплонапряженности поверхности нагрева радиантных труб. В трубчатых печах теплонапряженность топочного пространства обычно составляет 40—80 кВт/м^3, тогда как в паровых котлах, где объем топочного пространства в основном предопределяется условием полного сгорания топлива, это значение намного больше (600—2000 кВт/м^3).

Коэффициент полезного действия трубчатой печи есть величина, характеризующая полезно используемую часть тепла, выделенного при сгорании топлива. При полном сгорании топлива эта величина зависит главным образом от коэффициента избытка воздуха, температуры дымовых газов, выходящих из печи, а также от степени тепловой изоляции трубчатой печи. Снижение коэффициента избытка воздуха так же, как и понижение температуры отходящих дымовых газов, способствует повышению коэффициента полезного действия печи. При подсосе воздуха через неплотности кладки коэффициент избытка воздуха повышается, что приводит к снижению коэффициента полезного действия печи. Для трубчатых печей значение коэффициента полезного действия находится в пределах от 0,65 до 0,85.

РАСЧЕТ ПРОЦЕССА ГОРЕНИЯ ТОПЛИВА

Все вопросы, связанные с расчетом процессов горения, изложены в различных курсах по технологии топлив и в справочниках. Поэтому здесь приведены лишь некоторые формулы и данные, необходимые для дальнейшего изложения материала.

Введем следующие обозначения:

C, H, N, O, S и W — содержание различных элементов и влаги (W) в топливе, % (масс.);

L_0 и V_0 — теоретический расход воздуха соответственно в кг и м^3, необходимый для сгорания 1 кг топлива;

α — коэффициент избытка воздуха;

$W_ф$ — расход форсуночного пара, кг/кг;

G — количество дымовых газов, образующихся при сгорании 1 кг топлива, кг/кг;

$V_т$ — объем дымовых газов, образующихся от сгорания 1 кг топлива при теоретическом расходе воздуха при нормальных физических условиях, м^3/кг;

V — объем дымовых газов, образующихся при сгорании 1 кг топлива при фактическом расходе воздуха при нормальных физических условиях, м^3/кг;

m_{CO_2}, m_{H_2O}, m_{N_2}, m_{O_2} и m_{SO_2} — количество соответствующих газов, образовавшихся при сгорании 1 кг топлива, кг/кг.

Теоретическое количество воздуха, необходимое для сгорания 1 кг топлива,

$$L_0 = 0{,}115C + 0{,}345H + 0{,}043(S - O).$$

Тот же расход воздуха, выраженный в $м^3$ при нормальных физических условиях,

$$V_0 = 0{,}089C + 0{,}267H + 0{,}033(S - O).$$

Фактический расход воздуха

$$L = L_0\alpha.$$

Количество дымовых газов, образующихся при сгорании 1 кг топлива,

$$G = 1 + L_0\alpha + W_ф.$$

Объемы дымовых газов, образующихся при сгорании 1 кг топлива в нормальных физических условиях при теоретическом и фактическом расходах воздуха, соответственно

$$V_т = V_0 - 0{,}056\left(H - \frac{O}{8}\right) + \frac{9H + W + 100W_ф}{80{,}5};$$

$$V = V_т + (\alpha - 1)V_0.$$

Количество газов, образующихся при сгорании 1 кг топлива,

$$m_{CO_2} = 0{,}0367C;$$

$$m_{H_2O} = 0{,}09H + 0{,}01W + W_ф;$$

$$m_{N_2} = 0{,}768L_0\alpha;$$

$$m_{O_2} = 0{,}232L_0(\alpha - 1);$$

$$m_{SO_2} = 0{,}02S.$$

Объем дымовых газов при любой температуре t

$$V_t = V_0\frac{t + 273}{273}.$$

Плотность дымовых газов при нормальных физических условиях

$$\rho_0 = G/V.$$

Плотность дымовых газов при температуре t

$$\rho_t = \rho_0\frac{273}{t + 273}.$$

Коэффициент избытка воздуха принимают равным: для газомазутных форсунок с паровым распылом 1,3 – 1,4, при воздушном распыле 1,2 – 1,3. При сжигании газообразного топлива в специальных панельных горелках полное и беспламенное горение обеспечивается при низком коэффициенте избытка воздуха, составляющем 1,02 – 1,10.

Вследствие неплотностей печной кладки выше зоны горения имеет место подсос воздуха, поэтому в дымовых газах, покидающих печь, коэффициент избытка воздуха α выше приведенных значений на 0,05 – 0,10.

Процесс горения топлива может быть рассчитан и в мольных единицах (кмоль/кг). Для этой цели используются следующие уравнения:

$$M_{CO_2+SO_2} = \frac{C}{100 \cdot 12} + \frac{S}{100 \cdot 32};$$

$$M_{H_2O} = \frac{H}{100 \cdot 2} + \frac{W}{100 \cdot 18} + \frac{W_\Phi}{18};$$

$$M_{N_2+O_2} = \frac{V_0(\alpha - 0,21)}{22,4},$$

где $M_{CO_2+SO_2}$, M_{H_2O}, $M_{N_2+O_2}$ — соответственно число киломолей CO_2+SO_2, H_2O и N_2+O_2, образующихся при сгорании 1 кг топлива с фактическим количеством воздуха; остальные обозначения имеют прежний смысл.

В случае газообразного топлива для расчета процесса горения могут быть использованы все приведенные выше уравнения.

Элементарный состав газообразного топлива может быть вычислен из следующих уравнений:

$$C = 12\sum \frac{n_{C_i} x_i}{M_i} = \frac{12}{M_m} \sum n_{C_i} x_i';$$

$$H = \sum \frac{n_{H_i} x_i}{M_i} = \frac{1}{M_m} \sum n_{H_i} x_i';$$

$$S = 32\sum \frac{n_{S_i} x_i}{M_i} = \frac{32}{M_m} \sum n_{S_i} x_i';$$

$$O = 16\sum \frac{n_{O_i} x_i}{M_i} = \frac{16}{M_m} \sum n_{O_i} x_i';$$

$$N = 14\sum \frac{n_{N_i} x_i}{M_i} = \frac{14}{M_m} \sum n_{N_i} x_i',$$

где n_{C_i}, n_{H_i}, n_{S_i}, n_{O_i} и n_{N_i} — соответственно число атомов углерода, водорода, серы, кислорода и азота в молекулах отдельных компонентов, входящих в состав газообразного топлива; x_i и x'_i — содержание соответствующих компонентов (метан, этан и др.) в газообразном топливе, % (масс.) и % (объемн.) или % (мол.); M_i — молекулярная масса компонентов топлива; M_m — средняя молекулярная масса газа.

Энтальпия продуктов сгорания. При расчете трубчатых печей часто бывает необходимо определить энтальпию продуктов сгорания, образующихся при сжигании одного килограмма топлива:

$$H_t = (m_{CO_2} C_{CO_2} + m_{H_2O} C_{H_2O} + m_{SO_2} C_{SO_2} + m_{N_2} C_{N_2} + m_{O_2} C_{O_2})t,$$

где C_{CO_2}, C_{H_2O}, C_{SO_2}, C_{N_2}, C_{O_2} — средние массовые теплоемкости при постоянном давлении этих же газов в пределах температур, считая от 0 °С (273 К) до t, кДж/(кг · К).

Если расчет производится в мольных единицах, то энтальпия продуктов сгорания вычисляется по уравнению

$$H_t = (M_{CO_2+SO_2} C_{CO_2+SO_2} + M_{H_2O} C_{H_2O} + M_{N_2+O_2} C_{N_2+O_2}) t,$$

где $C_{CO_2+SO_2}$, C_{H_2O}, $C_{N_2+O_2}$ — средние мольные теплоемкости этих газов, кДж/(кмоль · К).

ТЕПЛОВОЙ БАЛАНС

Тепловой баланс трубчатой печи можно составить, принимая в качестве начальной температуры любое значение, например 0 °С. Тепловой баланс составляется применительно к некоторому отрезку времени, например к 1 ч или ко времени, в течение которого сжигается 1 кг топлива.

Приход. Рассмотрим приходные статьи теплового баланса (в кДж/кг) трубчатой печи при сжигании 1 кг топлива.

1. Основным теплом, вносимым в печь, является тепло, выделяемое при сгорании топлива (теплотворная способность топлива), $Q_р^н$.

2. Второй приходной статьей является явное тепло топлива, равное произведению теплоемкости топлива $C_т$ (в кДж/кг·К) на его температуру $t_т$ (в К), т. е. $C_т t_т$.

3. Следующей статьей является тепло, вносимое в топку с воздухом, $\alpha L_0 C_в t_в$, где $C_в$ и $t_в$ — соответственно теплоемкость и температура воздуха.

4. Последней приходной статьей теплового баланса будет тепло форсуночного пара $W_ф C_{в.п} t_{в.п}$, где $C_{в.п}$ и $t_{в.п}$ — соответственно теплоемкость и температура водяного пара.

Суммируя все статьи теплового баланса, получаем

$$Q_{прих} = Q_р^н + C_т t_т + \alpha L_0 C_в t_в + W_ф C_{в.п} t_{в.п}.$$

Явное тепло топлива, воздуха и водяного пара обычно невелико и им часто пренебрегают, за исключением тех случаев, когда воздух, поступающий на горение, подогрет и вносит в печь сравнительно большое количество тепла.

Если воздухоподогреватель отсутствует, то

$$Q_{прих} \approx Q_р^н.$$

Расход. Расходные статьи теплового баланса (в кДж/кг) следующие:

1. Тепло, полезно воспринятое в печи сырьем, а при наличии пароперегревателя и водяным паром, $q_{пол}$.

2. Тепло, теряемое с уходящими из печи дымовыми газами, $q_{ух}$.

3. Тепло, теряемое в окружающую среду, $q_{пот}$.

4. Тепло, теряемое вследствие механического и химического недожога топлива, $q_н$. В случае жидкого и газообразного топлива эти потери обычно незначительны и при расчете их можно не учитывать.

Суммируя все расходные статьи теплового баланса, имеем

$$Q_{расх} = q_{пол} + q_{ух} + q_{пот}.$$

Расход тепла равен приходу, т.е.

$$Q_{\text{прих}} = Q_{\text{расх}} \approx Q_{\text{р}}^{\text{н}}$$

или

$$Q_{\text{прих}} = q_{\text{пол}} + q_{\text{ух}} + q_{\text{пот}},$$

откуда

$$q_{\text{пол}} = Q_{\text{прих}} - q_{\text{ух}} - q_{\text{пот}}. \qquad \text{(XXI.1)}$$

Разделив левую и правую части уравнения (XXI.1) на теплотворную способность топлива $Q_{\text{р}}^{\text{н}}$, с учетом $Q_{\text{прих}} \approx Q_{\text{р}}^{\text{н}}$ получим

$$\frac{q_{\text{пол}}}{Q_{\text{р}}^{\text{н}}} = 1 - \frac{q_{\text{ух}}}{Q_{\text{р}}^{\text{н}}} - \frac{q_{\text{пот}}}{Q_{\text{р}}^{\text{н}}}. \qquad \text{(XXI.2)}$$

Так как отношение количества полезно воспринятого тепла $q_{\text{пол}}$ ко всему теплу $Q_{\text{р}}^{\text{н}}$ есть *коэффициент полезного действия* печи η, то уравнение (XXI.2) может быть записано:

$$\eta = 1 - \frac{q_{\text{ух}}}{Q_{\text{р}}^{\text{н}}} - \frac{q_{\text{пот}}}{Q_{\text{р}}^{\text{н}}}. \qquad \text{(XXI.3)}$$

Следовательно, для определения значения η надо знать потери тепла с отходящими дымовыми газами $q_{\text{ух}}$ и в окружающую среду $q_{\text{пот}}$.

Потери тепла в окружающую среду зависят от поверхности кладки печи, степени тепловой изоляции кладки, температуры окружающего воздуха и других факторов.

Значение потерь можно вычислить после выбора конструкции и основных размеров печи. Потери тепла в трубчатых печах составляют 3—5 %. Нижний предел соответствует печам большой тепловой мощности, верхний — печам малой мощности.

Температура отходящих дымовых газов $t_{\text{ух}}$ выбирается на основании следующих соображений. Эта температура должна быть выше температуры t_1 сырья, поступающего в камеру конвекции. Необходимо учитывать, что чем выше разность температур $t_{\text{ух}} - t_1$, тем более эффективно в камере конвекции передается тепло и, следовательно, тем меньшая потребуется поверхность конвекционных труб. Однако при увеличении температуры отходящих дымовых газов возрастают потери тепла и снижается коэффициент полезного действия печи, т.е. повышается расход топлива.

Для правильного выбора температуры отходящих дымовых газов необходим технико-экономический расчет. Следует сопоставить экономию затрат, связанную с уменьшением расхода топлива при понижении температуры отходящих газов, с дополнительными затратами, связанными с увеличением стоимости печи вследствие роста поверхности конвекционных труб при понижении температуры дымовых газов.

Подобные технико-экономические расчеты сравнительно сложно выполнить, поэтому температуру отходящих дымовых газов часто принимают, руководствуясь накопленным опытом эксплуатации трубчатых печей. Обычно рекомендуется принимать температуру уходящих из печи дымовых газов на 100—150 °С выше температуры сырья, поступающего в конвекционную часть печи.

При естественной тяге температура отходящих дымовых газов влияет на работу дымовой трубы. При снижении температуры дымовых газов тяга ухудшается, т.е. требуется большей высоты дымовая труба.

Опыт работы показывает, что при естественной тяге температура отходящих дымовых

газов не должна быть ниже 250 °С. При более низкой температуре газов трудно обеспечить нормальную работу печи и требуется создание искусственной тяги, т.е. применение дымососов.

Если начальная температура сырья сравнительно высокая, то для уменьшения потерь тепла с отходящими дымовыми газами и повышения КПД печи тепло отходящих дымовых газов используют, например, для получения водяного пара (путем установки котла-утилизатора) или подогрева воздуха. Таким образом, выбрав температуру газов, поступающих в дымовую трубу, определяют количество тепла $q_{ух}$ и, задавшись значением потерь тепла в окружающую среду $q_{пот}$, определяют по уравнению (XXI.3) коэффициент полезного действия печи.

ПОЛЕЗНАЯ ТЕПЛОВАЯ НАГРУЗКА ПЕЧИ И РАСХОД ТОПЛИВА

В общем случае тепло, сообщаемое в печи, идет на нагрев сырья, частичное или полное его испарение и на компенсацию эндотермического эффекта реакции, если в трубах печи происходит химическое превращение.

Кроме того, в некоторых печах в камере конвекции устанавливают пароперегреватель, тогда в полезную тепловую нагрузку входит и количество тепла, идущее на нагрев и подсушку водяного пара.

Количество тепла, воспринимаемое в печи сырьем,

$$Q_c = G_c\left[eH_{t_2} + (1-e)h_{t_2} + \beta q_p - h_{t_1}\right],$$

где G_c — количество сырья, проходящего через печь, кг; t_1 и t_2 — температуры сырья соответственно на входе и выходе из печи, К; e — массовая доля отгона на выходе сырья из печи; β — количество продуктов реакции в долях от исходного сырья; q_p — тепловой эффект реакции на 1 кг продуктов реакции, кДж/кг; h_{t_1}, h_{t_2}, и H_{t_2} — соответственно энтальпия сырья на входе в печь, неиспарившейся жидкости и паров при выходе из печи, кДж/кг.

Зная количество тепла Q_c, сообщаемого в печи, и коэффициент полезного действия η, можно определить расход топлива:

$$B = \frac{Q_c}{Q_p^н \eta},$$

где $Q_p^н$ — рабочая теплотворная способность топлива.

ПОГЛОЩЕНИЕ ТЕПЛА ПУЧКОМ РАДИАНТНЫХ ТРУБ

Поглощение поверхностью радиантных труб тепла излучения происходит неравномерно. Причину и характер неравномерности рассмотрим на примере двухрядного экрана при размещении труб в шахматном порядке (рис. XXI-3).

При большом отношении длины трубы к ее диаметру угол видимости топочного пространства для любой точки трубы примерно соответствует значению плоского угла, ограниченного крайними лучами и расположенного в плоскости, перпендикулярной к оси трубы. Так, для точки A угол ви-

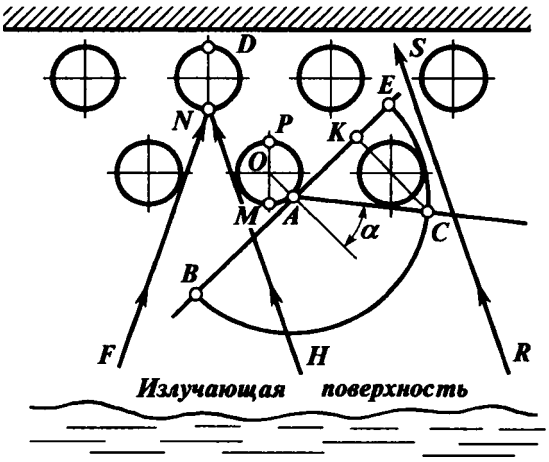


Рис. XXI-3. Схема, иллюстрирующая поглощение тепла пучком радиантных труб

димости топочного пространства ограничен с одной стороны касательной *AB*, а с другой стороны лучом *AC*, т. е. углом *BAC*.

В соответствии с законом Ламберта интенсивность лучей, попадающих в точку *A*, будет различной: максимальную интенсивность i_0 имеет луч, перпендикулярный к касательной в токе *A*. Луч *AC*, падающий под углом α, обладает меньшей интенсивностью, равной $i_0 \cos\alpha$.

Путем элементарных преобразований можно показать, что для точки *A* угловой коэффициент

$$\varphi_A = (1+\sin\alpha)/2.$$

Коэффициент φ может быть подсчитан как отношение $\varphi_A = BK/BE$. Точка *M*, лежащая на нижней образующей, имеет угол видимости равный 180° и, следовательно, для нее $\varphi = 1$.

Точка *P* поверхности трубы (см. рис. XXI-3) невидима со стороны топочного пространства и, следовательно, не будет поглощать тепло излучением непосредственно из топки; для этой точки угловой коэффициент $\varphi = 0$. Подобным способом может быть определена интенсивность поглощения тепла любой точкой, лежащей на наружной поверхности трубы.

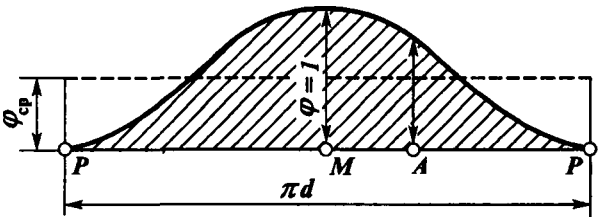
Если в прямоугольных координатах на оси абсцисс отложить значение периметра трубы, а на оси ординат значение углового коэффициента φ для некоторых произвольных точек поверхности трубы, то получим кривую, представленную на рис. XXI-4.

Согласно этому графику, количество тепла, поглощенного нижним рядом радиантных труб, различно для различных участков этих труб. Наибольшее количество тепла поглощается в точке *M*, а затем эта величина уменьшается влево и вправо от точки *M*.

Если взять прямоугольник площадью равновеликой площади заштрихованной фигуры (см. рис. XXI-4), то высота этого прямоугольника равна среднему значению коэффициента $\varphi_{ср}$ для всей трубы.

Значение среднего углового коэффициента $\varphi_{ср}$ позволяет определить размер плоской поверхности, эквивалентной данной трубе по количеству поглощенного тепла. Так, в нашем случае размер плоской поверхности, эквивалентной трубе по количеству тепла, поглощенного из топочного пространства,

Рис. XXI-4. Кривая изменения углового коэффициента по длине окружности трубы



$$h_л = \varphi_{ср}\pi dl,$$

где d, l — соответственно диаметр и длина трубы.

Итак, труба, имеющая фактическую поверхность $f = \pi dl$, в данных условиях воспринимает столько же тепла, сколько и плоская поверхность $h_л$.

Из аналогичных графических построений (см. рис. XXI-3) следует, что радиантные трубы, расположенные во втором ряду и менее освещенные, получают из топки меньше тепла, чем нижний ряд радиантных труб. Так, для точки N, расположенной аналогично точке M нижней трубы, значение угла видимости, ограниченного лучами FN и HN, намного меньше угла видимости для точки M, равного 180°.

Подобная графическая интерпретация наглядно показывает неравномерность поглощения тепла из топки не только в пределах поверхности одной трубы, но и для разных труб, принадлежащих верхнему и нижнему рядам.

Из построения (см. рис. XXI-3) следует также, что некоторые лучи, исходящие из топочного пространства, пройдут между трубами и поглотятся непосредственно сводом печи (луч RS). Свод, обладающий высокой степенью черноты, поглощает тепло и вследствие значительной толщины свода и хорошей его изоляции нагреется и начнет в свою очередь излучать тепло.

Энергия, излучаемая сводом, частично поглощается верхними и нижними рядами труб; поток лучей от свода обратен по направлению потоку лучей из топки. При этом точка D верхнего ряда труб по отношению к потоку лучей, отходящих от свода, находится в тех же условиях, что и точка M нижнего ряда по отношению к потоку лучей из топки.

Это, так называемое обратное излучение свода в некоторой степени выравнивает тепловую нагрузку радиантных труб, однако неравномерность поглощения тепла различными участками верхнего и нижнего рядов радиантных труб по-прежнему сохраняется, так как вследствие более высокой температуры в топке интенсивность потока лучей из топки значительно выше интенсивности потока лучей от свода.

Из схемы (см. рис. XXI-3) видно, что распределение поглощенного тепла между верхним и нижним рядами труб, а также неравномерность поглощения тепла для каждой данной трубы зависят от расстояния между трубами. Чем меньше эта величина, тем меньше тепла поглотят верхние радиантные трубы и тем меньше роль обратного излучения от свода.

Для определения размера плоской поверхности $H_л$, эквивалентной по количеству поглощенного тепла пучку радиантных труб, а также для нахождения степени неравномерности тепла, поглощаемого различными

участками труб, удобно пользоваться графиком, составленным Хоттелем (рис. XXI-5), где по оси абсцисс отложено отношение m расстояния между центрами труб к диаметру трубы, т.е. расстояние между осями двух смежных труб, выраженное числом диаметров труб. По оси ординат отложен *фактор формы* K, показывающий отношение количества тепла, поглощенного пучком радиантных труб, к количеству тепла, поглощенного при прочих равных условиях плоской поверхностью, который по значению равен заэкранированной поверхности кладки. Так, если фактор формы $K = 0{,}88$, то данный пучок радиантных труб поглощает 88 % количества тепла, которое при тех же условиях поглотила бы заэкранированная поверхность кладки.

Каждая из шести кривых (см. рис. XXI-5) представляет зависимость фактора формы K от расстояния между центрами труб и числа рядов труб при прямом излучении топки, обратном излучении свода и суммарном излучении.

В табл. XXI.1 приведены значения фактора формы K, определенные по графику Хоттеля при расстоянии между осями труб, равном $2d$.

Данные этой таблицы позволяют сделать следующие выводы:

1. Двухрядный экран поглощает тепла в 0,98:0,88 = 1,11 раза больше, чем однорядный экран, при этом поверхность радиантных труб увеличивается почти в 2 раза.

Вследствие высокой стоимости труб в общей стоимости печи размещение радиантных труб в два ряда при одностороннем облучении нецелесообразно. Такое расположение радиантных труб оправдывается только в отдельных случаях.

2. При размещении радиантных труб в два ряда поглощенное тепло неравномерно распределяется между верхним и нижним рядами труб. Доля тепла, поглощенного верхним и нижним рядами труб в отдельности, по отношению к количеству тепла, поглощенного обоими рядами, соответственно составит:

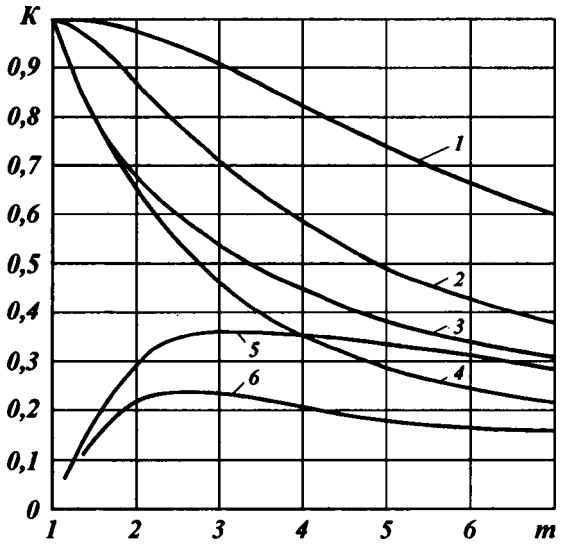


Рис. XXI-5. График Хоттеля для определения фактора формы K:
1 — общее количество тепла, передаваемого двум рядам; *2* — то же, одному ряду (всего один ряд); *3* — количество тепла, передаваемое нижнему ряду (всего два ряда); *4* — прямое излучение, передаваемое нижнему ряду; *5* — общее количество тепла, передаваемого верхнему ряду (всего два ряда); *6* — прямое излучение, передаваемое верхнему ряду (всего два ряда)

Таблица XXI.1

Значение фактора формы K

Трубы, поглощающие тепло	K при различном размещении труб		Примечание и позиции соответствующих кривых (см. рис. XXI-5)
	в один ряд	в два ряда	
Нижний ряд:			
прямое излучение из топки и обратное излучение свода	0,88	0,68	*3* и *2*
прямое излучение из топочного пространства	0,66	0,66	*4*
излучение свода	0,22	0,02	По разности двух предыдущих значений
Верхний ряд:			
излучение из топки		0,22	*6*
излучение из топки и свода		0,30	*5*
излучение свода		0,08	По разности
Все ряды:			
прямое и обратное излучение	0,88	0,98	*1* и *2*

для нижнего ряда $\frac{0,68}{0,98} \cdot 100 = 69,4\ \%$;

для верхнего ряда $\frac{0,30}{0,98} \cdot 100 = 30,6\ \%$.

Таким образом, нижний ряд труб поглощает тепла в 0,68:0,30 = 2,27 раза больше, чем верхний. Эту неравномерность поглощения тепла необходимо учитывать при размещении труб в два ряда.

Располагая значением фактора формы K, можно определить эквивалентную плоскую поверхность $H_л$. Выше было отмечено, что фактор формы K равен отношению количества тепла, поглощенного пучком радиантных труб, к количеству тепла, поглощенному заэкранированной поверхностью кладки при тех же условиях. Отношение количеств тепла может быть заменено отношением поверхностей, т. е.

$$K = H_л/H,$$

где $H_л$ — эквивалентная плоская поверхность; H — заэкранированная поверхность кладки.

Отсюда следует, что

$$H_л = KH.$$

При двустороннем облучении радиантных труб значение фактора формы K также может быть оценено с помощью графика Хоттеля. Так, при двухрядном экране для ближайшего к форсунке ряда $K_1 = 0,66$, для второго ряда $K_2 = 0,22$, а с учетом освещенности с двух сторон $K = 2(0,66 + 0,22) = 1,76$.

Таким образом, при сравнении двустороннего освещения с односторонним (размещение труб у стен) двухрядный экран обеспечивает в 1,76 : 0,98 = 1,8 раза большую передачу тепла.

Двустороннее облучение однорядного экрана дает фактор формы $K = 2 \cdot 0,66 = 1,32$.

При двустороннем облучении двухрядное расположение труб дает увеличение количества поглощенного тепла в 1,76:1,32 = 1,33 раза по сравнению с однорядным, хотя число труб различается в 2 раза.

Еще раз отметим, что приведенные выше цифры справедливы, когда расстояние между осями труб равно $2d$, при другом размещении труб численные значения фактора формы несколько изменяются (см. рис. XXI-5).

ОСНОВНЫЕ ТИПЫ ПЕЧЕЙ

В промышленности применяется большое число различных конструкций и типоразмеров трубчатых печей. При выборе печи в основном следует учитывать вид топлива (газовое или комбинированное); требование технологического процесса к расположению труб камеры радиации (горизонтальное или вертикальное); необходимость дифференциального подвода тепла к трубам камеры радиации; количество регулируемых потоков; время пребывания продукта в печи или камере радиации. В настоящем кратком обзоре нет необходимости характеризовать печи всех известных типов. Рассмотрим только печи основных типов, имеющих широкое распространение.

На действующих установках нефтегазопереработки широко распространены шатровые печи и печи беспламенного горения, которые в настоящее время отнесены к печам устаревшей конструкции.

Шатровые печи (рис. XXI-6), имеющие две камеры радиации с наклонным сводом и одну камеру конвекции, расположенную в центре печи, применяются на установках АВТ производительностью 1,5—3,0 млн. т/год. Нагреваемое сырье поступает в конвекционную камеру и двумя потоками проходит через трубы. В печи имеются муфели, в которых размещаются форсунки. Горение топлива практически завершается в муфельном канале, и в топку поступают раскаленные продукты сгорания. Двухскатные печи шатрового типа имеют серьезные недостатки: они громоздки, металлоемки, КПД их не превышает 0,74, теплонапряженность камер низкая, дымовые газы покидают конвекционную камеру при сравнительно высокой температуре (450—500 °С).

В 60-е годы на АВТ и других технологических установках начали широко применяться печи беспламенного горения с излучающими стенками (рис. XXI-7). Беспламенные панельные горелки *1* расположены пятью рядами в каждой фронтальной стене камеры радиации. Каждый горизонтальный ряд имеет индивидуальный газовый коллектор, что создает возможность независимого регулирования теплопроизводительности горелок одного ряда и теплопередачи к соответствующему участку радиантного экрана *2*. Существует пять типов печей с излучающими стенками, тепловая мощность которых изменяется от 8,9 до 26,7 МВт. Конструктивно печи отличаются между собой в основном длиной труб, которая в зависимости от тепловой мощности изменяется от 6 до 18 м. Дымовые трубы печей расположены в верхней части, дымовые газы направляются снизу вверх. Печи работают на газообразном топливе, причем газы должны иметь постоянный углеводородный состав, что является серьезным недостатком печей.

В печи предусмотрена возможность работы на резервном жидком и газовом (газ, содержащий конденсат) топливе. Для этого в поду камеры

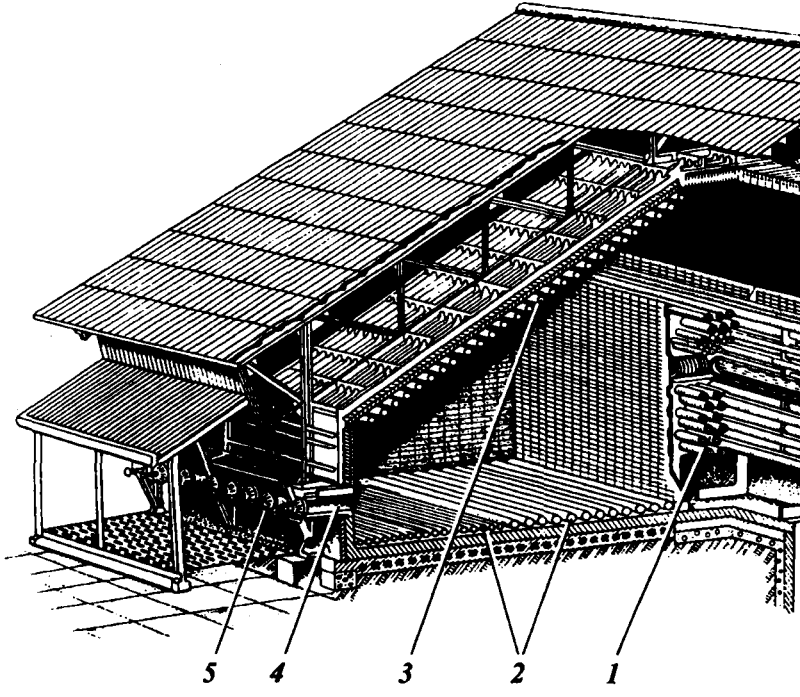
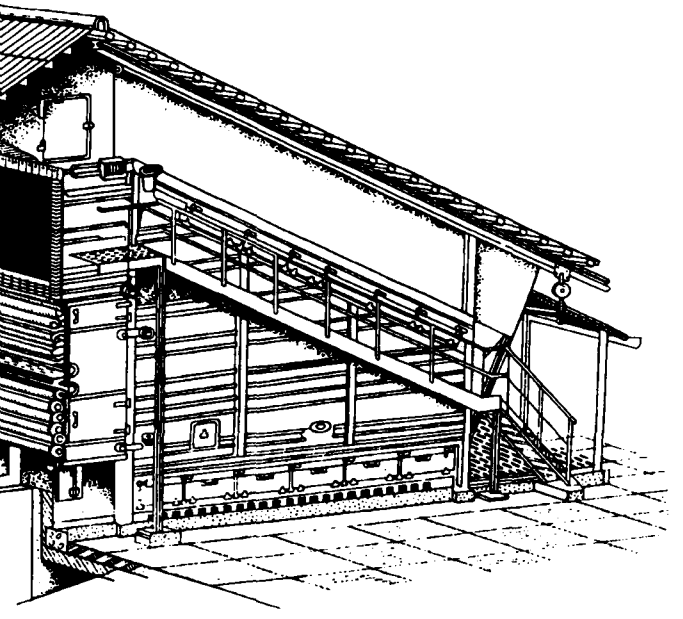


Рис. XXI-6. Схема двухкамерной печи с наклонным сводом:
1 — конвекционная камера; *2* — подовый экран радиантной камеры; *3* форсунки



— потолочный экран радиантной камеры; *4* — муфели; *5* —

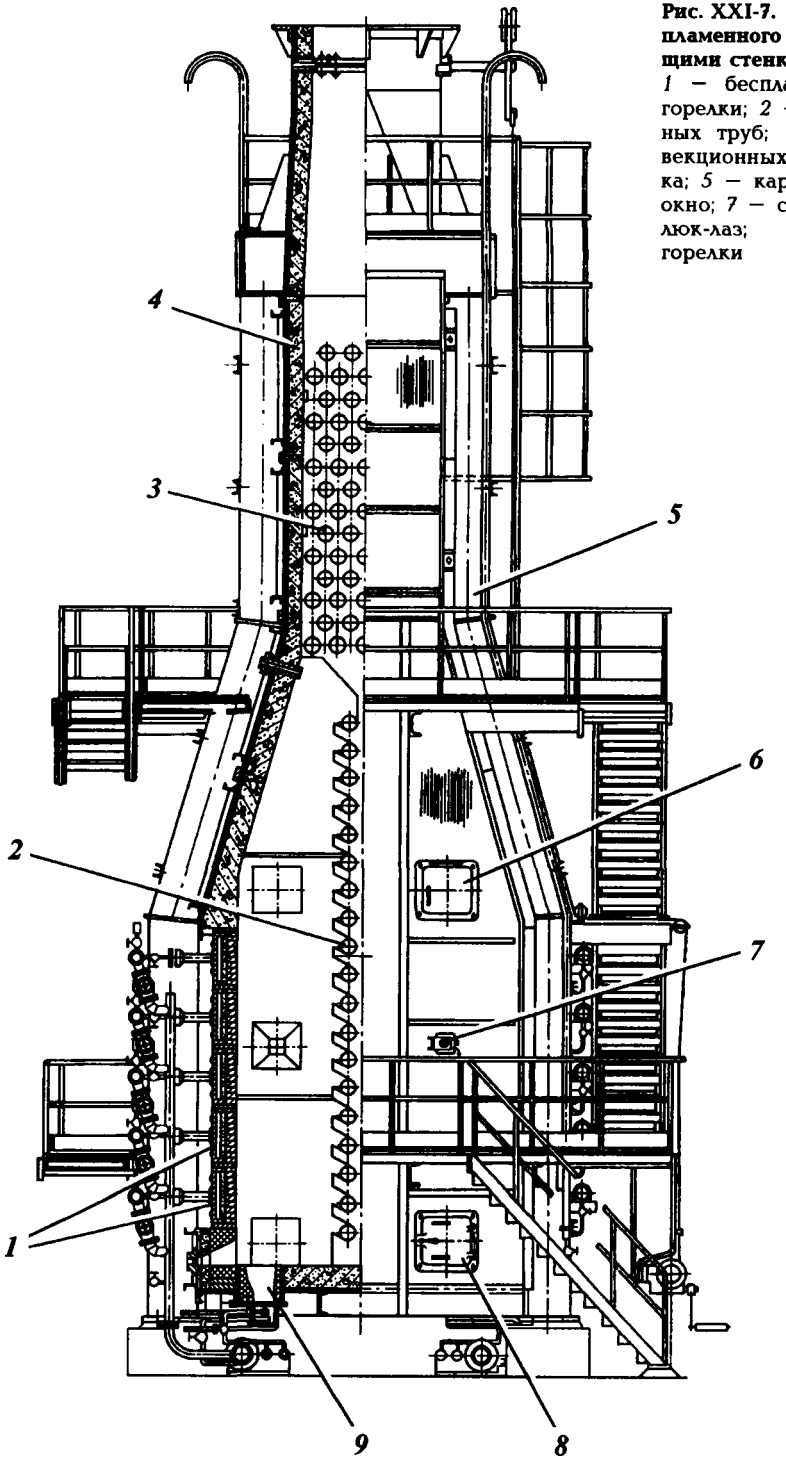


Рис. XXI-7. Трубчатая печь беспламенного горения с излучающими стенками:
1 — беспламенные панельные горелки; *2* — змеевик радиантных труб; *3* — змеевик конвекционных труб; *4* — футеровка; *5* — каркас; *6* — выхлопное окно; *7* — смотровое окно; *8* — люк-лаз; *9* — резервные горелки

радиации вдоль излучающих стен установлены резервные газомазутные горелки *9*. Факелы этих горелок настилаются на поверхность панельных горелок и образуют сплошное зеркало излучения. При этом первичный воздух подается к горелкам в поду через регистры с шиберами, а вторичный — по высоте настила факела через смесители отключенных панельных горелок. Печи беспламенного горения компактны, малогабаритны.

В совершенствование и конструирование трубчатых печей нового типа, повышение их эффективности, типизацию и стандартизацию печного оборудования большой вклад сделан ВНИИнефтемашем, который создал и осуществил внедрение в промышленность трубчатых печей ряда типов, по которым издан каталог, позволяющий выбрать конструкцию и размеры типовой трубчатой печи для соответствующего технологического процесса.

При составлении каталога были приняты следующие условные обозначения: первая буква — конструктивное исполнение (**Г** — трубчатые печи с верхним отводом дымовых газов и горизонтальными радиантными трубами; **В** — трубчатые печи с верхним отводом дымовых газов и вертикальными радиантными трубами; **Ц** — цилиндрические трубчатые печи с верхней камерой конвекции; **К** — цилиндрические трубчатые печи с кольцевой камерой конвекции; **С** — секционные трубчатые печи); вторая буква — способ сжигания топлива (**С** — свободный факел; **Н** — настильный факел; **Д** — настильный факел с дифференциальным подводом воздуха по высоте факела). Цифра, стоящая после буквенного обозначения, означает число радиантных камер или секций, при отсутствии цифры печь однокамерная или односекционная.

Печи типа ГС — коробчатые с верхним отводом дымовых газов, горизонтальным расположением труб в радиантной и конвекционной камерах и свободного вертикального сжигания комбинированного топлива (рис. XXI-8). Горелки расположены в один ряд в поду печи. Обслуживание горелок производится с одной стороны печи, что позволяет устанавливать рядом две камеры радиации (рис. XXI-9, печи типа ГС2).

Печи типа ГС применяются на установках атмосферной и вакуумной перегонки нефти, вторичных процессов.

Печи типа ГС2 предпочтительны на установках замедленного коксования, крекинг-процессов, где требуется нагрев нефтепродуктов с низкими значениями теплонапряженности поверхности нагрева (29 кВт/м^2)

Печи типа ГН — коробчатые с верхним отводом дымовых газов, горизонтальным настенным или центральным трубным экраном и объемно-настильного сжигания комбинированного топлива (вариант I) или настильного сжигания газового топлива на фронтальные стены (вариант II).

При исполнении печи по варианту I горелки расположены в два ряда на фронтальных стенах под углом 45° (рис. XXI-10). По оси печи расположена настильная стена, на которую направлены горящие факелы. Печь ГН2 имеет две камеры радиации и применяется для процессов, требующих "мягкий" режим нагрева (установки замедленного коксования, крекинг-процессы).

По варианту II горелки расположены ярусами на фронтальных стенах, а двухрядный горизонтальный экран — по оси печи. Тепло к экранам передается от фронтальных стен, на которые настилаются факелы веерных горелок. Данный тип печи предназначен для реконструкции существующих печей беспламенного горения, а также в процессах средней производительности, обеспеченных газовым топливом, в том числе с большим процентом водорода.

Печи типа ВС — узкокамерные секционные с верхним отводом

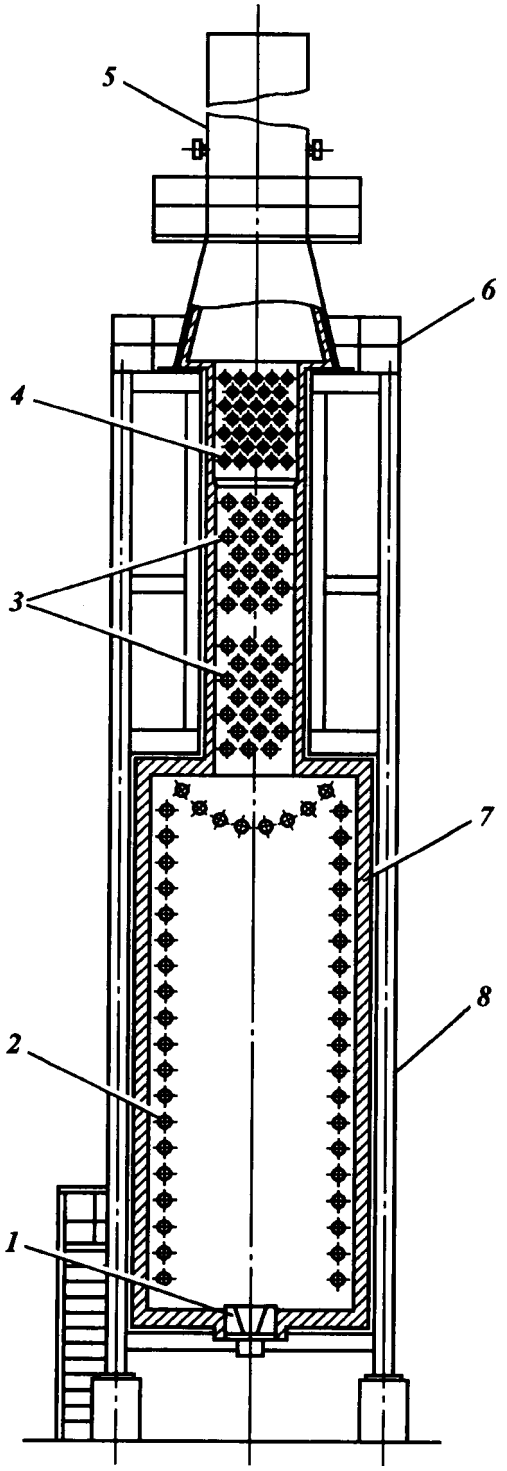
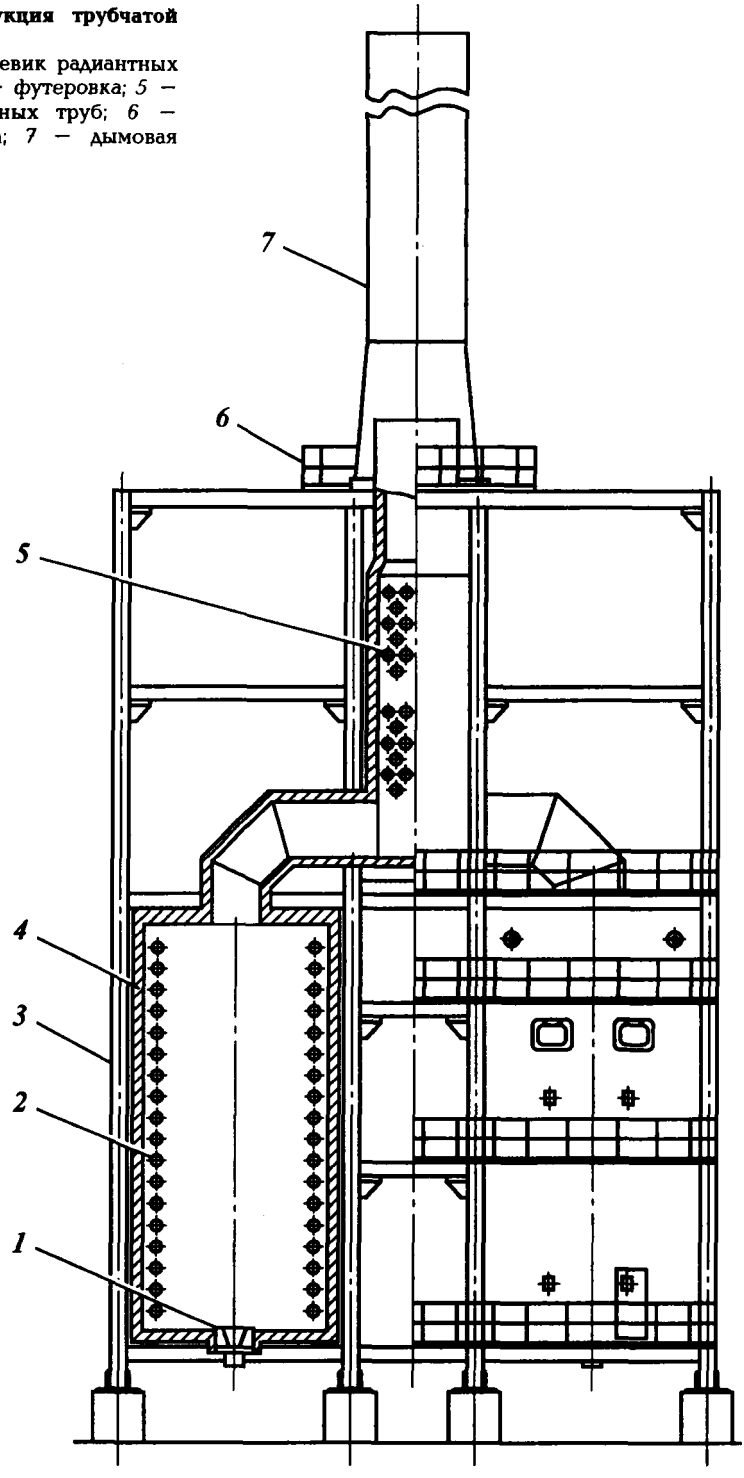


Рис. XXI-8. Схема трубчатой печи типа ГС:
1 — горелка; *2* — змеевик радиантных труб; *3* — змеевик конвекционных труб; *4* — воздухоподогреватель; *5* — дымовая труба; *6* — лестничная площадка; *7* — футеровка; *8* — каркас

Рис. XXI-9. Конструкция трубчатой печи типа ГС2:
1 — горелка; *2* — змеевик радиантных труб; *3* — каркас; *4* — футеровка; *5* — змеевик конвекционных труб; *6* — лестничная площадка; *7* — дымовая труба



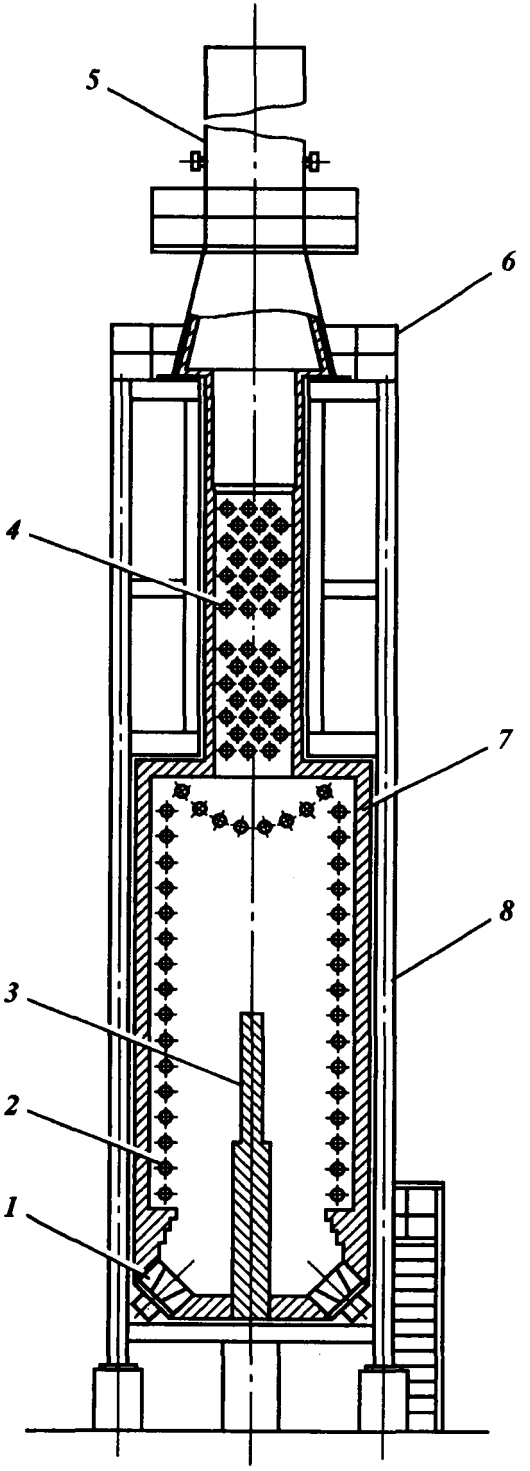
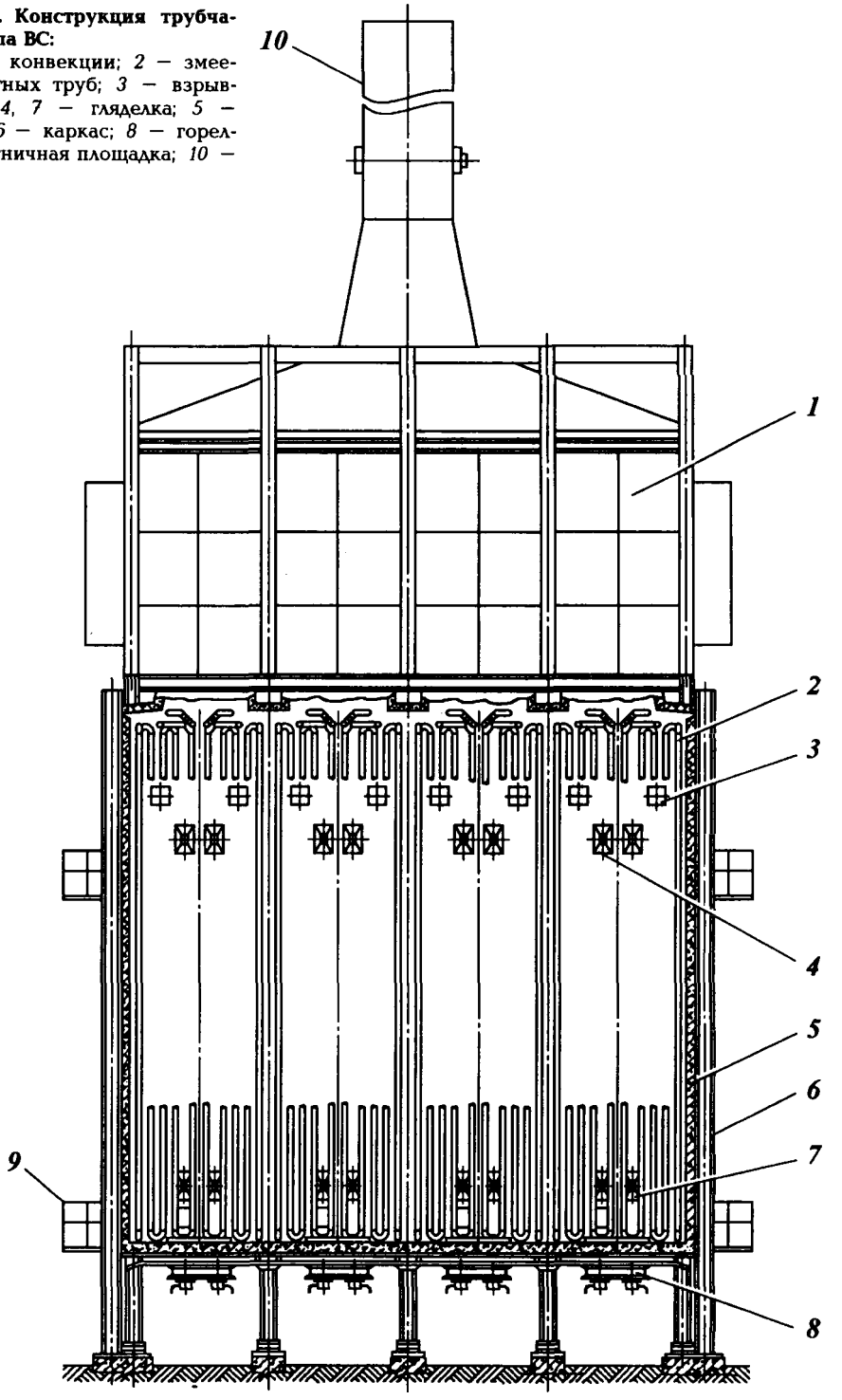


Рис. XXI-10. Схема трубчатой печи типа ГН:
1 — горелка; *2* — змеевик радиантных труб; *3* — настильная стенка; *4* — змеевик конвекционных труб; *5* — дымовая труба; *6* — лестничная площадка; *7* — футеровка; *8* — каркас

Рис. XXI-11. Конструкция трубчатой печи типа ВС:
1 — камера конвекции; *2* — змеевик радиантных труб; *3* — взрывное окно; *4*, *7* — гляделка; *5* — футеровка; *6* — каркас; *8* — горелка; *9* — лестничная площадка; *10* — дымовая



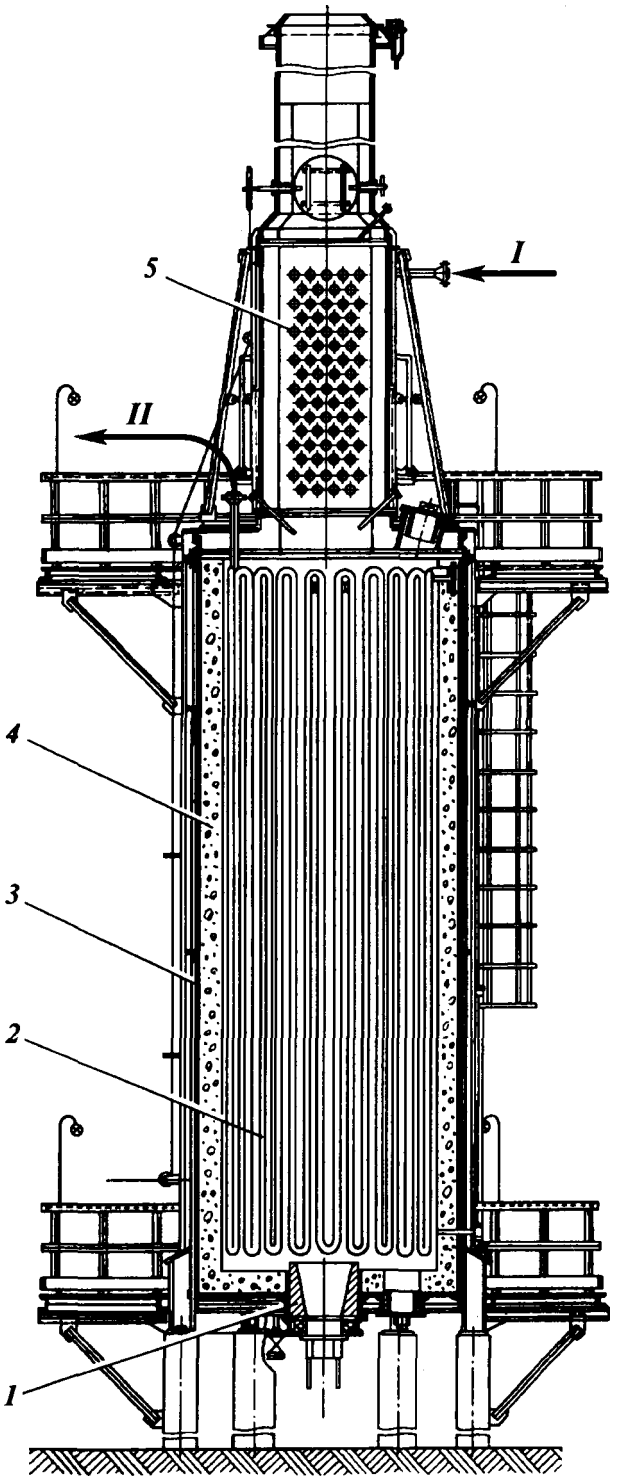


Рис. XXI-12. Конструкция трубчатой печи типа ЦС:
1 — горелка; *2* — змеевик радиантных труб; *3* — каркас; *4* — футеровка; *5* — змеевик конвекционных труб. Потоки: *I* — продукт на входе; *II* — продукт на выходе

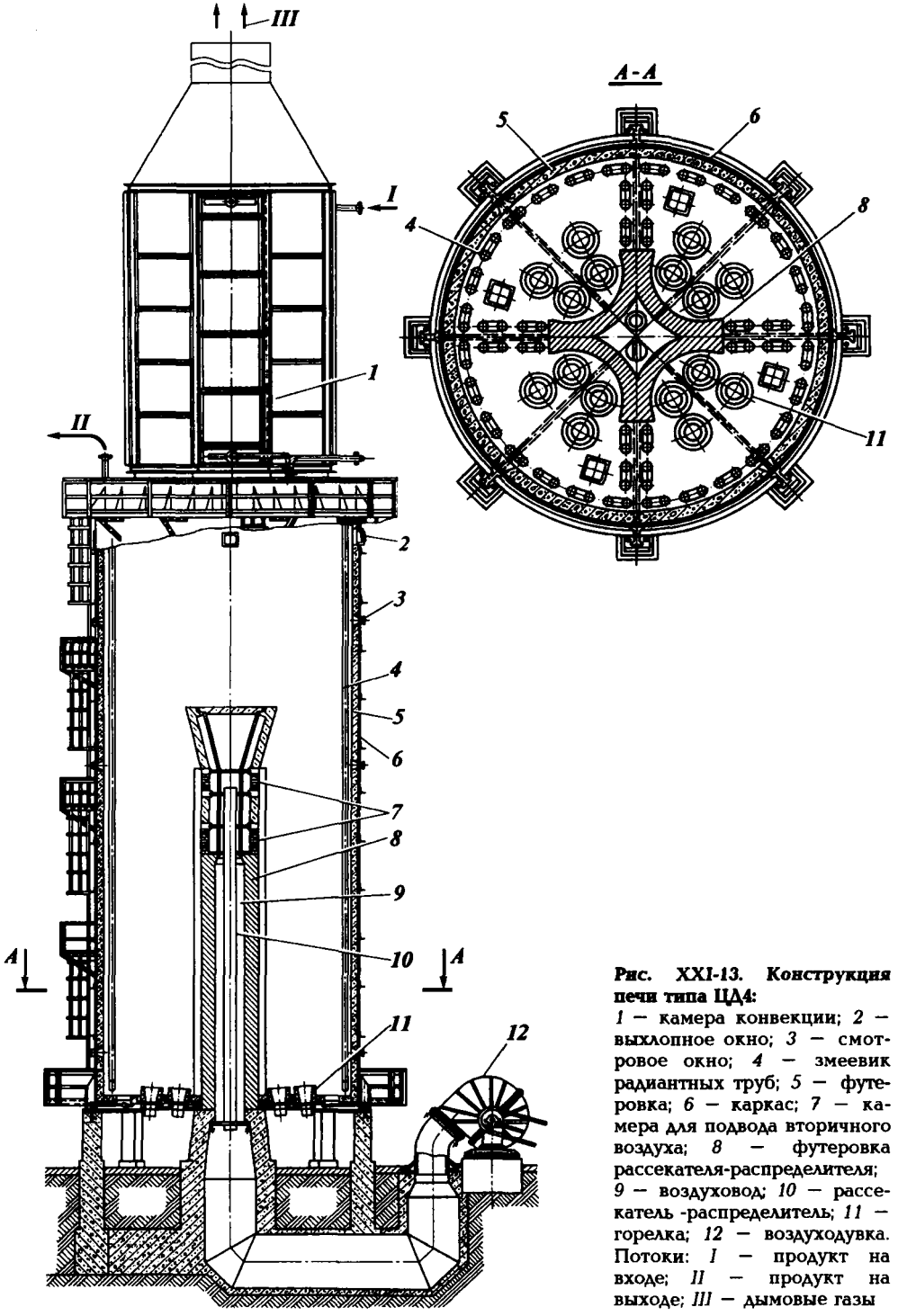
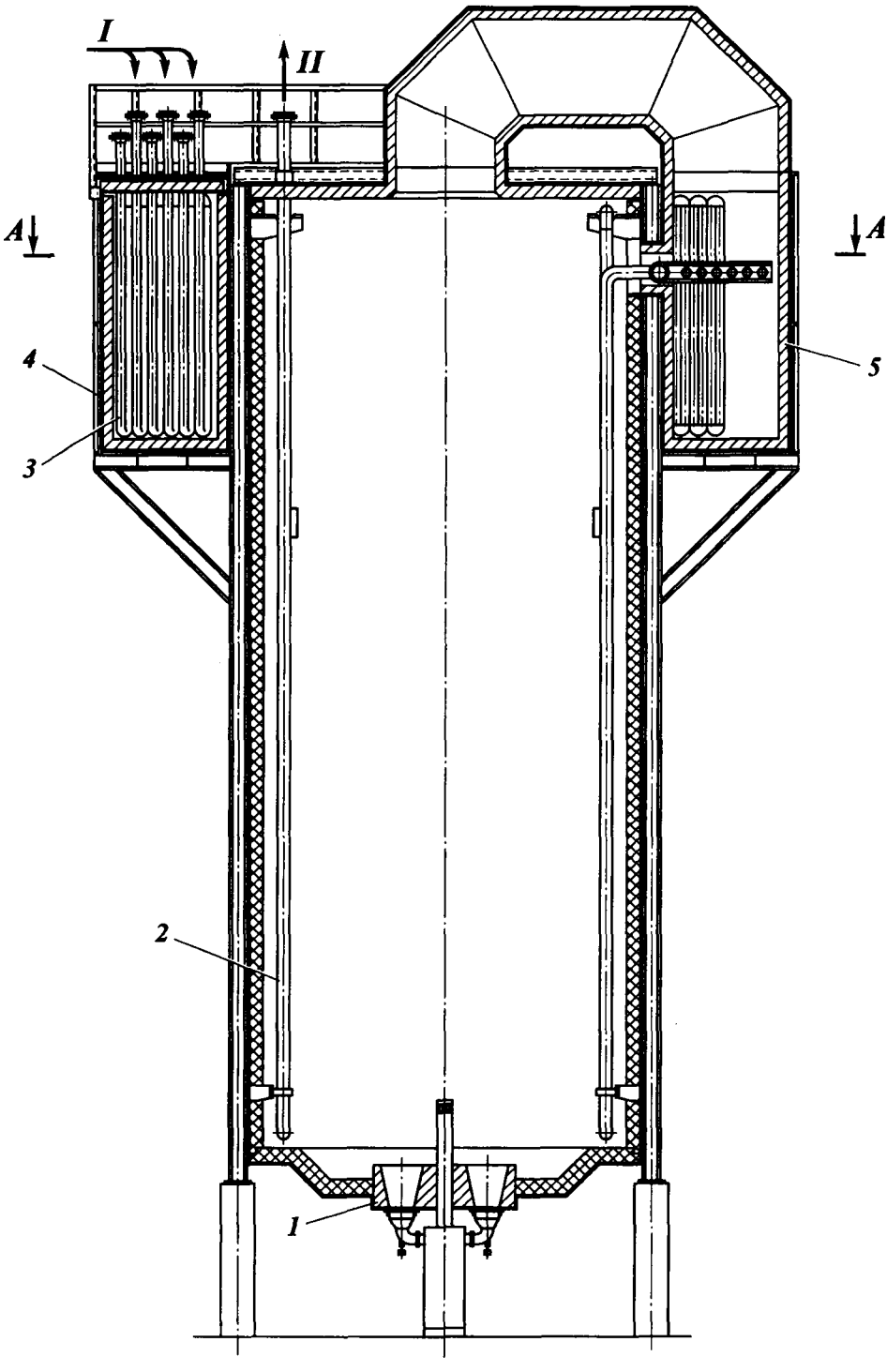


Рис. XXI-13. Конструкция печи типа ЦД4:
1 — камера конвекции; *2* — выхлопное окно; *3* — смотровое окно; *4* — змеевик радиантных труб; *5* — футеровка; *6* — каркас; *7* — камера для подвода вторичного воздуха; *8* — футеровка рассекателя-распределителя; *9* — воздуховод; *10* — рассекатель -распределитель; *11* — горелка; *12* — воздуходувка. Потоки: *I* — продукт на входе; *II* — продукт на выходе; *III* — дымовые газы


I
II
A
A
4
3
5
2
1

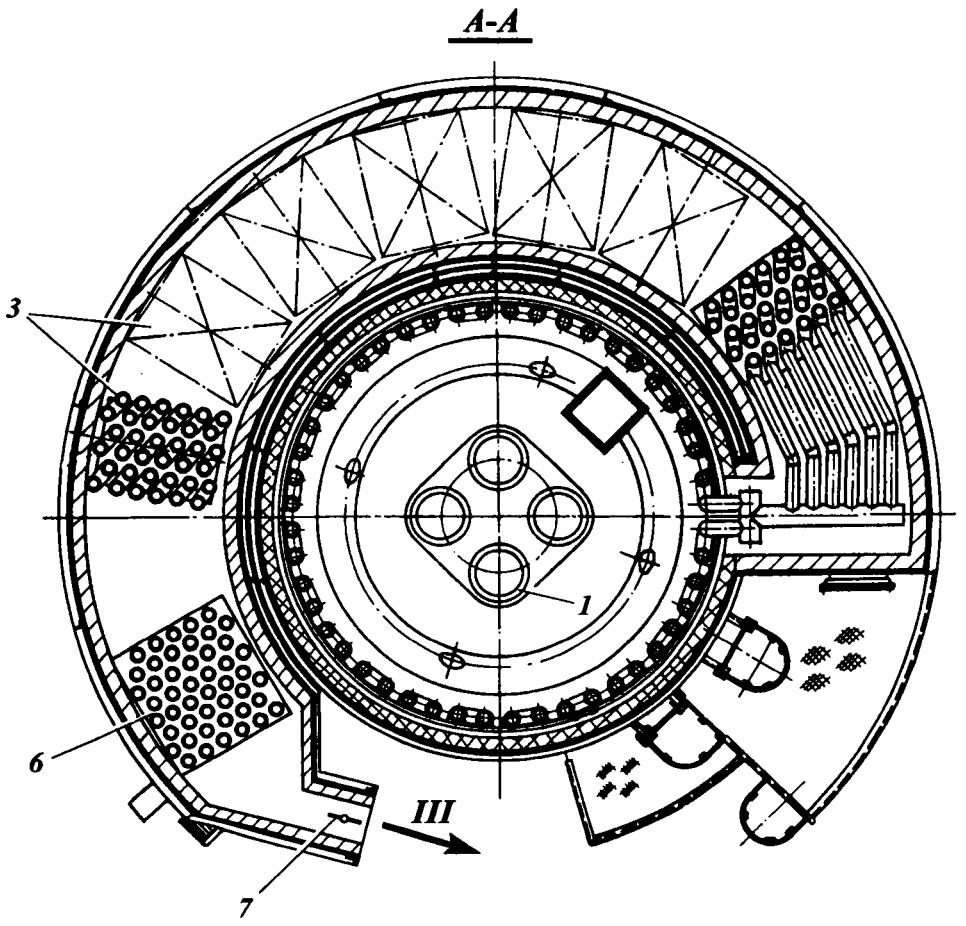


Рис. XXI-14. Конструкция печи типа КС:
1 — горелка; *2* — змеевик радиантных труб; *3* — змеевик конвекционных труб; *4* — каркас; *5* — футеровка; *6* — воздухоподогреватель; *7* — шибер. Потоки: *I* — продукт на входе; *II* — продукт на выходе; *III* — дымовые газы

дымовых газов и вертикальными трубами змеевика (рис. XXI-11). Производительность каждой секции 10—17 МВт. Вертикальные трубы радиантного змеевика расположены у всех четырех стен камеры. Газомазутные горелки расположены в поду камеры, обслуживание горелок с двух сторон. Предусмотрены четыре типоразмера этих печей, каждый типоразмер отличается количеством одинаковых камер радиации.

Над камерой радиации расположена камера конвекции прямоугольного сечения с горизонтальными гладкими трубами. У многосекционных трубчатых печей камеры радиации отдельных секций объединены в общем корпусе. Смежные секции отделены одна от другой двумя рядами труб радиантного змеевика двустороннего облучения. В крайних секциях у стен радиантные трубы размещены в один ряд.

Печи типа ВС установлены на установках ЛК-6-У, применяют на установках АТ, вторичной переработки и т.д.

Печи типа СС — секционные с горизонтально расположенным змеевиком, отдельно стоящей конвекционной камерой, встроенным воздухоподогревателем и свободного вертикально-факельного сжигания топлива. Трубный змеевик каждой секции состоит из двух или трех транспортабельных пакетов заводского изготовления. Змеевик каждой секции самонесущий и устанавливается непосредственно на поду печи.

Печи типа ЦС — цилиндрические с пристенным расположением труб змеевика в одной камере радиации и свободного вертикально-факельного сжигания комбинированного топлива. Печи выполняются в двух вариантах: без камеры конвекции и с камерой конвекции (рис. XXI-12).

Цилиндрическая камера радиации установлена на столбчатом фундаменте для удобства обслуживания газовых горелок, размещенных в поду печи. Радиантный змеевик собран из вертикальных труб на приваренных калачах; в центре пода печи установлена газомазутная горелка. Змеевики упираются на под печи, вход и выход продукта осуществляется сверху.

Печь типа ЦД4, продольный разрез которой показан на рис. XXI-13, является радиантно-конвекционной, у которой по оси камеры радиации имеется рассекатель-распределитель в виде пирамиды с вогнутыми гранями, представляющими собой настильные стены для факелов горелок, установленных в поду печи.

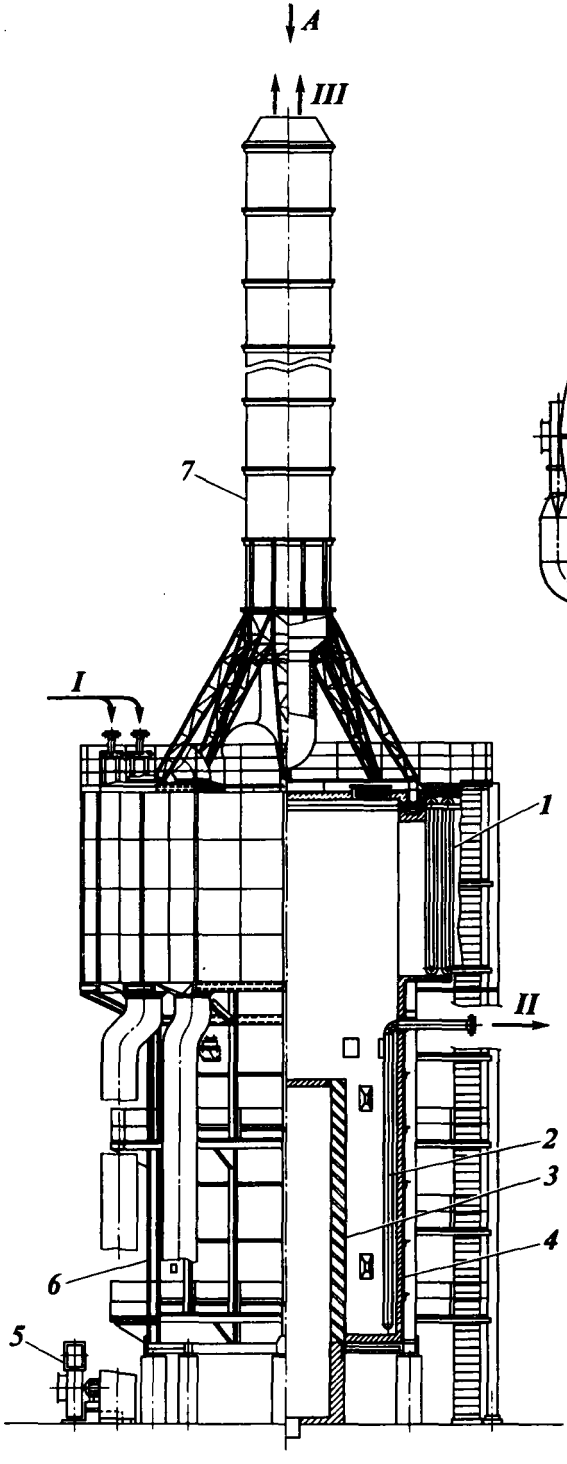
Рассекатель-распределитель разбивает камеру радиации на несколько независимых зон теплообмена (см. рис. XXI-13, их четыре) с целью возможной регулировки теплонапряженности по длине радиантного змеевика. Внутренняя полость каркаса рассекателя разбита на отдельные воздуховоды; в кладке грани рассекателя по высоте грани есть каналы прямоугольного сечения для подвода вторичного воздуха к настильному факелу каждой грани. Каждый воздуховод оснащен поворотным шибером, управляемым с площадки обслуживания.

В кладке граней рассекателя на двух ярусах по высоте граней расположены каналы прямоугольного сечения для подвода вторичного воздуха из воздуховодов к настильному факелу каждой грани. Изменяя подачу воздуха через каналы, можно регулировать степень выгорания топлива в настильном факеле, что позволяет выравнивать теплонапряженность по высоте труб в камере радиации.

Радиантный подвесной змеевик состоит из труб, расположенных у стен цилиндрической камеры. Настенные радиантные трубы размещены в один ряд и имеют одностороннее облучение, а радиальные с двусторонним облучением размещены в два ряда.

Печи типа КС — цилиндрические с кольцевой камерой конвекции, встроенным воздухоподогревателем, вертикальными трубными змеевиками в камерах радиации и конвекции и свободного вертикально-факельного сжигания топлива (рис. XXI-14). Комбинированные горелки расположены в поду печи. На стенах камеры радиации установлен одно- или двухрядный настенный трубный экран. Конвективный змеевик так же, как и воздухоподогреватель, набирают секциями и располагают в кольцевой камере конвекции, установленной соосно с цилиндрической радиантной камерой.

Печи типа КД4 — цилиндрические четырехсекционные с кольцевой камерой конвекции, встроенным воздухоподогревателем, дифференциальным подводом воздуха по высоте факела, вертикальным расположением



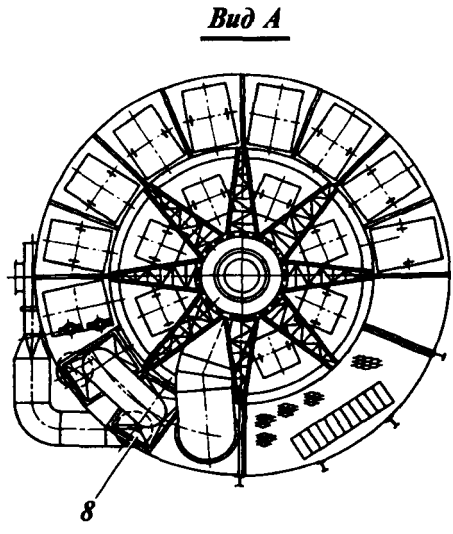


Рис. XXI-15. Конструкция печи типа КД4: *1* — змеевик конвекционных труб; *2* — змеевик радиантных труб; *3* — рассекатель-распределитель; *4* — футеровка; *5* — воздуходувка; *6* — каркас ; *7* — дымовая труба; *8* — воздухоподогреватель. Потоки: *I* — продукт на входе; *II* — продукт на выходе; *III* — дымовые газы

змеевика радиантных и конвекционных труб, настильным сжиганием комбинированного топлива.

Печи выполняются в двух конструктивных исполнениях: с дымовой трубой, установленной на печи (рис. XXI-15) или стоящей отдельно.

Дутьевые комбинированные горелки расположены в поду печи. Оси горелок наклонены в сторону рассекателя-распределителя, установленного в центре печи.

Рассекатель изготовлен в виде пирамиды с вогнутыми гранями, представляющими собой настильные стены для факелов горелок каждой камеры радиации. Рассекатель выполняет следующие функции: делит объем радиантной камеры на четыре автономные зоны теплообмена, что позволяет осуществлять дифференцированный подвод тепла по длине радиантного змеевика; является поверхностью настила факелов горелок, которые имеют стабильную толщину, что позволяет приблизить трубные экраны к горелкам и сократить объем камеры.

В печи осуществляется двухстадийное сжигание топлива. Первичный воздух (около 70 % объема) подается принудительно к горелкам, а остальное количество — по высоте настила, для чего в кладке граней расположены каналы прямоугольного сечения, а в каркасе рассекателя — отдельные воздуховоды, количество которых вдвое превышает количество граней. Каждый воздуховод оснащен поворотным шибером. Двухстадийное сжигание топлива дает возможность растянуть факелы по высоте граней и повысить равномерность излучения по высоте радиантных труб.

Конвективный змеевик, как и воздухоподогреватель, набирают секциями и размещают в кольцевой камере конвекции, расположенной соосно с цилиндрической радиантной камерой.

РАСЧЕТ РАДИАНТНОЙ ПОВЕРХНОСТИ

Важнейшей частью расчета трубчатой печи является определение размеров радиантной поверхности и количества поглощаемого ею тепла, а для типовых печей с известной поверхностью радиантных труб — определение количества поглощаемого тепла и важнейших тепловых показателей: теплонапряженности поверхности нагрева, температуры газов, покидающих топку и др.

Радиантные трубы поглощают тепло, излучаемое факелом, стенками кладки и потоком трехатомных дымовых газов, и воспринимают некоторое количество тепла путем свободной конвекции.

Теплообмен, происходящий в топочной камере, сложен, что обусловливает и сложность расчета.

В соответствии с законом Стефана — Больцмана количество тепла, переданного излучением, в общем виде может быть выражено уравнением:

$$Q_{\text{р.л}} = C\varphi H\left[\left(\frac{T}{100}\right)^4 - \left(\frac{\theta}{100}\right)^4\right],$$

где C — коэффициент взаимного излучения; φ — угловой коэффициент, зависящий от размеров топки и взаимного расположения излучающей и поглощающей поверхностей; H — поверхность теплообмена, м^2; T —

температура излучающей поверхности, К; θ — температура лучепоглощающей поверхности, К.

Коэффициент φ показывает, какая часть излучаемого тепла поглощается данной лучепоглощающей поверхностью. Этот коэффициент учитывает не только взаимное расположение излучающей и поглощающей поверхностей, но и интенсивность лучей, значение которой в соответствии с законом Ламберта меняется в зависимости от угла падения лучей на поглощающую поверхность. Использование этого уравнения связано с большими трудностями вследствие того, что температура различных участков источника излучения (факел, части стенок кладки) и потока дымовых газов меняется в широких пределах.

В этом уравнении следует принимать такое среднее значение температуры излучающей поверхности T, которое будет соответствовать количеству тепла, передаваемого в реальных условиях. Причем даже небольшая неточность в определении среднего значения величины T приводит к значительным погрешностям в определении количества переданного тепла, так как величина T входит в уравнение в четвертой степени.

Для трубчатых печей температура лучепоглощающей поверхности θ также является переменной. Однако температура различных участков по длине радиантных труб изменяется сравнительно мало (100 — 150 °С); кроме того, величина $(\theta/100)^4$ значительно меньше величины $(T/100)^4$, поэтому неточность в определении среднего значения θ меньше сказывается на результатах расчета.

Не меньшую сложность представляет определение коэффициента φ, так как его значение для различных точек излучающей поверхности различно и, следовательно, требуется определить среднее значение коэффициента φ для всех элементов излучающей поверхности.

Процессы теплообмена в промышленных топках очень сложны, поэтому нет единого общепринятого метода теплового расчета трубчатых печей.

Существующие методы расчета можно разбить на эмпирические и аналитические.

Эмпирические методы, основанные на обобщении экспериментальных данных, имели широкое распространение вследствие простоты расчета и удовлетворительной сходимости с данными практики. Однако они применимы только для строго определенных условий.

Аналитические методы расчета отличаются сложностью, но поскольку базируются на основных законах теплообмена, то их можно применять в более широких пределах. Они обеспечивают вполне удовлетворительную сходимость с данными практики.

При расчете теплопередачи в камере радиации определяются следующие величины: 1) количество тепла, переданного радиантным трубам, $Q_р$; 2) поверхность радиантных труб $H_р$, обеспечивающая поглощение такого количества тепла; 3) температура дымовых газов $T_п$, покидающих камеру радиации, и теплонапряженность радиантных труб $q_р$. Все эти величины взаимосвязаны, поэтому выбор одной или двух величин при данных условиях определяет остальные.

При расчете теплопередачи радиантной поверхности пользуются понятием коэффициента прямой отдачи μ. Под этой величиной подразумевают отношение количества тепла, воспринимаемого радиант-

ными трубами, к количеству тепла, полезно выделенному в топочном пространстве при сгорании топлива:

$$\mu=\frac{Q_р}{BQ_р^н\eta_т},$$

где $\eta_т$ — коэффициент полезного действия топки, учитывающий потери тепла в окружающую среду стенками топочной камеры, а также потери тепла от химического и механического недожога топлива.

Значение коэффициента прямой отдачи трубчатых печей находится в пределах 0,4—0,6, т.е. 40—60 % всего тепла, полезно выделенного при сгорании топлива, поглощается радиантными трубами.

С увеличением температуры дымовых газов $T_п$, покидающих топочную камеру, уменьшаются количество тепла, передаваемого радиантным трубам, коэффициент прямой отдачи и увеличивается теплонапряженность поверхности нагрева, что связано с более эффективной передачей тепла излучением.

Графическая зависимость, показывающая (для некоторого частного случая) степень изменения теплонапряженности поверхности нагрева при изменении температуры дымовых газов, покидающих топку, в пределах 1000—1200 К, приведена на рис. XXI-16.

Из графика следует, что если при температуре $T_п$ = 1000 К теплонапряженность составляет 21,6 кВт/м^2, то при повышении этой температуры до 1100 К теплонапряженность возрастает до 31,3 кВт/м^2, т.е. в 1,45 раза, а повышение температуры дымовых газов до 1200 К приводит к повышению теплонапряженности до 45,5 кВт/м^2.

Приведенные цифры иллюстрируют некоторый частный случай, но закономерность взаимосвязи между этими величинами является общей и характерной, поэтому обоснованный выбор подобных тепловых параметров режима печи является важной составной частью расчета.

Анализ известных аналитических методов расчета, а также накопленный опыт проектирования трубчатых печей и сопоставление данных расчета с показателями работы ряда действующих трубчатых печей свидетельствуют о том, что аналитический метод расчета, разработанный проф. Н. И. Белоконем, дает хорошую сходимость с данными практики. Перейдем к изложению этого метода расчета.

Рассматриваемый метод основан на совместном решении уравнений теплового баланса и теплопередачи в топке печи. В соответствии с

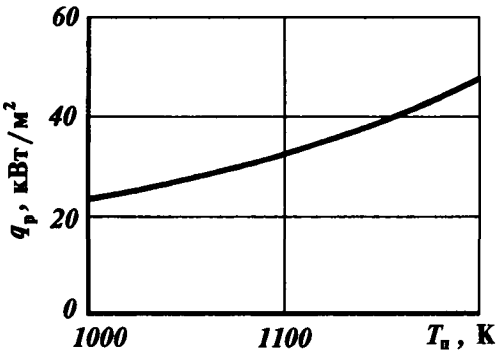


Рис. XXI-16. Зависимость теплонапряженности поверхности нагрева от температуры газов, покидающих топку

законом сохранения энергии тепловой баланс топки может быть представлен следующим уравнением:

$$BQ_{\text{р}}^{\text{н}}\eta_{\text{т}} = BGC_{pm}(T_{\text{п}} - T_0) + Q_{\text{р}}, \qquad \text{(XXI.4)}$$

где G — количество продуктов сгорания 1 кг топлива, кг/кг; C_{pm} — средняя теплоемкость продуктов сгорания в пределах температур T_0 и $T_{\text{п}}$, кДж/(кг·К); T_0 — приведенная температура исходной системы, К.

Величина T_0 определяется по уравнению

$$T_0 = \frac{\alpha L_0 C_{\text{в}} t_{\text{в}} + W_{\text{ф}} H_{\text{ф}} + C_{\text{т}} t_{\text{т}}}{GC_{pm}} + 273$$

где $C_{\text{в}}$ — средняя теплоемкость воздуха, кДж/(кг·К); $t_{\text{в}}$ — температура воздуха, поступающего в топку, °С; $W_{\text{ф}}$ — расход пара для распыливания топлива, кг/кг; $H_{\text{ф}}$ — энтальпия водяного пара, равная произведению теплоемкости на температуру, кДж/кг; $C_{\text{т}}$ и $t_{\text{т}}$ — соответственно теплоемкость топлива, кДж/(кг·К), и его температура, °С.

Под *приведенной температурой системы* подразумевается температура, которую имела бы смесь топлива, воздуха и водяного пара после смешения этих потоков в топке печи до выделения теплоты сгорания топлива. Следовательно, в результате сгорания топлива температура системы возрастает от этого начального значения T_0.

Уравнение теплового баланса топки построено на базе предположения о том, что тепло, полезно выделенное в печи при сгорании топлива, передается радиантным трубам $Q_{\text{р}}$, а остальная его часть BGC_{pm} $(T_{\text{п}} - T_0)$ уносится с дымовыми газами в камеру конвекции.

При отсутствии теплопередачи в топке, когда $Q_{\text{р}} = 0$, уравнение теплового баланса имеет вид:

$$BQ_{\text{р}}^{\text{н}}\eta_{\text{т}} = BGC_{pm}(T_{\text{макс}} - T_0), \qquad \text{(XXI.5)}$$

где $T_{\text{макс}}$ — максимальная расчетная температура горения, т. е. температура, которую имели бы дымовые газы при отсутствии передачи тепла радиантным трубам. При этом полезное тепло, выделенное при сгорании топлива, расходуется только на нагрев дымовых газов от T_0 до $T_{\text{макс}}$.

Из уравнения (XXI.5) получим

$$T_{\text{макс}} = T_0 + \frac{Q_{\text{р}}^{\text{н}}\eta_{\text{т}}}{GC_{pm}}.$$

При определении максимальной расчетной температуры горения для упрощения приняты средние значения теплоемкостей продуктов сгорания в интервале температур от T_0 до $T_{\text{п}}$. В действительности средняя теплоемкость должна быть вычислена в интервале от T_0 до $T_{\text{макс}}$, поэтому в связи с большим значением теплоемкости максимальная температура горения в топке будет несколько меньше расчетной. Такое допущение не влияет на точность решения уравнения теплового баланса.

Ранее отмечалось, что основную часть тепла радиантные трубы воспринимают радиацией и лишь небольшую часть — свободной конвекцией, т.е.

$$Q_{\text{р}} = Q_{\text{р.л}} + Q_{\text{р.к}}.$$

Количество тепла $Q_{р.л}$ определяется по уравнению Стефана—Больцмана, для пользования которым необходимо знать температуру излучающей и поглощающей поверхностей, а также значение поверхности теплообмена.

При создании своего метода проф. Н.И. Белоконь исходил из предположения, что основным теплоизлучающим источником являются дымовые газы. Вследствие большой поглощающей способности дымовых газов при расчете прямой отдачи за температуру излучающего источника автор принимал температуру дымовых газов, покидающих топку. Им также было введено понятие об *эквивалентной абсолютно черной поверхности*, т.е. такой поверхности, излучение которой на радиантные трубы при температуре дымовых газов, покидающих топку, равно всему прямому и отраженному излучению в топке. В этом методе все излучающие источники (факел, кладка, дымовые газы), имеющие различную температуру, заменены излучающей абсолютно черной поверхностью, температура которой равна температуре дымовых газов, покидающих топку. Излучением такой условной поверхности при этой температуре передается такое же количество тепла, как и в реальной топке.

Таким образом, количество тепла, переданного излучением радиантным трубам, определится из уравнения

$$Q_{р.л} = C_s H_s \left[\left(\frac{T_п}{100} \right)^4 - \left(\frac{\theta}{100} \right)^4 \right], \qquad \text{(XXI.6)}$$

где C_s — постоянная излучения абсолютно черного тела, равная 5,67 Вт/(м^2·К^4); H_s — эквивалентная абсолютно черная поверхность, м^2; $T_п$ — температура газов, покидающих топку, К; θ — средняя температура наружной поверхности радиантных труб, К.

Тепло, воспринимаемое радиантными трубами свободной конвекцией, определяется по уравнению

$$Q_{р.к} = \alpha_к H_р (T_п - \theta), \qquad \text{(XXI.7)}$$

где $\alpha_к$ — коэффициент теплоотдачи свободной конвекцией от дымовых газов к радиантным трубам.

Подставляя в уравнение (XXI.4) значения $Q_{р.л}$ и $Q_{р.к}$ из уравнений (XXI.6) и (XXI.7), получаем уравнение теплового баланса топки в следующем виде:

$$BQ_р^н \eta_т = BGC_{рт}(T_п - T_0) + C_s H_s \left[\left(\frac{T_п}{100} \right)^4 - \left(\frac{\theta}{100} \right)^4 \right] + \alpha_к H_р (T_п - \theta). \qquad \text{(XXI.8)}$$

Для закрытой неэкранированной топки в условиях полного отсутствия теплопередачи, когда все тепло расходуется на повышение температуры дымовых газов от T_0 до $T_{макс}$, уравнение теплового баланса имеет вид:

$$BQ_р^н \eta_т = BGC_{рт}(T_{макс} - T_0). \qquad \text{(XXI.9)}$$

Сопоставляя уравнения (XXI.8) и (XXI.9), имеем

$$BGC_{pm}\left(T_{\text{макс}} - T_0\right) = BGC_{pm}\left(T_{\text{п}} - T_0\right) + C_s H_s\left[\left(\frac{T_{\text{п}}}{100}\right)^4 - \left(\frac{\theta}{100}\right)^4\right] + \alpha_{\text{к}} H_{\text{р}}\left(T_{\text{п}} - \theta\right)$$

или после ряда преобразований получаем

$$\frac{10^{-8} C_s H_s}{BGC_{pm} + \alpha_{\text{к}} H_{\text{р}}} T_{\text{п}}^4 + T_{\text{п}} = T_{\text{макс}} - \Delta\theta, \qquad \text{(XXI.10)}$$

где $\Delta\theta$ — температурная поправка теплопередачи в топке, характеризующая либо превышение предельной теплопередачи конвекцией обратного излучения экрана ($\Delta\theta > 0$), либо наоборот ($\Delta\theta < 0$).

Для упрощения расчетных уравнений вводятся понятия характеристики излучения β_s и аргумента излучения x:

$$\beta_s = \frac{T_{\text{п}}}{T_{\text{макс}} - \Delta\theta} \qquad \text{(XXI.11)}$$

и

$$x = \frac{10 C_s H_s}{BGC_{pm} + \alpha_{\text{к}} H_{\text{р}}}\left(\frac{T_{\text{макс}} - \Delta\theta}{1000}\right)^3. \qquad \text{(XXI.12)}$$

После преобразований уравнений (XXI.10) — (XXI.12) получим уравнение теплового баланса топки в окончательном виде

$$x\beta_s^4 + \beta_s = 1. \qquad \text{(XXI.13)}$$

Графическая зависимость характеристики излучения β_s от аргумента излучения x представлена на рис. XXI-17. При решении уравнения (XXI.13) значение характеристики излучения β_s может быть определено аналитически из уравнения

$$\beta_s = \frac{1}{0{,}25\sqrt{0{,}1875} + \sqrt{0{,}141 + x}}.$$

Количество тепла, получаемого радиантными трубами, определяется из уравнения

$$Q_{\text{р}} = BGC_{pm}\left(T_{\text{макс}} - T_{\text{п}}\right). \qquad \text{(XXI.14)}$$

Смысл уравнения (XXI.14) заключается в том, что тепло, выделяемое в

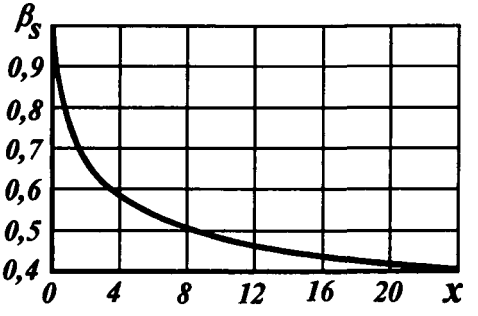


Рис. XXI-17. График для определения характеристики излучения β_s

топке при охлаждении дымовых газов от расчетной максимальной температуры горения $T_{макс}$ до температуры дымовых газов, покидающих топку $T_п$, воспринимается радиантными трубами. Разделив это тепло в соответствии с уравнением (XXI.14) на все тепло, полезно выделенное при сгорании топлива, определяемое уравнением (XXI.5), получим коэффициент прямой отдачи

$$\mu=\frac{Q_р}{BQ_р^н\eta_т}=\frac{BGC_{pm}\left(T_{макс}-T_п\right)}{BGC_{pm}\left(T_{макс}-T_0\right)}$$

или

$$\mu=\frac{T_{макс}-T_п}{T_{макс}-T_0}.$$

Из уравнения (XXI.11) следует, что температура газов, покидающих топку,

$$T_п=\beta_s\left(T_{макс}-\Delta\theta\right).$$

Для определения эквивалентной абсолютно черной поверхности H_s автор излагаемого метода предлагает формулу

$$H_s=\frac{\varepsilon_v}{\varphi(T)}\left(\varepsilon_H H_л+\beta\varepsilon_F F\right),$$

где $\varphi(T)$ зависит от распределения температур в топке. Эта величина находится путем обобщения опытных данных и принимается равной 0,8—0,85.

Коэффициент β определяется из уравнения

$$\beta=\frac{1}{1+\dfrac{\varepsilon_v}{1+\varepsilon_v}\dfrac{1}{\varepsilon_H\rho_{FH}}}.$$

Здесь ε_H и ε_F — соответственно степень черноты экрана и кладки печи (рекомендуется принимать $\varepsilon_H = \varepsilon_F = 0{,}9$); $H_л$ — эквивалентная плоская поверхность экрана, м^2; F — неэкранированная поверхность кладки топки, м^2; ε_v — степень черноты поглощающей среды (продукты горения, факел); ρ_{FH} — угловой коэффициент взаимного излучения поверхности экрана и кладки, характеризующий долю взаимно направленных пучков лучей.

Величина ε_v зависит от концентрации трехатомных газов в продуктах сгорания топлива, приближенно ε_v зависит от коэффициента избытка воздуха α. Для определения степени черноты поглощающей среды рекомендуется приближенное уравнение:

$$\varepsilon_v=\frac{2}{1+2{,}15\alpha}. \qquad \text{(XXI.15)}$$

Величину ρ_{FH} можно определять в зависимости от соотношения эквивалентной плоской поверхности $H_л$ и неэкранированной поверхности кладки F:

при $H_л/F < 0{,}5$

$$\rho_{FH} = H_л/F = \psi/(1-\psi);$$

при $H_л/F > 0{,}5$

$$\rho_{FH} = H_л/(F + H_л) = H_л/\Sigma F = \psi,$$

где ΣF – суммарная поверхность всей кладки (экранированной и неэкранированной).

Коэффициент ψ характеризует степень экранирования кладки.

Принимая $\varphi(T) = 0{,}85$, $\varepsilon_H = \varepsilon_F = 0{,}9$ и исходя из уравнения (XXI.15), после преобразований получаем удобную для расчета зависимость

$$H_s/H_л = \frac{2{,}12}{\psi(2{,}15\alpha + 1)} \frac{2{,}15\alpha - 1 + \dfrac{2{,}12\psi}{\rho_{FH}}}{2{,}15\alpha - 1 + \dfrac{2{,}12}{\rho_{FH}}}.$$

Как отмечалось выше, основные величины, определяемые при расчете прямой отдачи (количество тепла, воспринимаемого радиантными трубами, $Q_р$, поверхность нагрева радиантных труб $H_р$, теплонапряженность поверхности нагрева $q_р$ и температура газов, покидающих топку, $T_п$), являются взаимно связанными и, следовательно, достаточно принять или выбрать одну из них, чтобы определить значение других величин.

Удобным вариантом расчета прямой отдачи является такой, при котором принимают температуру дымовых газов, покидающих топку, и затем определяют остальные величины.

Следует еще раз отметить, что приемлемость того или иного режима работы топочной камеры может быть установлена только в результате проведенного расчета и получения соответствующих показателей, характеризующих ее работу. Это обстоятельство обусловливает необходимость проведения нескольких вариантов расчета при различных значениях температуры дымовых газов, покидающих топку.

Одним из показателей, характеризующих работу трубчатых печей, является теплонапряженность поверхности нагрева радиантных труб. Чем больше ее значение, тем эффективнее осуществляется теплопередача, а следовательно, тем меньшую часть в общей стоимости печи составляют удельные затраты на радиантные трубы.

Однако повышение теплонапряженности поверхности нагрева радиантных труб связано с необходимостью иметь более высокую температуру дымовых газов, покидающих топку (см. рис. XXII-16), что требует увеличения поверхности конвекционных труб или другого теплообменного устройства, использующего тепло дымовых газов (котел-утилизатор, пароперегреватель, воздухоподогреватель), так как в противном случае увеличатся потери тепла с отходящими дымовыми газами, снизится КПД печи и увеличится расход топлива. Следовательно, значение теплонапряженности поверхности нагрева радиантных труб надо выбирать с учетом вышесказанного. Поглощение тепла радиантными трубами происходит неравномерно, различные трубы и их участки работают с теплонапряженностью, значительно отличающейся (локальная теплонапряженность) от среднего значения для всей радиантной поверхности.

Это положение обусловливается рядом обстоятельств:

а) спецификой поглощения лучистой энергии наружной поверхностью трубы, что подробно рассмотрено ранее; для печей различной конструкции эта неравномерность по окружности трубы оценивается коэффициентом $\varphi_1 = 0{,}55$;

б) неравномерностью поглощения тепла по длине трубы, учитываемой коэффициентом $\varphi_2 = 0{,}6-0{,}97$;

в) различием в положении рядов труб радиантного змеевика по отношению к источникам излучения, оцениваемым коэффициентом $\varphi_3 = 0{,}72-0{,}85$.

В соответствии с отмеченным, максимальное значение локальной теплонапряженности $q_{макс}$ по сравнению со средним значением $q_{ср}$

$$q_{макс}=\frac{q_{ср}}{\varphi_1\varphi_2\varphi_3}.$$

По данным ВНИИнефтемаша для печей различной конструкции локальная теплонапряженность радиантных труб может превышать среднее значение в 2,2—4,0 раза.

От значения теплонапряженности поверхности нагрева зависит также и температура стенки труб. Температура стенки внутренней поверхности трубы может быть вычислена из уравнения

$$t_{ст}=t_{пр}+q_{ср}/\alpha_2,$$

где $t_{пр}$ — температура продукта в данной трубе, К; $q_{ср}$ — теплонапряженность этой трубы, отнесенная к внутренней поверхности, кВт/м^2; α_2 — коэффициент теплоотдачи от внутренней стенки трубы к нагреваемому продукту, кВт/(м^2·К).

Из приведенного уравнения следует, что температура стенки трубы увеличивается с возрастанием теплонапряженности и уменьшается с увеличением коэффициента теплоотдачи α_2 (с повышением скорости движения нагреваемого продукта).

Температура стенки трубы может являться фактором, лимитирующим допустимую теплонапряженность поверхности нагрева радиантных труб, ограничивающую интенсивность коксообразования и другие нежелательные химические превращения, протекающие вследствие повышения температуры в пограничном слое нагреваемого продукта.

Так, например, трубы печей установок вакуумной перегонки мазута, нагрева масел, отгонки некоторых термически неустойчивых растворителей должны работать с пониженной теплонапряженностью поверхности нагрева радиантных труб.

В ряде случаев температура стенки трубы ограничивается соображениями ее прочности, например, при нагреве газообразных продуктов до высоких температур (пониженное значение коэффициента теплоотдачи α_2). Возможны случаи, когда высокая температура стенки трубы приводит к интенсивной ее коррозии и прогару.

Для разработанных типовых печей различной конструкции ВНИИнефтемаш рекомендует допускаемые средние теплонапряженности $q_р$ поверхности нагрева радиантных труб, приведенные в табл. XXI.2.

На основе метода расчета теплопередачи в топке трубчатых печей, разработанного Н. И. Белоконем, и с учетом влияния вторичных излучателей было предложено следующее уравнение для определения температуры дымовых газов, покидающих топку:

$$T_п=100\sqrt[4]{\frac{1}{\psi}\left[\frac{H_р}{C_s H_s}\left(q_р-q_{рк}\right)+\left(\frac{\theta}{100}\right)^4\right]}, \qquad \text{(XXI.16)}$$

Таблица XXI.2

Среднедопустимые теплонапряженности $q_р$, кВт/м²

Установка	Тип печи									
	ГС	ГС2	ГН	ГН2	ВС	СС	ЦС	КС	ЦД4	КД4
Атмосферная переработка нефти (АТ)	35	35	35	35	26	26	26	26	35	35
Вакуумная переработка нефти (ВТ)	23	23	23	23	17	17	17	17	23	23
Вторичная переработка нефти	40	40	40	40	30	30	30	30	40	40
Замедленное коксование (ЗК)	25	25	25	25	19	19	19	19	25	25

где $q_р$ и $q_{рк}$ — теплонапряженность радиантных труб, общая и приходящаяся на долю свободной конвекции, Вт/м²; $H_р/H_s$ — отношение поверхности радиантных труб $H_р$ к эквивалентной абсолютно черной поверхности H_s, зависящее от типа печи и способа сжигания топлива; θ — средняя температура наружной стенки радиантных труб, К; ψ — коэффициент, зависящий от распределения температур в топке, типа печи и вида топлива; C_s — постоянная излучения абсолютно черного тела, равная 5,67 Вт/(м²·К⁴).

Значение коэффициента ψ рекомендуется принимать в следующих пределах:

Для узкокамерных печей типов ГС, ВС, КС со свободным факелом	1,13 – 1,25
Для трубчатых печей типов ГН, ЦД, КД с настильным способом сжигания топлива:	
при газообразном топливе	1,28 – 1,40
при жидком топливе	1,18 – 1,30
Для печей с излучающими стенками	1,40 – 1,60

Для различных типоразмеров трубчатых печей ВНИИнефтемаш отношение $H_р/H_s$ сравнительно стабильно и может быть принято по данным табл. XXI.3.

В условиях, когда разработаны и широко используются трубчатые печи различных типоразмеров, конструировать печь заново приходится сравнительно редко. В этой связи основной задачей расчета является выбор и обоснование принятых типа и размера печи в соответствии с каталогом, при этом определяются все основные показатели ее работы (полезная тепловая мощность, КПД, расход топлива, температура дымовых газов, покидающих топку, теплонапряженность поверхности нагрева и др.), т.е. производится поверочный расчет трубчатой печи выбранной

Таблица XXI.3

Значение $H_р/H_s$ в уравнении (XXI.16)

Тип печи по способу сжигания топлива	Вид топлива	$H_р/H_s$
Стенки топки из щелевых горелок	Газ	2,5 – 2,8
Стенки топки из беспламенных панельных горелок	Газ	2,5 – 3,1
Настильный факел	Мазут/газ	3,1 – 3,3/3,3 – 3,6
Свободный факел	Мазут/газ	3,3 – 3,6/3,4 – 4,1

конструкции и размеров. Вопросы общего расчета печи рассмотрены в различных разделах данной главы. Здесь мы рассмотрим некоторые особенности поверочного расчета топочной камеры и радиантной поверхности.

В случае использования уравнения (XXI.16) для расчета температуры $T_п$ дымовых газов, покидающих топку, может быть рекомендована нижеследующая последовательность.

1. Задаться температурой $T_п$ дымовых газов, покидающих топку, и последующим расчетом подтвердить правильность выбора этого значения. Рекомендуется задаваться температурой в пределах 1000–1200 К; более высокие значения следует принимать для печей, работающих с повышенной теплонапряженностью, или для печей, нагревающих продукт до сравнительно высокой температуры.

2. Определить соответствующее этой температуре количество тепла, поглощенное радиантными трубами:

$$Q_р = B\left(Q_р^н \eta_т - H_{t_п}\right), \qquad \text{(XXI.17)}$$

где B – расход топлива, кг/ч; $Q_р^н$ – теплотворная способность топлива, кДж/кг; $\eta_т$ – коэффициент полезного действия топки; $H_{t_п}$ – энтальпия продуктов сгорания 1 кг топлива, кДж/кг.

3. Исходя из принятого типа печи и рекомендуемой для данного типа печи и для данного процесса средней теплонапряженности поверхности нагрева радиантных труб (см. табл. XXI.2), вычислить необходимую поверхность нагрева радиантных труб

$$H_р = Q_р / q_р.$$

По каталогу для печи данного типа выбирается значение поверхности радиантных труб $H_р$, ближайшее к вычисленному выше; это значение поверхности нагрева используется для последующих расчетов. Соответственно уточняется и теплонапряженность поверхности нагрева.

4. Вычислить энтальпию нагреваемого потока при выходе из конвекционных труб

$$h_{t_к} = h_{t_1} + \frac{Q_с - Q_р}{G_с},$$

где h_{t_1} – энтальпия продукта, поступающего для нагрева в трубчатую печь, кДж/кг; $G_с$ – количество продукта, проходящего через печь, кг/ч.

По найденному значению энтальпии $h_{t_к}$ определяется искомая температура $t_к(T_к)$.

5. Определить среднюю температуру наружной стенки радиантных труб

$$\theta_{ст} = \frac{t_к + t_2}{2} + 273 + \frac{q_р}{\alpha_2} + \frac{q_р \delta}{\lambda} + \frac{q_р \delta_{зол}}{\lambda_{зол}},$$

где α_2 – коэффициент теплоотдачи от внутренней стенки к нагреваемому продукту; для печей, нагревающих жидкое и испаряющееся сырье, эта величина может быть принята равной 600–900 Вт/(м^2·К); при нагреве газообразных продуктов или перегретых паров α_2 имеет меньшее значе-

ние и его следует определить; δ и λ — соответственно толщина, м, стенки трубы и коэффициент теплопроводности, Вт/(м·К); $\delta_{зол}$ и $\lambda_{зол}$ — соответственно толщина, м, зольных отложений на внешней поверхности трубы и коэффициент теплопроводности, Вт/(м·К); для газообразного топлива величина $\delta_{зол}$ может быть принята равной нулю, для жидкого топлива $\delta_{зол}/\lambda_{зол} \approx 0{,}002$ м^2·К/Вт.

6. Вычислить коэффициент теплоотдачи свободной конвекцией от дымовых газов к радиантным трубам

$$\alpha_к = 2{,}1\sqrt[4]{T_п - \theta}.$$

7. Вычислить теплонапряженность радиантных труб, обусловливаемую свободной конвекцией

$$q_{р.к} = \alpha_к (T_п - \theta).$$

8. В соответствии с табл. XXI.3 выбрать значение отношения $H_р/H_s$.

9. Для выбранного типа печи по рекомендации, указанной ранее, принять коэффициент ψ.

10. По уравнению (XXI.16) вычислить температуру дымовых газов $T_п$ и сопоставить ее с ранее принятым значением. При совпадении или незначительном отличии расчет считается окончательным, при этом также принимается во внимание полученное значение средней теплонапряженности поверхности нагрева. При необходимости делается пересчет и соответственно корректируются значения $T_п$ и $q_р$.

РАСЧЕТ КОНВЕКЦИОННОЙ ПОВЕРХНОСТИ

Поверхность конвекционных труб определяется по формуле

$$H_к = \frac{Q_к}{K\Delta t_{ср}},$$

где $Q_к$ — количество тепла, воспринимаемого конвекционными трубами; K — коэффициент теплопередачи от дымовых газов к сырью; $\Delta t_{ср}$ — средняя разность температур (температурный напор) дымовых газов и нагреваемого сырья.

Количество тепла $Q_к$, переданного конвекционным трубам, может быть определено по разности между общим количеством тепла, сообщаемого в печи, $Q_с$ и количеством тепла, поглощенного радиантными трубами, $Q_р$, т.е.

$$Q_к = Q_с - Q_р.$$

При расчете конвекционной поверхности известными величинами являются температура дымовых газов, покидающих топку и поступающих в камеру конвекции, температура дымовых газов, уходящих из камеры конвекции, $t_{ух}$, а также температура поступающего в печь сырья t_1.

Средний температурный напор для противотока определяется как среднелогарифмическое значение

$$\Delta t_{ср}=\frac{\Delta t_б-\Delta t_м}{2{,}3\lg\frac{\Delta t_б}{\Delta t_м}},$$

где $\Delta t_б$ и $\Delta t_м$ — соответственно большая и меньшая разность температур между дымовыми газами и нагреваемым продуктом.

Наиболее трудоемкой частью расчета конвекционной поверхности является определение коэффициента теплопередачи K. Для чистой поверхности эта величина определяется по уравнению

$$K=\frac{1}{\frac{1}{\alpha_1}+\frac{1}{\alpha_2}+\frac{\delta}{\lambda}},$$

где α_1 — коэффициент теплоотдачи от газов к стенке трубы, Вт/(м^2·К); α_2 — коэффициент теплоотдачи от стенки трубы к нагреваемому потоку, Вт/(м^2·К); δ и λ — соответственно толщина, м, стенки трубы и коэффициент теплопроводности материала труб, Вт/(м·К).

По значению коэффициент теплоотдачи α_1 обычно значительно меньше α_2; так, в современных трубчатых печах $\alpha_1 < 60$, тогда как для жидкого сырья $\alpha_2 > 600$ Вт/(м^2·К).

При небольшой толщине стенки и высокой теплопроводности металла $\lambda \approx 45$ Вт/(м·К) сопротивление потоку тепла через стенку трубы δ/λ также незначительно. Поэтому для расчетов величинами $1/\alpha_2$ и δ/λ можно пренебречь.

В этом случае коэффициент теплопередачи K практически равен коэффициенту теплоотдачи от дымовых газов α_1, т.е.

$$K \approx \alpha_1.$$

Конвекционная поверхность воспринимает тепло за счет прямого соприкосновения с дымовыми газами, излучения от трехатомных несветящихся газов и излучения кладки. Поэтому коэффициент теплоотдачи со стороны дымовых газов α_1 следует рассматривать как сумму трех величин: коэффициентов теплоотдачи конвекции $\alpha_к$, излучения трехатомных газов $\alpha_р$ и излучения от стенок кладки. Последняя величина при расчете учитывается введением множителя 1,1.

Таким образом, коэффициент теплоотдачи от дымовых газов вычисляется по уравнению

$$\alpha_1 = 1{,}1(\alpha_к + \alpha_р).$$

Коэффициент теплоотдачи излучением от трехатомных газов $\alpha_р$ зависит от концентрации и температуры этих газов, температуры стенки труб и толщины газового слоя.

Коэффициенты теплоотдачи излучением для CO_2, SO_2 и H_2O могут быть вычислены по методике, изложенной в курсе теплопередачи.

Приближенно коэффициент теплоотдачи может быть рассчитан по эмпирическому уравнению Нельсона:

$$\alpha_р = 0{,}0256t_{ср} - 2{,}33,$$

где $\alpha_р$ — коэффициент теплоотдачи, Вт/(м^2·К).

Средняя температура дымовых газов $t_{ср}$ вычисляется, как среднелогарифмическая

$$t_{ср} = \frac{t_п - t_{ух}}{2{,}3 \lg \frac{t_п}{t_{ух}}}.$$

Коэффициент теплоотдачи конвекцией $\alpha_к$ зависит от следующих основных величин: скорости движения дымовых газов u, средней температуры наружной поверхности труб t, наружного диаметра труб d, числа рядов труб в направлении движения дымовых газов p и шага размещения труб соответственно по ширине и глубине пучка S_1 и S_2.

Конвекционные трубы в трубчатых печах обычно располагаются в шахматном порядке, так как по сравнению с коридорным такой способ расположения труб дает более высокий коэффициент теплоотдачи $\alpha_к$.

Коэффициент теплоотдачи конвекцией увеличивается с сокращением расстояния между осями труб, так как это обеспечивает более высокие скорости движения газов в камере конвекции. Расстояние между осями труб для печных двойников обычно лежит в пределах $(1{,}7-2)d$.

Для расчета коэффициента теплоотдачи конвекцией, измеряемого в Вт/(м^2·К), при шахматном расположении труб рекомендуется уравнение

$$\alpha_к = 0{,}35 E u^{0{,}6}/d^{0{,}4}, \qquad \text{(XXI.18)}$$

где E — коэффициент, зависящий от физических свойств топочных газов и определяемый из графика, приведенного на рис. XXI-18; u — массовая скорость движения газов, кг/(м^2·с); d — диаметр труб, м.

При выбранном типоразмере трубчатой печи размеры камеры конвекции, где размещаются конвекционные трубы, известны. Конвекционные трубы размещают применительно к такой камере, а затем определяют свободное сечение f для прохода газов и массовую скорость потока дымовых газов в камере конвекции

$$u = \frac{BG}{3600f},$$

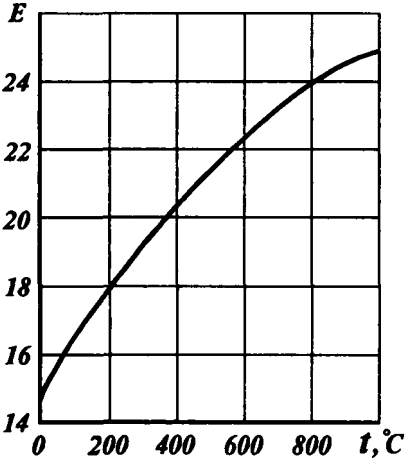


Рис. XXI-18. График для определения коэффициента E в уравнении (XXI.18)

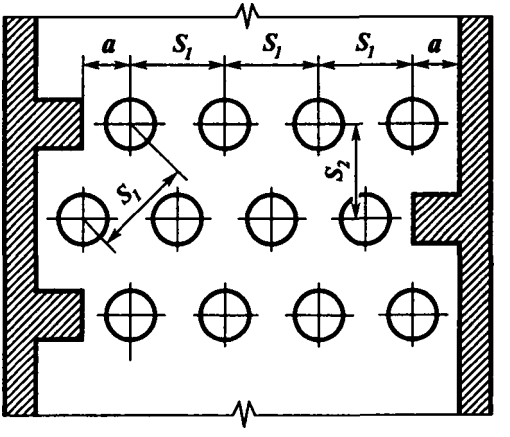


Рис. XXI-19. Схема расположения труб в камере конвекции

где B — расход топлива, кг/ч; G — масса продуктов сгорания 1 кг топлива, кг.

Для иллюстрации на рис. XXI-19 показан возможный вариант расположения труб в камере конвекции. В соответствии с представленными обозначениями (см. рис. XXI-19), свободное сечение для прохода дымовых газов определяется уравнением

$$f=\left[\left(n-1\right)S_1+2a-nd\right]l_{\text{пол}},$$

где n — число труб в одном горизонтальном ряду; S_1 — расстояние между осями труб по ширине пучка; $a = S_1/2$; $l_{\text{пол}}$ — длина трубы, омываемой дымовыми газами.

УТИЛИЗАЦИЯ ТЕПЛА ДЫМОВЫХ ГАЗОВ

В трубчатых печах, не имеющих камеры конвекции, или в печах радиантно-конвекционного типа, но имеющих сравнительно высокую начальную температуру нагреваемого продукта, температура отходящих дымовых газов может быть сравнительно высокой, что приводит к повышенным потерям тепла, уменьшению КПД печи и большому расходу топлива.

В таких печах необходимо использовать тепло отходящих дымовых газов. Это достигается либо применением воздухоподогревателя для подогрева воздуха, поступающего в печь для горения топлива, либо установкой котлов-утилизаторов, позволяющих получить водяной пар для технологических нужд завода.

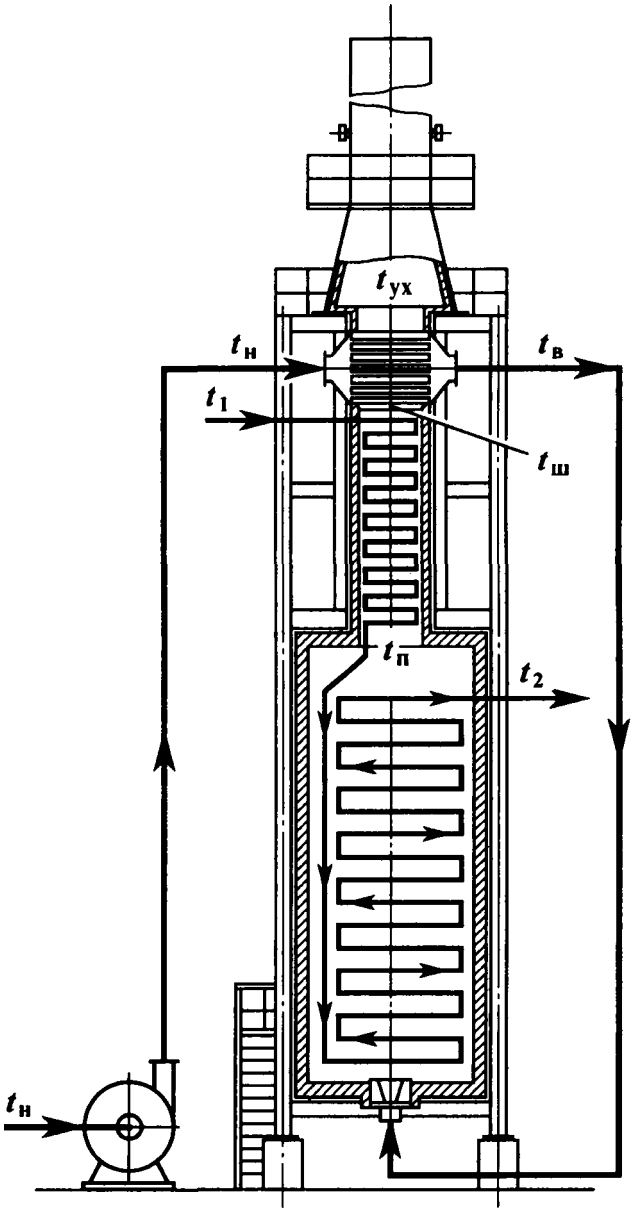
Принципиальная схема трубчатой печи с подогревом воздуха показана на рис. XXI-20. Подогрев воздуха способствует повышению температуры в топке, более эффективным горению топлива и передаче тепла радиацией.

Однако для осуществления подогрева воздуха требуются дополнительные затраты на сооружение воздухоподогревателя, воздуходувки, а также дополнительный расход электроэнергии, потребляемой двигателем воздуходувки.

Для обеспечения нормальной эксплуатации воздухоподогревателя важно предотвратить возможность коррозии его поверхности со стороны потока дымовых газов. Такое явление возможно, когда температура поверхности теплообмена ниже температуры точки росы; при этом часть дымовых газов, непосредственно соприкасаясь с поверхностью воздухоподогревателя, значительно охлаждается, а содержащийся в них водяной пар частично конденсируется и, поглощая из газов диоксид серы, образует агрессивную слабую кислоту.

Точка росы соответствует температуре, при которой давление насыщенных паров воды оказывается равным парциальному давлению водяных паров, содержащихся в дымовых газах. Температура точки росы зависит от концентрации водяных паров и обычно составляет 50—55 °С.

Рис. XXI-20. Схема трубчатой печи с подогревом воздуха



Одним из наиболее надежных способов зашиты от коррозии является предварительный подогрев воздуха каким-либо способом (например, в водяных или паровых калориферах) до температуры выше точки росы. Такая коррозия может иметь место и на поверхности конвекционных труб, если температура сырья, поступающего в печь, ниже точки росы.

Рассмотрим последовательность расчета воздухоподогревателя. Расчет обычно начинается с определения температуры подогрева воздуха в воздухоподогревателе.

Искомая температура находится из уравнения теплового баланса воздухоподогревателя. При использовании обозначений (см. рис. XXI-20) тепловой баланс (в расчете на 1 кг топлива) может быть представлен следующим образом:

$$\left(H_{t_ш} - H_{t_{ух}}\right)\eta_в = \alpha L_0 C_в \left(t_в - t_н\right), \qquad \text{(XXI.19)}$$

где $\eta_в$ — коэффициент полезного использования тепла в воздухоподогревателе; при достаточно хорошей изоляции воздухоподогревателя $\eta_в = 0{,}9-0{,}96$.

Указанное уравнение составлено, исходя из предпосылки, что весь воздух, требуемый для горения, проходит через воздухоподогреватели. Если через подогреватель проходит только часть воздуха, то в уравнении (XXI.19) фигурирует лишь то количество воздуха, которое в действительности проходит через аппарат.

Температуру дымовых газов на выходе из камеры конвекции $t_ш$ выбирают, руководствуясь теми соображениями, которые были изложены ранее, а именно: температура дымовых газов, покидающих камеру конвекции, $t_ш$ должна быть выше начальной температуры сырья t_1 и обеспечивать желаемый температурный напор. Рекомендуется принимать значение $t_ш - t_1$ в пределах 100—150 °С.

Выбрав температуру $t_ш$, переходят к выбору температуры дымовых газов, поступающих в дымовую трубу, $t_{ух}$.

Таким образом, в уравнении теплового баланса (XXI.19) остается неизвестной величина $t_в$ — конечная температура подогрева воздуха, которая и определяется из этого уравнения.

Далее определяется коэффициент полезного действия печи при помощи уравнения

$$\eta = 1 - \frac{H_{ух}}{Q^н_р} - \frac{H_{пот}}{Q^н_р} - \frac{\left(1-\eta_в\right)\left(H_{t_ш} - H_{t_{ух}}\right)}{Q^н_р},$$

где последний член выражает относительные потери тепла в воздухоподогревателе.

Последующий расчет печи осуществляется обычным способом. Отметим, что в связи с подогревом воздуха приведенная температура исходной системы T_0 превышает аналогичную величину для печей, не имеющих подогрева воздуха.

При составлении теплового баланса камеры радиации необходимо также учитывать количество тепла, вносимого воздухом. В этом случае уравнение (XXI.17) будет иметь вид:

$$Q_р = B\left(Q^н_р \eta_т + \alpha L_0 C_{в\,в} t_в - H_{t_п}\right).$$

Поверхность воздухоподогревателя определяется по уравнению

$$F_в = \frac{Q_в}{K_в \Delta t_{ср}},$$

где $Q_в$ — количество тепла, воспринимаемого воздухом

$$Q_{в} = B\alpha L_0 C_{в}\left(t_{в} - t_{н}\right);$$

$\Delta t_{ср}$ — температурный напор в воздухоподогревателе, определяемый из уравнения

$$\Delta t_{ср} = (\Delta t_{б} - \Delta t_{м})/2,$$

где $\Delta t_{б}$ и $\Delta t_{м}$ — соответственно большая и меньшая разности температур.

На рис. XXI-21 показан случай, когда бóльшая разность температур наблюдается со стороны входа потока дымовых газов в воздухоподогреватель.

В данном случае без особой погрешности можно принимать среднеарифметическое значение $\Delta t_{ср}$, так как $\Delta t_{б}/\Delta t_{м} < 2$.

Пренебрегая малым сопротивлением потоку тепла через стенки воздухоподогревателя, определяем коэффициент теплопередачи по уравнению

$$K_{в} = \frac{\alpha_1 \alpha_2}{\alpha_1 + \alpha_2},$$

где α_1 и α_2 — соответственно коэффициенты теплоотдачи от дымовых газов к стенке воздухоподогревателя и от стенки к нагреваемому воздуху; величины α_1 и α_2 определяются по соответствующим уравнениям, изложенным в курсе теплопередачи.

В качестве воздухоподогревателя используется типовое оборудование, применяемое в котельной технике.

Как отмечалось выше, для использования тепла дымовых газов широко применяется установка котлов-утилизаторов; для этой цели также используется типовое стандартное оборудование, обеспечивающее получение перегретого водяного пара необходимых параметров.

Используя те же обозначения, которые применялись при расчете воздухоподогревателя, из теплового баланса потока дымовых газов определяют количество тепла, которое может быть использовано для получения водяного пара

$$Q_{к.у} = B\left(H_{t_{ш}} - H_{t_{ух}}\right)\eta_{к.у},$$

где $Q_{к.у}$ — тепло, передаваемое дымовыми газами в котле-утилизаторе; $\eta_{к.у}$ — коэффициент использования тепла в котле-утилизаторе.

Количество водяного пара, которое может быть получено в котле-утилизаторе

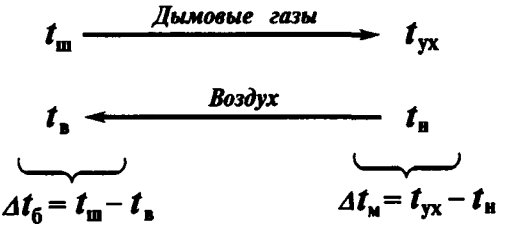


Рис. XXI-21. Схема потоков дымовые газы – воздух (к определению температурного напора)

$$G_{в.п}=\frac{Q_{к.у}}{H_{в.п}-h_в},$$

где $H_{в.п}$ и $h_в$ — энтальпия соответственно перегретого водяного пара, полученного в котле-утилизаторе, и питательной воды, подводимой к котлу-утилизатору.

Расчет поверхности котла-утилизатора зависит от выбранной его конструкции и выполняется по общепринятой методике, рассматриваемой в специальных курсах.

ГИДРАВЛИЧЕСКИЙ РЕЖИМ И РАСЧЕТ ПОТЕРИ НАПОРА В ТРУБЧАТОМ ЗМЕЕВИКЕ

Для обеспечения нормальной работы трубчатой печи необходимо обоснованно выбрать скорость движения потока сырья через змеевик. При увеличении скорости движения сырья в трубчатой печи повышается коэффициент теплоотдачи от стенок труб к нагреваемому сырью, что способствует снижению температуры стенок, а следовательно, уменьшает возможность отложения кокса в трубах. В результате уменьшается вероятность прогара труб печи и оказывается возможным повысить теплонапряженность поверхности нагрева. Кроме того, при повышении скорости движения потока уменьшается отложение на внутренней поверхности трубы загрязнений из взвешенных механических частиц, содержащихся в сырье.

Применение более высоких скоростей движения потока сырья позволяет также уменьшить диаметр труб или обеспечить более высокую производительность печи, уменьшить число параллельных потоков.

Однако увеличение скорости приводит к росту гидравлического сопротивления потоку сырья, в связи с чем возрастают затраты энергии на привод загрузочного насоса, так как потеря напора, а следовательно, и расход энергии увеличиваются примерно пропорционально квадрату (точнее, степени 1,7 — 1,8) скорости движения.

С точки зрения гидравлического режима трубчатые печи, применяемые в нефтегазоперерабатывающей и нефтехимической промышленности, могут быть подразделены на три основные группы, поскольку поток сырья в них может быть однофазным, двухфазным и изменяющегося состава. К первой группе относятся печи, в которых сырье нагревается без испарения, а также печи для нагрева газов и паров. К второй группе относятся трубчатые печи, в которых сырье нагревается с частичным или полным его испарением. Примером трубчатых печей третьей группы могут служить печи, в которых осуществляются те или иные химические превращения. В основу подобной классификации гидравлических режимов трубчатых печей положен характер изменения скорости движения сырья по длине змеевика.

В печах с однофазным жидким потоком сырья скорость движения изменяется незначительно, только вследствие понижения плотности сырья при его нагреве. В этих печах скорость потока по всей длине змеевика изменяется на 10 — 20 %. Для печей, нагревающих газы или пары, скорость потока по длине змеевика изменяется в большей степени: увеличение

скорости в данном случае обусловливается снижением давления и повышением температуры потока.

Небольшие изменения скорости потока по длине змеевика позволяют при расчете потери напора печей с однофазным режимом пользоваться уравнением Дарси – Вейсбаха и применять среднее значение скорости.

В печах с двухфазным режимом при частично или полностью испаряющемся сырье скорость потока изменяется значительно. В этом случае скорость на выходе из печи может в несколько десятков раз отличаться от скорости потока при входе в печь. Естественно, что при таком значительном изменении скорости движущегося потока невозможно при расчете потери напора пользоваться средним значением скорости. Представление о гидравлическом режиме печей такого типа можно получить из графика, приведенного на рис. XXI-22. По оси абсцисс отложена длина змеевика l, по оси ординат соответствующие давление p, температура t и доля отгона e.

Вначале по мере прохождения потока сырья по змеевику давление падает сравнительно равномерно, затем, начиная с некоторого сечения, соответствующего началу испарения, потеря напора прогрессивно возрастает. Доля отгона в печи также прогрессивно растет после некоторого сечения вследствие повышения температуры сырья и снижения давления. Характерным является изменение температуры сырья по длине змеевика. На участке, где сырье нагревается без испарения, температура повышается равномерно; с момента начала испарения рост температуры замедляется, так как часть тепла расходуется на испарение сырья. При этом возможен случай (см. рис. XXI-22, пунктир), когда температура сырья на выходе из печи несколько ниже температуры в предшествующих трубах печи.

Такое явление наблюдается при большом значении потери напора и интенсивном испарении в трубах печи, последних по ходу сырья, так как в этом случае количество тепла, подводимого через поверхность труб, меньше скрытой теплоты, необходимой для испарения сырья. Испарение происходит частично за счет тепла потока сырья, температура которого при этом снижается. Подобное явление может быть причиной разложения сырья и усиленного коксообразования в этом сечении змеевика вследствие повышенной температуры, в то время как контролируемая температура на выходе из печи является допустимой.

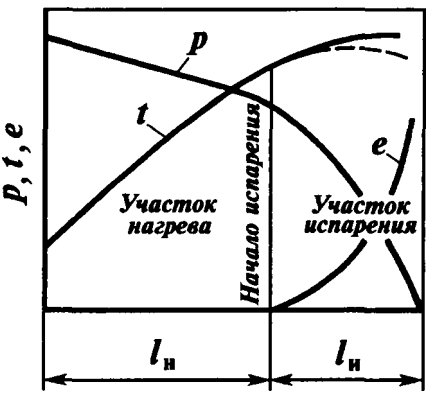


Рис. XXI-22. График изменения давления, температуры и доли отгона по длине змеевика трубчатой печи

В печах третьего типа изменение скорости по длине змеевика зависит от степени превращения сырья (выхода продуктов реакции).

Расчет потери напора при однофазном режиме здесь не рассматривается, так как он осуществляется по известным уравнениям гидравлики. Иной подход требуется для печей, имеющих двухфазный режим сырья.

Излагаемый ниже метод расчета потери напора в печах с частично или полностью испаряющимся сырьем разработан Б. Д. Баклановым. Этот метод расчета, базирующийся на ряде допущений, был проверен Я. Г. Соркиным для тринадцати работающих трубчатых печей. Проведенная проверка показала, что метод Б. Д. Бакланова хорошо подтверждается данными практики: расхождение между расчетным значением потери напора и фактическим лежит в пределах от 1 до 12 % и в среднем составляет 7 %. При таком режиме падение давления в змеевике трубчатой печи рассчитывают в отдельности для участка нагрева и участка испарения.

Рассматриваемый метод основан на допущении, что приращение количества тепла в трубах печи пропорционально длине труб, т.е. что все рассчитываемые участки змеевика работают с одинаковой теплонапряженностью. Такое допущение приемлемо для радиантных труб при однорядном экранировании и не может быть принято для конвекционных труб. В большинстве случаев испарение сырья начинается в радиантных трубах, поэтому подобное допущение позволяет применять метод Б. Д. Бакланова для гидравлического расчета радиантного змеевика.

Расчетное уравнение Б.Д. Бакланова для определения давления на участке испарения имеет вид:

$$p_{н}=\sqrt{p_{к}^{2}+Al_{и}p_{к}\left(1+\frac{K}{l_{и}}\right)+Bl_{и}^{2}\left(1+\frac{2K}{l_{и}}\right)}, \qquad \text{(XXI.20)}$$

где $p_{н}$ и $p_{к}$ — начальное и конечное абсолютные давления на рассматриваемом участке, Па (рис. XXI-23); $l_{и}$ — длина рассчитываемого участка испарения, м; A, B и K — коэффициенты соответственно

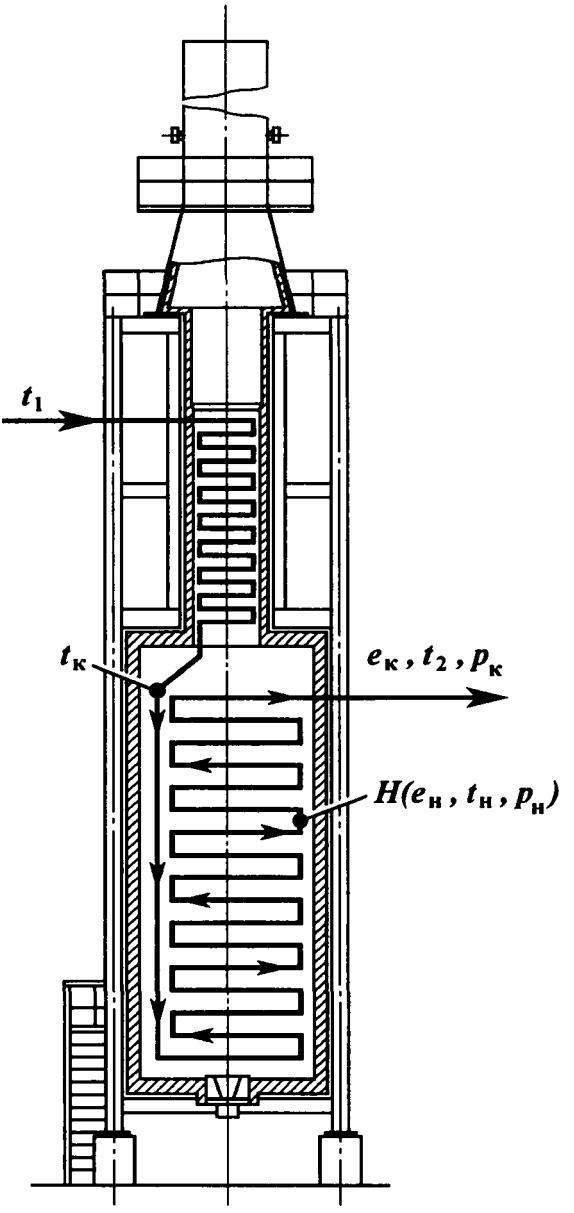
$$A=\frac{0{,}815\lambda G^{2}}{\rho_{ж}d^{5}}; \qquad \text{(XXI.21)}$$

$$B=\frac{9{,}81A\left(e_{к}-e_{н}\right)\rho_{ж}}{l_{и}\rho_{п}}; \qquad \text{(XXI.22)}$$

$$K=\frac{e_{н}l_{и}}{\left(e_{к}-e_{н}\right)}; \qquad \text{(XXI.23)}$$

G — массовый расход сырья для одного потока, кг/с; d — внутренний диаметр трубы, м; $\rho_{ж}$ — плотность жидкости при средней (в пределах рассчитываемого участка) температуре, кг/м^3; λ — коэффициент гидравлических сопротивлений (для атмосферных печей рекомендуется значение $\lambda = 0{,}020-0{,}024$, для вакуумных $\lambda = 0{,}018-0{,}020$); $e_{н}$ и $e_{к}$ — соответственно начальная и конечная массовая доля отгона (на рассчитываемом участке), доли единицы; $\rho_{п}$ — средняя плотность паров при давлении $p = 10^5$ Па, кг/м^3. В общем случае эта величина может быть вычислена из уравнения

Рис. XXI-23. Схема, поясняющая обозначения к гидравлическому расчету трубчатой печи



$$\frac{pM}{\rho_п}=848T.$$

Для фракций, находящихся в паровой фазе и имеющих средние температуры кипения в начале рассчитываемого участка T_0 и при выходе из печи $T_к$, молекулярные массы соответственно равные M_0 и $M_к$, среднюю плотность при давлении 10^5 Па можно найти из выражения

$$\frac{1}{\rho_п}=424\left(\frac{T_0}{M_0}+\frac{T_к}{M_к}\right).$$

Если в начале и в конце рассчитываемого участка паровая фаза состоит из одних и тех же компонентов, т.е. когда $T_0 = T_к = T$ и $M_0 = M_к = M$, как это, например, наблюдается в печах для отгона растворителя на установках по очистке масел, то

$$\frac{1}{\rho_п}=848\frac{T}{M}.$$

Чтобы упростить расчет, Я.Г. Соркин рекомендует для печей, нагревающих нефть и полумазут, принимать $1/\rho_п = 3500$ и для печей, нагревающих мазут, $1/\rho_п = 2000$.

Путем несложных преобразований уравнений (XXI.21) – (XXI.23) основное уравнение (XXI.20) можно представить в более удобном для расчета виде:

$$p_н=\sqrt{p_к^2+Al_и\left[\frac{e_к}{(e_к-e_н)}p_к+9,81(e_к+e_н)\frac{\rho_ж}{\rho_п}\right]}. \qquad \text{(XXI.24)}$$

В приведенном уравнении первое слагаемое, стоящее в квадратных скобках, значительно меньше второго, поэтому с некоторым приближением его можно записать следующим образом:

$$p_н=\sqrt{p_к^2+9,81Al_и(e_к+e_н)\frac{\rho_ж}{\rho_п}}.$$

Расчетное уравнение (XXI.24) значительно упрощается, если начало испарения приходится на начало рассчитываемого участка, так как в этом случае $e_н = 0$. Для этого случая имеем

$$p_н=\sqrt{p_к^2+Al_и\left(p_к+9,81e_к\frac{\rho_ж}{\rho_п}\right)}$$

или в приближенном виде

$$p_н=\sqrt{p_к^2+9,81Al_и e_к\frac{\rho_ж}{\rho_п}}.$$

Допустим, что испарение сырья начинается в точке H (см. рис. XXI-23), давление в начале участка испарения равно $p_н$, при этом температура сырья $t_н$, а длина участка испарения $l_и$.

Расчетная длина участка испарения $l_и$ определяется по уравнению

$$l_и=\frac{H_{t_2}^{см}-h_{t_н}}{H_{t_2}^{см}-h_{t_к}}l_р, \qquad \text{(XXI.25)}$$

где $H_{t_2}^{см}$ – энтальпия сырья смеси паровой e и жидкой $(1 - e)$ фаз при температуре выхода из печи,

$$H_{t_2}^{см}=eH_{t_2}+(1-e)h_{t_2};$$

$h_{t_н}$ и $h_{t_к}$ — соответственно энтальпия сырья соответственно в начале участка испарения при температуре $t_н$ и при температуре $t_к$ входа сырья в радиантные трубы; $l_р$ — расчетная длина радиантных труб, равная сумме фактической длины труб и приведенной длины печных двойников,

$$l_р = n_р l_п + (n_р - 1) l_э,$$

здесь $n_р$ — число радиантных труб, приходящихся на один поток сырья; $l_п$ — полная длина одной трубы; $l_э$ — эквивалентная длина печного двойника (для двойников с резким поворотом она принимается равной $(50-100)d$, для двойников с плавным поворотом потока $l_э \approx 30\ d$).

Расчетная длина участка испарения может быть определена по уравнению (XXI.25), если известна температура в начале участка испарения $t_н$, которую для данного сырья можно найти, если известно давление в начале участка испарения $p_н$, в свою очередь определяемое по уравнению Бакланова в зависимости от длины участка испарения $l_и$.

Потерю напора рассчитывают методом последовательного приближения. Рекомендуется следующая схема.

1. Задаться давлением в начале участка испарения.
2. Определить температуру начала однократного испарения сырья $t_н$, соответствующую этому давлению.
3. Вычислить энтальпию сырья $h_{t_н}$ при температуре $t_н$, определить длину участка испарения $l_и$ и по формуле Бакланова вычислить давление в начале участка испарения $p_н$.

Если принятое ранее значение давления $p_н$ совпадает с вычисленным по соответствующему уравнению (XXI.20) или (XXI.24) значением $p_н$, то расчет сделан верно. В противном случае надо произвести пересчет, задавшись новым значением $p_н$.

Обычно до получения удовлетворительной сходимости приходится делать три-четыре пересчета.

Для определения температуры начала однократного испарения при принятом значении $p_н$ рекомендуется построить кривую зависимости температур начала однократного испарения данного сырья от давления (рис. XXI-24). Приведенная кривая характеризует давление насыщенных паров данного сырья и может быть построена для многокомпонентной смеси по уравнению

$$p_н = \sum_{i=1}^{n} P_i x'_{fi},$$

где P_i — давление насыщенных паров компонентов, входящих в состав сырья; x'_{fi} — молекулярные концентрации этих компонентов.

Для построения подобной кривой следует задаться тремя произвольно выбранными температурами, в пределах которых ожидается получить температуру начала однократного испарения и определить соответствующее давление $p_н$.

В печах, предназначенных для передачи тепла экстрактному раствору на установке по очистке масел, давление насыщенных паров раствора можно определить, пренебрегая давлением паров экстракта, поскольку в условиях отгонки растворителя компоненты, входящие в состав экстракта, практически нелетучи. В этом случае давление насыщенных паров раствора определяется по уравнению

$$p_н = P_i x'_F,$$

где P и x'_F — соответственно давление насыщенных паров растворителя и его молекулярная концентрация в исходном растворе.

Потерю напора на участке нагрева рассчитывают по уравнению Дарси — Вейсбаха:

$$\Delta p_н = \frac{\lambda l_н u^2}{2d\rho_ж},$$

где $\Delta p_н$ — потеря напора на участке нагрева, Па; λ — коэффициент гидравлических сопротивлений; $l_н$ — расчетная длина участка нагрева, включающая эквивалентную длину печных двойников, м; d — внутренний

диаметр трубы, м; u — массовая скорость движения жидкости, кг/(м^2·с); $\rho_ж$ — плотность жидкости при средней температуре в пределах рассчитываемого участка, кг/м^3.

Коэффициент гидравлических сопротивлений для участка нагрева $\lambda = 0{,}030-0{,}035$.

Давление при входе в печь

$$p_0 = p_н + \Delta p_н + \Delta p_{ст},$$

где $\Delta p_{ст} = 9{,}81 h \rho_ж$ — статическое давление столба жидкости в печи; h — высота печи до оси верхнего потолочного экрана, м.

При нагреве в трубчатой печи дистиллятного сырья возможны случаи, когда в змеевиках происходит не только испарение сырья, но и перегрев образующихся паров. В таких условиях, например, работают печи ряда установок каталитического крекинга.

В этом случае змеевик трубчатой печи может быть разбит на три отдельных участка, соответствующих нагреву, испарению и перегреву. На участке нагрева находится только жидкая фаза и температура потока возрастает от t_1 до $t_н$ (рис. XXI-25).

На участке испарения в змеевике присутствуют жидкость и пар, температура меняется от $t_н$ до $t_п$; на участке перегрева в трубах нагревается только паровая фаза и ее температура меняется от $t_п$ до t_2.

Потерю напора в подобных печах рассчитывают раздельно для каждого участка, начиная с участка перегрева.

Потерю напора на участке перегрева, где имеется только одна фаза и где изменение скорости движения паров связано с изменениями температуры и давления по длине змеевика, рассчитывают также по уравнению Дарси — Вейсбаха:

$$\Delta p_н = \frac{\lambda l_п u^2}{2 d \rho_п}, \qquad \text{(XXI.26)}$$

где λ — коэффициент гидравлического сопротивления; $l_п$ — расчетная длина участка перегрева, м; u — массовая скорость движения паров на участке перегрева, кг/(м^2·с); $\rho_п$ — средняя плотность паров на участке перегрева, кг/м^3.

Длину участка перегрева следует находить так же, как это сделано выше для участка испарения, исходя из предпосылки, что приращение энтальпии потока сырья пропорционально длине змеевика. В этом случае

$$l_п = \frac{H_{t_2} - H_{t_п}}{H_{t_2} - h_{t_к}} l_р, \qquad \text{(XXI.27)}$$

где H_{t_2}, $H_{t_п}$ и $h_{t_к}$ — соответственно энтальпия при температурах t_2, $t_п$ и $t_к$, кДж/кг; $l_р$ — расчетная длина одного потока радиантных труб, м.

Так же, как и в случае расчета потери напора на участке испарения, задачу приходится решать методом последовательного приближения. С этой целью для данного сырья устанавливается зависимость между температурой t и давлением $p_п$ насыщенных паров данного сырья.

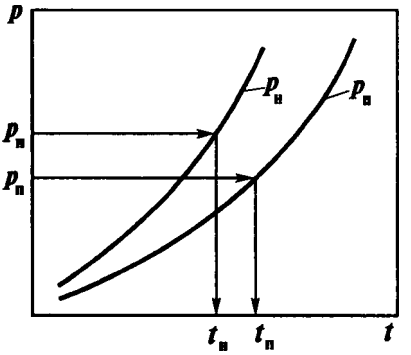


Рис. XXI-24. Кривые для определения температуры начала ($t_н$) и полного ($t_п$) однократного испарения

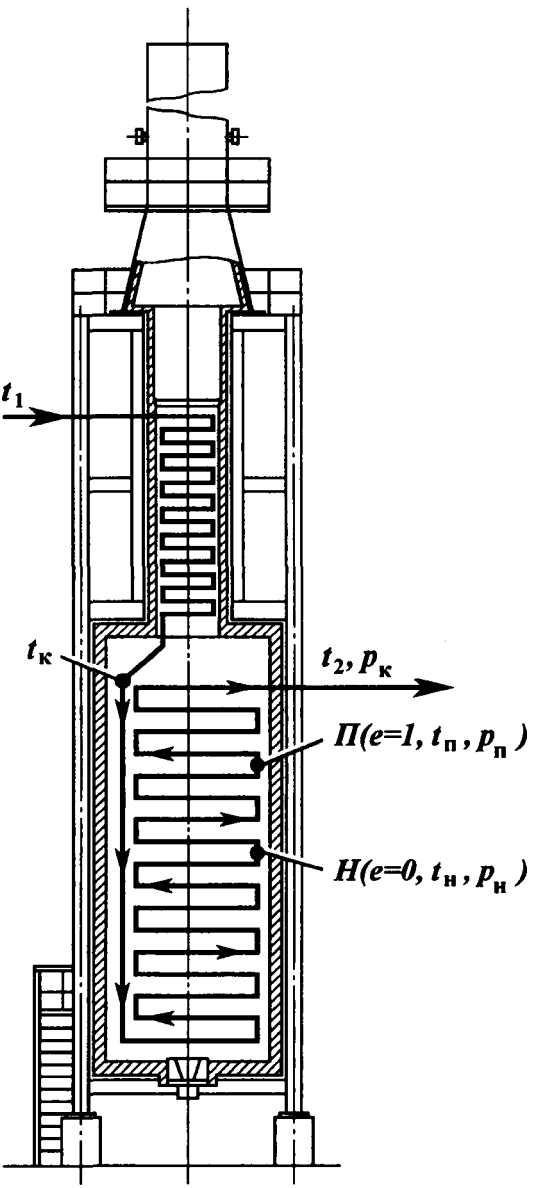


Рис. XXI-25. Схема, поясняющая обозначения к гидравлическому расчету трубчатой печи, работающей с перегревом паров

По закону Рауля—Дальтона давление, соответствующее температуре полного однократного испарения многокомпонентной смеси, определяется по уравнению

$$p_п = \frac{1}{\sum_{i=1}^{n} \frac{x'_{F_i}}{P_i}},$$

где x'_{F_i} и P_i — соответственно молекулярная концентрация компонентов в

исходном сырье и давление их насыщенных паров при данной температуре.

Обычно принято, задавшись тремя произвольно выбранными температурами, в пределах которых ожидается получить значение $t_п$, строить график зависимости давления $p_п$ от температуры при помощи приведенного выше уравнения для данного сырья. Затем, задавшись давлением в начале участка перегрева $p_п$, по графику (см. рис. XXI-24) определяют температуру $t_п$ и вычисляют плотность потока $\rho'_п$ в этом сечении и при этих параметрах. Определив далее энтальпию насыщенных паров $H_{t_п}$ при температуре $t_п$, вычисляют по уравнению (XXI.27) длину участка перегрева $l_п$. Найдя плотность сырья $\rho''_п$ на выходе из печи при температуре t_2 и давлении $p_к$, определяют среднюю плотность паров

$$\rho_п = (\rho'_п + \rho''_п)/2$$

и по уравнению (XXI.26) — потерю напора на участке перегрева $\Delta p_п$ и расчетное давление в начале участка перегрева

$$p_п = p_к + \Delta p_п.$$

Совпадение полученного расчетного значения $p_п$ с ранее принятым значением свидетельствует о правильности расчета; в противном случае необходим пересчет при вновь принятом значении $p_п$.

Потерю напора на участке испарения для этих печей рассчитывают по ранее изложенной методике, учитывая при этом, что давление и температура в конце участка испарения соответственно равны $t_п$ и $p_п$, а доля отгона $e_к = 1$. Потерю напора на участке нагрева рассчитывают аналогично ранее рассмотренному случаю. Если в результате проведенного гидравлического расчета значение потери напора не лежит в желательных пределах, следует изменить либо диаметр труб, либо число потоков.

Для обеспечения необходимого гидравлического режима в печах иногда применяют трубы различного диаметра; в частности, для печей вакуумных установок используются радиантные трубы большего диаметра, в которых интенсивно испаряется сырье. Это позволяет иметь необходимые скорости движения потока как на участке нагрева, так и на участке испарения при допустимой потере напора во всей печи.

В ряде случаев в радиантные трубы печей вводят водяной пар, который, увеличивая объем потока, позволяет повысить скорость движения потока и в связи с этим улучшает теплоотдачу от стенок труб к нагреваемому сырью, уменьшает отложение кокса и солей на внутренней поверхности труб.

Увеличение числа параллельных потоков в печи за счет одновременного уменьшения скорости потока и длины пути нагреваемого сырья позволяет резко сократить потерю напора; применение параллельных потоков позволяет при необходимости уменьшить диаметр труб.

Для ряда технологических установок и обслуживающих их печей

важно располагать данными по перепаду давления в трансферном трубопроводе, соединяющем трубчатую печь с ректификационной колонной (рис. XXI-26). Особенно это важно для установок, где ректификационная колонна работает под вакуумом. Умеренный перепад давления на этом участке позволяет иметь меньшее давление $p_н$ на выходе из печи, более высокую долю отгона $e_н$ и, следовательно, при допустимой температуре t_2 обеспечить ввод в колонну большего количества тепла за счет сырья и этим способствовать более четкой ректификации получаемых продуктов.

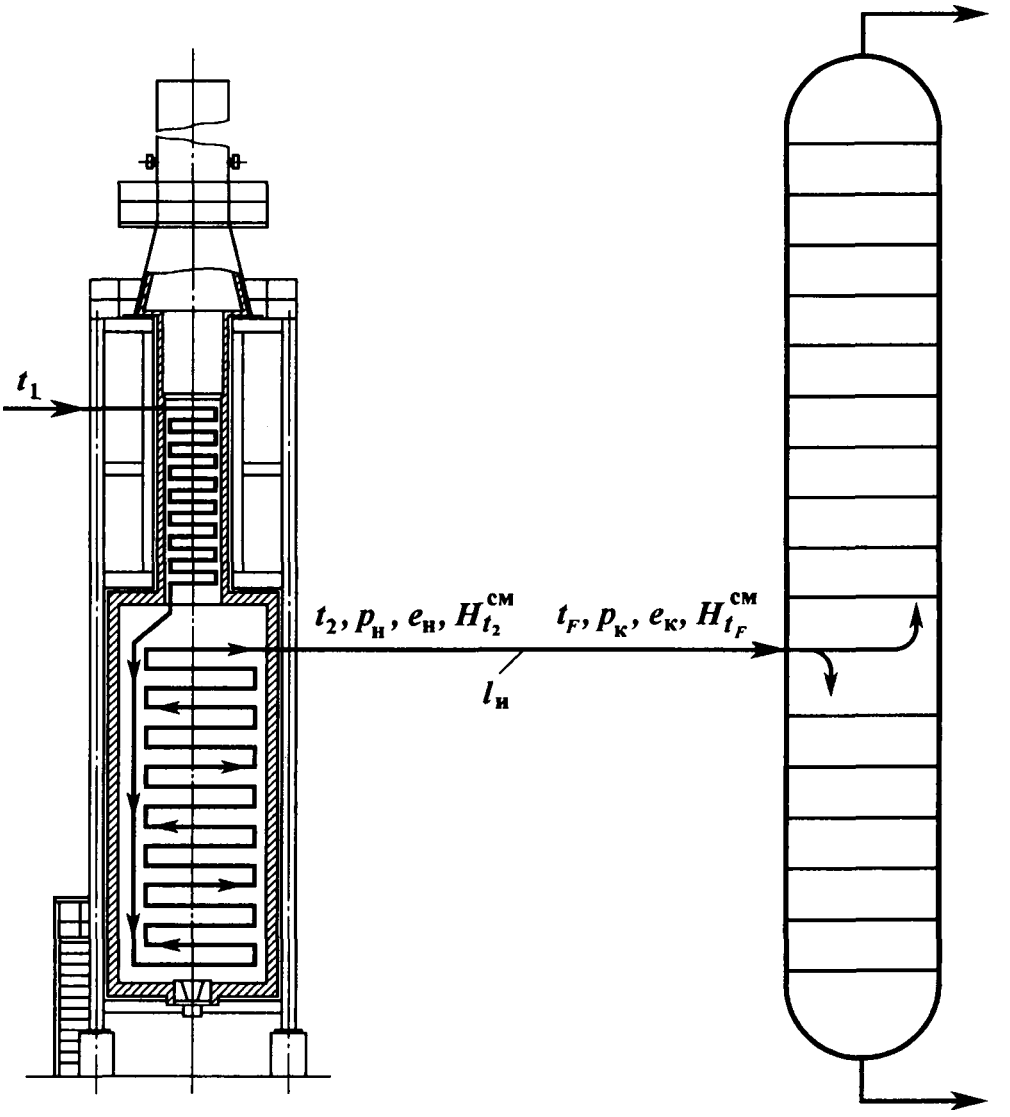


Рис. XXI-26. Схема, поясняющая обозначения к расчету потери напора в трансферном трубопроводе

Так как в этом трубопроводе в связи с понижением давления от $p_н$ до $p_к$ происходит дополнительное испарение сырья (доля отгона возрастает от $e_н$ на выходе из печи до $e_к$ при входе в колонну), то для расчета потери напора также может быть использовано уравнение (XXI.20) или (XXI.24), в котором величина $l_и$ есть известная расчетная длина трансферного трубопровода, включающая его геометрическую длину и эквивалентную длину местных гидравлических сопротивлений (задвижки, повороты и т.д.).

Пренебрегая потерями тепла трансферным трубопроводом в окружающую среду, имеем одинаковую энтальпию потока на выходе из печи $H^{см}_{t_2}$ при температуре t_2 и на входе в колонну $H^{см}_{t_F}$ при температуре t_F ($t_2 > t_F$), т.е. справедливо уравнение

$$e_н H_{t_2} + (1 - e_н) h_{t_2} = e_к H_{t_F} + (1 - e_к) h_{t_F}. \qquad \text{(XXI.28)}$$

Таким образом, потеря напора в трансферном трубопроводе и взаимосвязанные параметры (t_2, $e_н$, t_F, $e_к$) требуют совместного решения уравнений Бакланова, теплового баланса (XXI.28) и доли отгона. Расчет доли отгона осуществляется по приведенному ранее уравнению однократного испарения.

При повышенном перепаде давления в трансферном трубопроводе в соответствии с уравнением Бакланова рассматривается возможность сокращения его длины $l_и$ или увеличения диаметра d [коэффициент A в уравнении (XXI.21)].

Для расчета потери напора в печах с потоком сырья, изменяющимся в результате химических превращений, необходим предварительный кинетический расчет, который позволяет определить объем (или массу) образовавшихся продуктов реакции.

Для расчетов необходимо разделить змеевик печи на отдельные участки, в пределах которых изменение состава потока сравнительно невелико и поэтому линейная скорость и плотность потока могут быть усреднены.

ГАЗОВОЕ СОПРОТИВЛЕНИЕ И ТЯГА

Для нормальной работы трубчатой печи необходимо обеспечить подачу воздуха в топочную камеру для горения топлива, движение газов через печь по всему газовому тракту и удаление продуктов сгорания в атмосферу на высоту, достаточную для соблюдения санитарных норм и приемлемую по допустимому загрязнению окружающей среды.

В трубчатых печах эти условия обычно обеспечиваются естественной тягой, создаваемой дымовой трубой. При естественной тяге движущей силой, обусловливающей движение дымовых газов и преодоление гидравлических сопротивлений, является разность давлений слоя атмосферного воздуха и дымовых газов в трубе (рис. XXI-27).

Газовый тракт трубчатой печи, ее дымовую трубу и слой атмосферного воздуха можно рассматривать как сообщающийся сосуд, у которого одним коленом служит дымовая труба, заполненная дымовыми газами, а другим — слой атмосферного воздуха. Вследствие различия температур атмосферного воздуха и дымовых газов в трубе различаются также и их плотности, а следовательно, и веса; поэтому более тяжелый слой холодного воздуха выталкивает более легкий столб горячих дымовых газов. Движущая сила (тяга), создаваемая

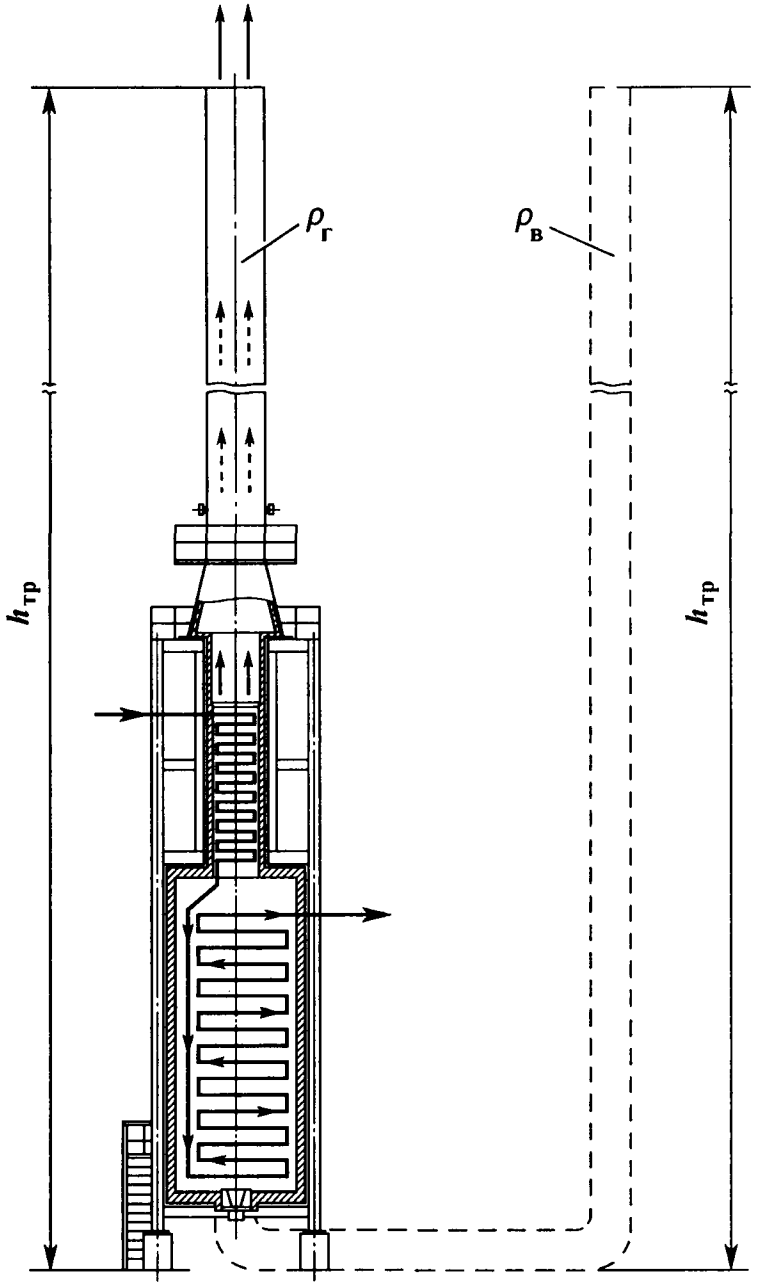


Рис. XXI-27. Схема трубчатой печи с естественной тягой

дымовой трубой, увеличивается с возрастанием температуры отходящих дымовых газов и высоты трубы, так как при этом увеличивается разница весов столбов атмосферного воздуха и дымовых газов.

В топочной камере должно быть некоторое разрежение, обеспечивающее поступление атмосферного воздуха для сгорания топлива. При использовании форсунок с воздушным распылением жидкого топлива и инжекционных горелок для газообразного топлива, воздух, необходимый для горения топлива, частично или полностью поступает под напором.

Разрежение в топочной камере необходимо также, чтобы избежать утечек дымовых газов через неплотности кладки, которые имели бы место при избыточном давлении в топке и что привело бы к загрязнению окружающей среды и увеличению потерь тепла, снижению коэффициента полезного действия печи.

Значительное разрежение в топке приводит к нежелательному подсосу избыточного воздуха, увеличению потерь тепла с уходящими дымовыми газами и снижению коэффициента полезного действия печи. Разрежение в топочной камере рекомендуется иметь в пределах 20—40 Па.

Сопротивление потоку дымовых газов при движении его в трубчатой печи рассмотрим на примере трубчатой печи с естественной тягой (см. рис. XXI-27). Оно слагается из следующих величин: сопротивления при движении газов через пучок конвекционных труб, сопротивления трения о стенки газоходов, местных гидравлических сопротивлений, обусловливаемых изменением сечения (расширением или сужением) и направления потока, сопротивлением запорных и регулирующих приспособлений (шибер, заслонка), статического и динамического напоров, сопротивления воздухоподогревателя.

Общее сопротивление всего газового тракта равно сумме отдельных составляющих:

$$\Delta p_{\text{общ}} = \Sigma \Delta p_i.$$

Одним из основных составляющих сопротивления потоку дымовых газов является сопротивление пучка конвекционных труб.

Сопротивление пучка конвекционных труб главным образом зависит от скорости движения дымовых газов в свободном сечении между трубами (5—8 м/с), от числа рядов труб и их диаметра, способа размещения труб (шахматное или коридорное), расстояния между осями труб по горизонтали и вертикали. Для расчета этой величины предложен ряд уравнений или номограмм, приведенных в специальной литературе. В действующих печах потеря напора в камере конвекции составляет приблизительно 40—80 Па.

При расчете сопротивления газового потока необходимо учитывать также его направление. Движение нагретого газа снизу вверх создает дополнительный напор, помогающий преодолевать гидравлические сопротивления, так как на таком участке направление потока совпадает с направлением действия естественной тяги. Наоборот, при движении потока газов сверху вниз возникает дополнительное сопротивление, которое должно быть преодолено (статический напор).

Статический напор в камере конвекции при нисходящем потоке газов определяется из выражения

$$\Delta p_{\text{ст}} = h_{\text{к}}(\rho_{\text{в}} - \rho_{\text{г}})g,$$

где $h_{\text{к}}$ — высота камеры конвекции, м; $\rho_{\text{в}}$ и $\rho_{\text{г}}$ — соответственно

плотность воздуха и дымовых газов, кг/м^3; g — ускорение силы притяжения, м/с^2.

Сопротивление трения в газоходе определяется по уравнению гидравлики и зависит от скорости движения дымовых газов (4—6 м/с), длины газохода и степени его шероховатости.

Местные гидравлические сопротивления определяются по уравнению

$$\Delta p_{\text{м.с}} = \sum \xi_i \frac{w_i^2}{2} \rho_i,$$

где ξ_i — коэффициент местных сопротивлений, выбираемый по справочным данным; w_i — линейная скорость газового потока, м/с; ρ_i — плотность газового потока в соответствующем сечении канала, кг/м^3.

Тяга, создаваемая дымовой трубой или дымососом, должна несколько превышать найденное расчетом общее сопротивление потоку газов с тем, чтобы имелся некоторый запас и была возможность регулировать тягу.

Коэффициент запаса принимается равным 1,2, т.е. $\Delta p_{\text{т}} = 1{,}2\Delta p_{\text{общ}}$. Избыточное разрежение, создаваемое трубой, расходуется на преодоление сопротивления регулирующего шибера (заслонки). Высота дымовой трубы определяется из следующего выражения:

$$h_{\text{тр}} = \frac{\Delta p_{\text{т}}}{(\rho_{\text{в}} - \rho_{\text{г}})g}.$$

При естественной тяге в трубчатых печах дымовая труба создает разрежение порядка 200 Па.

Если общее сопротивление потоку дымовых газов большое, а естественная тяга, которая может быть создана трубой, недостаточна вследствие сравнительно низкой температуры дымовых газов, то применяют искусственную тягу, при которой дымовые газы отсасываются из печи вентилятором, создающим необходимое разрежение, и нагнетаются в дымовую трубу.

Диаметр дымовой трубы определяется исходя из объема газов и допустимой их скорости в трубе; при естественной тяге эта скорость принимается равной 4—8 м/с, а при искусственной тяге 8—16 м/с.

ГЛАВА XXII ТЕПЛООБМЕННЫЕ АППАРАТЫ

В процессах нефте- и газопереработки для обеспечения необходимой температуры в аппаратах требуется подводить или отводить тепло. Для этого на технологических установках широко используются специальные аппараты, называемые теплообменными или теплообменниками (нагреватели, испарители, кипятильники, холодильники, конденсаторы и др.).

На изготовление аппаратов, предназначенных для нагрева и охлаждения потоков сырья, продуктов и реагентов, затрачивается до 30 % общего расхода металла на все технологическое оборудование. От правильного выбора типа и конструкции теплообменных аппаратов, применяемых на тех или иных технологических установках, во многом зависят показатели работы всего производства (завода). Высокая эффективность работы

теплообменных аппаратов позволяет сократить расход топлива и электроэнергии, затрачиваемой на тот или иной технологический процесс, и оказывает существенное влияние на его технико-экономические показатели.

КЛАССИФИКАЦИЯ ТЕПЛООБМЕННЫХ АППАРАТОВ

В аппаратах, предназначенных для нагрева или охлаждения, происходит теплообмен между двумя потоками, при этом один из них нагревается, а другой охлаждается. Поэтому вне зависимости от того, что является целевым назначением аппарата: нагрев или охлаждение, их называют *теплообменными аппаратами.*

Применительно к нефтегазоперерабатывающей промышленности теплообменные аппараты классифицируются по способу передачи тепла и назначению.

В зависимости от способа передачи тепла аппараты делятся на следующие группы.

Поверхностные теплообменные аппараты, в которых передача тепла между теплообменивающимися средами осуществляется через поверхность, разделяющую эти среды.

Аппараты смешения, в которых передача тепла между теплообменивающимися средами происходит при их непосредственном контакте. Для изготовления теплообменных аппаратов смешения требуется, как правило, меньше металла и во многих случаях они обеспечивают более эффективный теплообмен. Однако аппараты смешения в процессах нефтегазопереработки часто нельзя использовать из-за недопустимости прямого соприкосновения теплообменивающихся потоков.

В зависимости от назначения аппараты делятся на следующие группы.

Теплообменники, в которых один поток нагревается за счет использования тепла другого, получаемого в технологическом процессе и подлежащего в дальнейшем охлаждению. Применение теплообменников на установке позволяет сократить расходы подводимого извне тепла (сократить расход топлива, греющего водяного пара и т.д.) и охлаждающего агента.

К этой группе аппаратов относятся теплообменники для нагрева нефти на нефтеперерабатывающей установке, осуществляемого за счет использования тепла отходящих с установки дистиллятов, остатка, а также промежуточного циркуляционного орошения; котлы-утилизаторы, где получают водяной пар за счет использования тепла нефтепродуктов, дымовых газов или катализатора на установках каталитического крекинга; регенераторы холода и др.

Нагреватели, испарители, кипятильники, в которых нагрев или частичное испарение осуществляется за счет использования высокотемпературных потоков нефтепродуктов или специальных теплоносителей (водяной пар, пары даутерма, масло и др.).

В таких аппаратах нагрев или испарение одной среды является целевым процессом, тогда как охлаждение горячего потока является побочным и обусловливается необходимостью нагрева исходного холодного потока.

Примером аппаратов этой группы могут служить нагреватели сырья, использующие тепло водяного пара, кипятильники, при помощи которых в низ ректификационной колонны подводится тепло, необходимое для ректификации, и т.д.

Холодильники и конденсаторы, предназначенные для охлаждения потока или конденсации паров с использованием специального охлаждающего агента (вода, воздух, испаряющийся аммиак, пропан и др.). Охлаждение и конденсация в этих аппаратах являются целевыми процессами, а нагрев охлаждающего агента побочным. К таким аппаратам относятся холодильники и конденсаторы любой нефтегазоперерабатывающей установки, предназначенные для охлаждения и конденсации получаемых продуктов.

При регенерации тепла того или иного продукта его окончательное охлаждение до температуры, требуемой для безопасного транспорта и хранения, обычно завершается в холодильниках.

Кристаллизаторы, предназначенные для охлаждения соответствующих жидких потоков до температур, обеспечивающих образование кристаллов некоторых составляющих смесь веществ. В зависимости от температурного режима кристаллизации в этих аппаратах в качестве охлаждающего агента используются вода или специальные хладагенты в виде охлажденных рассолов, испаряющихся аммиака, пропана и др.

В нефтегазопереработке кристаллизаторы используются при депарафинизации масел, обезмасливании парафинов, разделении ксилолов, производстве серы и др.

Поверхностные теплообменные аппараты классифицируются в зависимости от их конструкции. К их числу относятся следующие.

Кожухотрубчатые теплообменные аппараты с неподвижными трубными решетками (рис. XXII-1). Такие аппараты имеют цилиндрический кожух *2*, в котором расположен пучок теплообменных труб *3*. Трубные решетки *5* с развальцованными трубками крепятся к кожуху аппарата. С одного конца теплообменный аппарат закрыт распределительной камерой *1*, с другого — крышкой *6*. Аппарат оборудован штуцерами для теплообме-

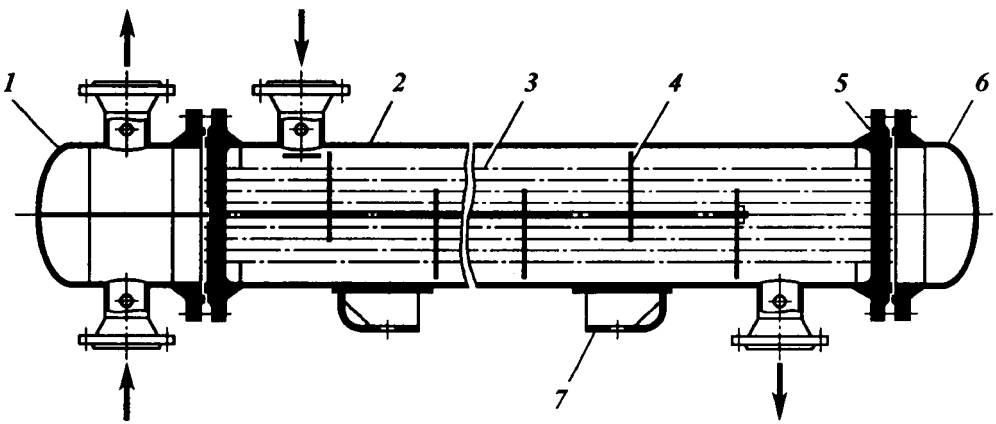


Рис. XXII-1. Кожухотрубчатый теплообменник с неподвижными трубными решетками:
1 — распределительная камера; *2* — кожух; *3* — теплообменная труба; *4* — поперечная перегородка; *5* — трубная решетка; *6* — крышка кожуха; *7* — опора

нивающихся сред; одна среда идет по трубкам, другая проходит через межтрубное пространство.

В зависимости от числа перегородок в распределительной камере кожухотрубчатые теплообменные аппараты делятся на одно-, двух- и многоходовые в трубном пространстве; аппараты многоходовые в межтрубном пространстве с продольными перегородками; аппараты с поперечными перегородками сегментными, секторными, кольцевыми и др.

Существенное различие между температурами трубок и кожуха в этих аппаратах приводит к большему удлинению трубок по сравнению с кожухом, что обусловливает возникновение напряжения в трубной решетке *5* и может привести к нарушению плотности вальцовки труб в решетке и попаданию одной теплообменивающейся среды в другую. Поэтому теплообменники этого типа применяют при разнице температур теплообменивающихся сред, проходящих через трубки и межтрубное пространство, не более 50° и при сравнительно небольшой длине аппарата.

Очистка межтрубного пространства подобных аппаратов сложна, поэтому теплообменники такого типа применяются в тех случаях, когда среда, проходящая через межтрубное пространство, является чистой, не агрессивной, т.е. когда нет необходимости в чистке.

Достоинством аппаратов этого типа является простота конструкции и, следовательно, меньшая стоимость.

В зависимости от расположения теплообменных труб различают теплообменные аппараты горизонтального и вертикального типа.

Кожухотрубчатые теплообменные аппараты с плавающей головкой (с подвижной трубной решеткой) являются наиболее распространенным типом поверхностных аппаратов (рис. XXII-2). Подвижная трубная решетка позволяет трубному пучку свободно перемещаться независимо от корпуса. В аппаратах этой конструкции температурные напряжения могут возникать лишь при существенном различии температур трубок.

Трубчатый пучок может опираться на ближайшую к плавающей головке перегородку, имеющую большую толщину, чем у других перегородок, а при значительных размерах и массе пучок опирают на катковые опоры.

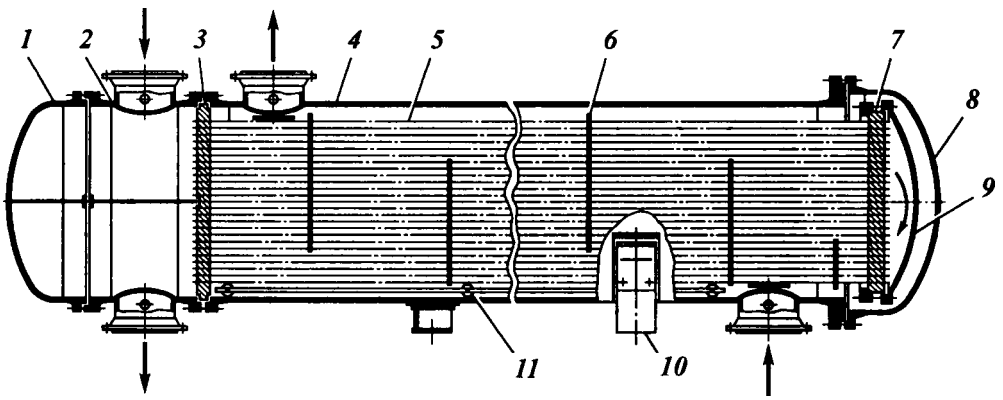


Рис. XXII-2. Кожухотрубчатый теплообменник с плавающей головкой:
1 — крышка распределительной камеры; *2* — распределительная камера; *3* — неподвижная трубная решетка; *4* — кожух; *5* — теплообменная труба; *6* — поперечная перегородка; *7* — подвижная трубная решетка; *8* — крышка кожуха; *9* — крышка плавающей головки; *10* — опора; *11* — катковая опора трубчатого пучка

Для возможности свободного перемещения аппарата при нагреве корпус теплообменника крепят к одной из опор подвижно. Для этого отверстия под болты в опорах делают овальной формы. Обычно подвижное крепление корпуса предусматривают со стороны плавающей головки, где к корпусу присоединяют меньшее число трубопроводов.

По кожуху (межтрубному пространству) аппараты с плавающей головкой чаще всего выполняют одноходовыми. В аппаратах с двумя ходами по корпусу устанавливают продольную перегородку, что обеспечивает противоток потоков.

Отличительной особенностью аппарата, разработанного АО «ВНИПИнефть» и Черновицким машиностроительным заводом (рис. XXII-3), является применение поперечных стержневых перегородок *7* (турбулизаторов), закрепленных полукольцами в межтрубном пространстве. По сравнению со стандартным теплообменником данный аппарат обеспечивает увеличение эффективности теплообмена на 15—25 %, устранение вибрации трубчатых пучков, уменьшение гидравлического сопротивления в межтрубном пространстве, снижение загрязненности, облегчение чистки трубчатых пучков и значительное уменьшение тепловых потоков, не участвующих в теплообмене (см. рис. XXII-28). Продольную перегородку *6* нужно вынимать из корпуса вместе с трубчатым пучком, поэтому необходимо специальное уплотнение между кожухом и перегородкой. Имеются различные конструкции уплотнений: гибкие металлические пластины *11*, плотно прилегающие к кожуху по краю перегородки (см. рис. XXII-3, *а*), асбестовый шнур *12*, заложенный в продольный паз перегородки (см. рис. XXII-3, *б*) и др.

В кожухотрубчатых теплообменных аппаратах с плавающей головкой трубные пучки сравнительно легко могут быть удалены из корпуса, что облегчает их ремонт, чистку или замену. Однако следует отметить, что конструкция аппаратов с подвижной решеткой относительно сложна, для ее изготовления требуется больший расход металла на единицу поверхности теплообмена, при работе аппарата плавающая головка недоступна для ремонта.

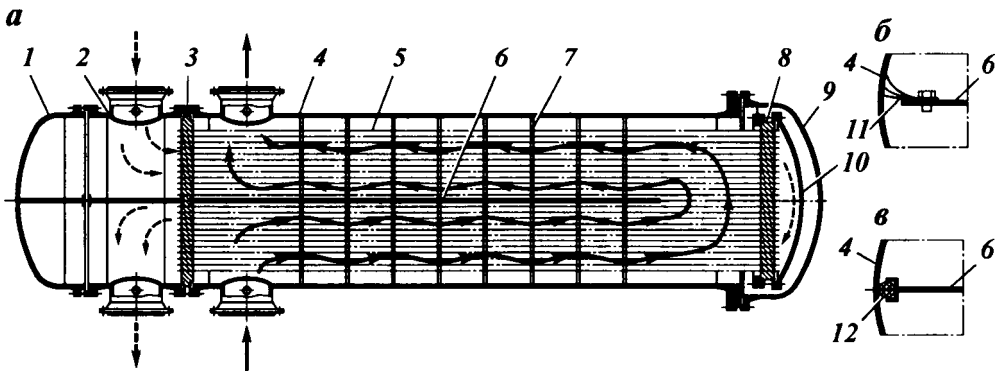


Рис. XXII-3. Схема кожухотрубчатого теплообменника с продольной перегородкой:
а — общий вид; *б, в* — варианты уплотнения продольной перегородки с корпусом стальными пластинами и асбестовым шнуром; *1* — крышка распределительной камеры; *2* — распределительная камера; *3* — неподвижная трубная решетка; *4* — кожух; *5* — труба; *6* — продольная перегородка; *7* — поперечные стержневые перегородки (турбулизаторы); *8* — подвижная трубная решетка; *9* — крышка кожуха; *10* — крышка плавающей головки; *11* — стальные пластины; *12* — асбестовый шнур

Кожухотрубчатые теплообменные аппараты с температурным компенсатором. В этих аппаратах для частичной компенсации температурных напряжений используют специальные гибкие элементы (расширители, компенсаторы), расположенные на корпусе.

Вертикальный кожухотрубчатый испаритель с неподвижными трубными решетками (рис. XXII-4) отличается установкой между двумя частями кожуха *4* линзового компенсатора *3*. В аппаратах подобного типа исполь-

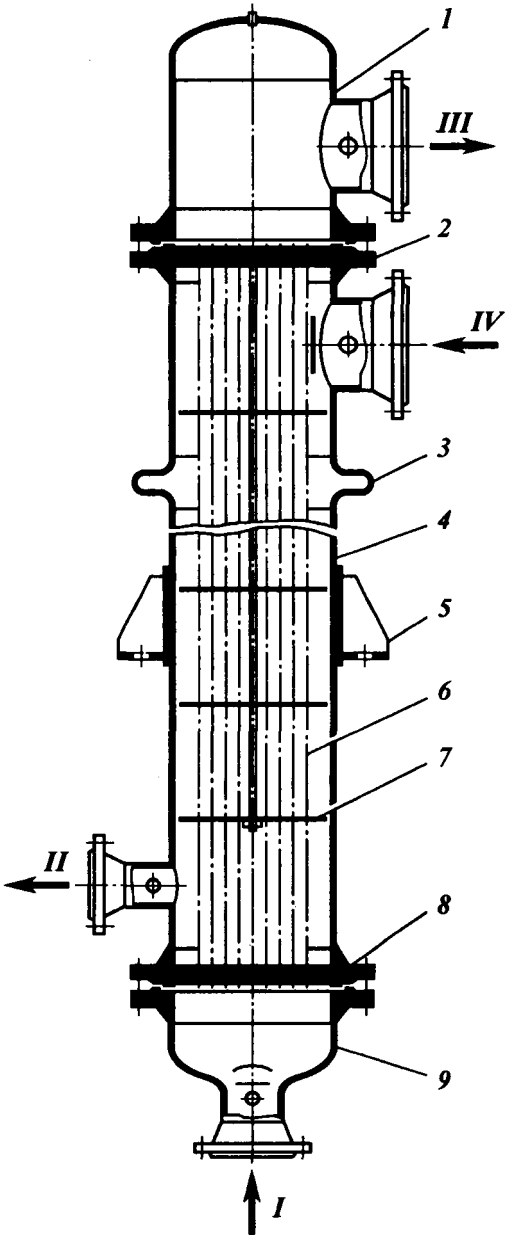


Рис. XXII-4. Вертикальный кожухотрубчатый испаритель с неподвижными трубными решетками и температурным компенсатором на корпусе:
1 — распределительная камера; *2, 8* — трубные решетки; *3* — компенсатор; *4* — кожух; *5* — опора; *6* — теплообменная труба; *7* — поперечная «сплошная» перегородка; *9* — крышка. Потоки: *I* — испаряющаяся среда; *II* — конденсат; *III* — парожидкостная смесь; *IV* — водяной пар

зуют одно- и многоэлементные линзовые компенсаторы, однако применять компенсаторы с числом элементов более четырех не рекомендуется, так как резко снижается сопротивление кожуха изгибу.

Кожухотрубчатые теплообменники с U-образными трубками (см. рис. XXII-5) имеют одну трубную решетку, в которую ввальцованы оба конца U-образных трубок, что обеспечивает свободное удлинение трубок при изменении их температуры. Преимущество теплообменников с U-образными трубками — отсутствие разъемного соединения внутри кожуха, что позволяет успешно применять их при повышенных давлениях. Недостатком таких аппаратов является трудность чистки внутренней и наружной поверхности труб, вследствие которой они используются преимущественно для чистых продуктов.

Испаритель с паровым пространством (рибойлер) (рис. XXII-6) со-

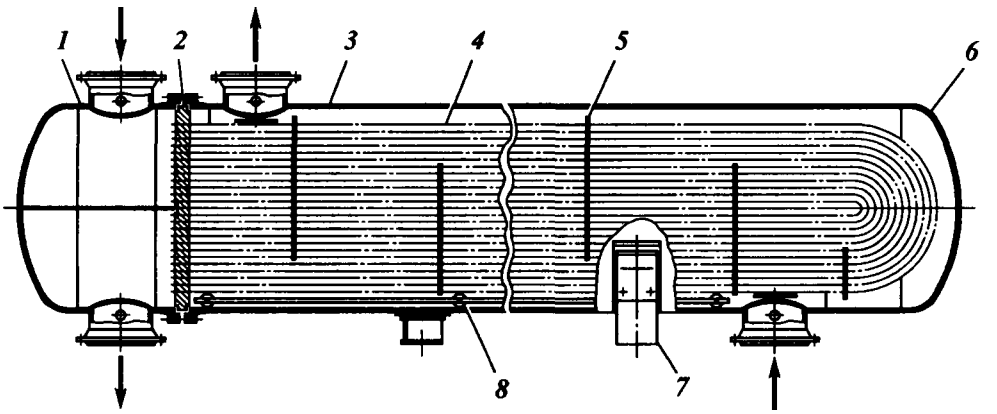


Рис. XXII-5. Кожухотрубчатый теплообменник с U-образными трубками:
1 — распределительная камера; *2* — трубная решетка; *3* — кожух; *4* — теплообменная труба; *5* — поперечная перегородка; *6* — крышка кожуха; *7* — опора; *8* — катковая опора трубчатого пучка

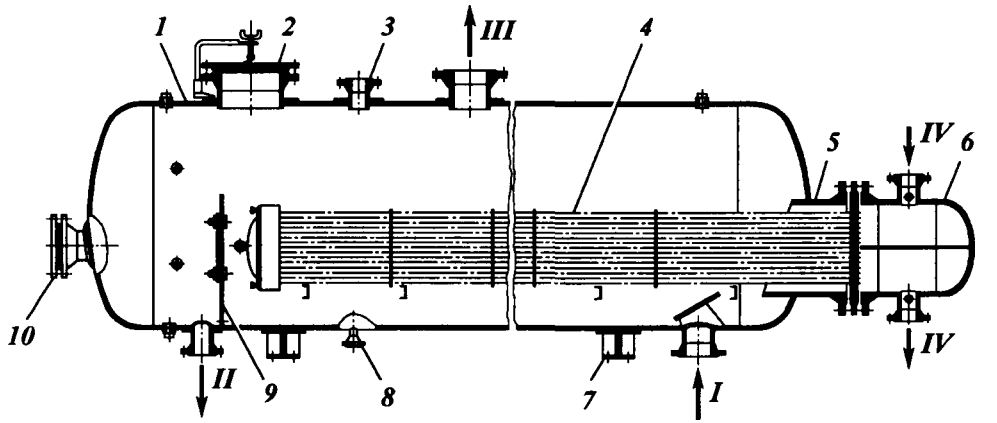


Рис. XXII-6. Испаритель с паровым пространством (рибойлер):
1 — кожух; *2* — люк; *3* — штуцер предохранительного клапана; *4* — трубчатый пучок; *5* — горловина; *6* — распределительная камера; *7* — опора; *8* — штуцер дренажа; *9* — перегородка; *10* — люк для троса лебедки. Потоки: *I* — испаряемая жидкость; *II* — остаток; *III* — пары; *IV* — теплоноситель

стоит из кожуха *1* и одного — трех трубчатых пучков *4*. Для обеспечения достаточной поверхности зеркала испарения и объема парового пространства расстояние от верха сливной перегородки *9* до верхней части кожуха *1* принимают не менее 1/3 диаметра кожуха. Уровень жидкости в испарителе поддерживается сливной перегородкой *9*, имеющей зубчатую кромку для равномерного перелива жидкости. В испарителях с паровым пространством применяют такие же трубчатые пучки, как у аппаратов с плавающей головкой или U-образными трубками. При этом диаметр неподвижной трубной решетки несколько больше, что необходимо для того, чтобы плавающая головка в собранном виде могла свободно пройти через горловину *5* при демонтаже.

Кожухотрубчатые теплообменные аппараты с двойными трубками (рис. XXII-7). В таких аппаратах имеются две трубные решетки, размещенные с одной стороны аппарата. В одной трубной решетке развальцованы трубы меньшего диаметра, верхние концы которых открыты, в другой трубы большего диаметра, нижние концы которых заглушены. Такая конструкция обеспечивает независимое удлинение труб.

В аппаратах этого типа одна из теплообменивающихся сред поступает через штуцер в пространство между крышкой и верхней трубной решеткой, откуда направляется вниз по трубкам малого диаметра. По выходе из них поток возвращается по кольцевому пространству между трубками, собирается в пространстве между трубными решетками, а затем выводится из аппарата.

Кожухотрубчатые теплообменные аппараты с витыми трубками используют в нефтегазопереработке для теплообмена между средами, одна из которых находится под высоким давлением. На рис. XXII-8 показан аппарат, предназначенный для охлаждения и частичной конденсации природного газа. Теплообменник представляет собой цельносварную конструкцию, состоящую из кожуха *1*, трубных решеток *2*, в которых закреплены медные или стальные трубки *3*, спирально накрученные на сердечник *4*. Сердечник выполняет роль катушки для навивки труб и одновременно используется как несущая деталь, разгружающая корпус и трубные решетки. Природный газ под давлением до 5 МПа и с температурой +70 °С движется внутри трубок, а метановая фракция при температуре −42 °С и давлении 4,2 МПа подается в межтрубное пространство.

Эффективность кожухотрубчатых теплообменных аппаратов повышается с увеличением скорости движения теплообменивающихся потоков и степени их турбулентности.

При неизменной производительности аппарата увеличение скорости движения жидкости в трубках достигается размещением в крышках распределительной камеры перегородок, что изменяет число ходов потока жидкости, проходящей через трубки. В промышленной практике используют аппараты с различным числом ходов, исходя из технологической потребности установки.

Для повышения скорости движения потоков в межтрубном пространстве и обтекаемости поверхности теплообмена, создания большей турбулентности потоков и организации движения теплоносителя в направлении, перпендикулярном к оси труб, в кожухотрубчатых теплообменных аппаратах устанавливают специальные поперечные перегородки. Они выполняют также роль опор трубчатого пучка, фиксируют трубы на заданном расстоянии одна от другой и уменьшают вибрацию труб.

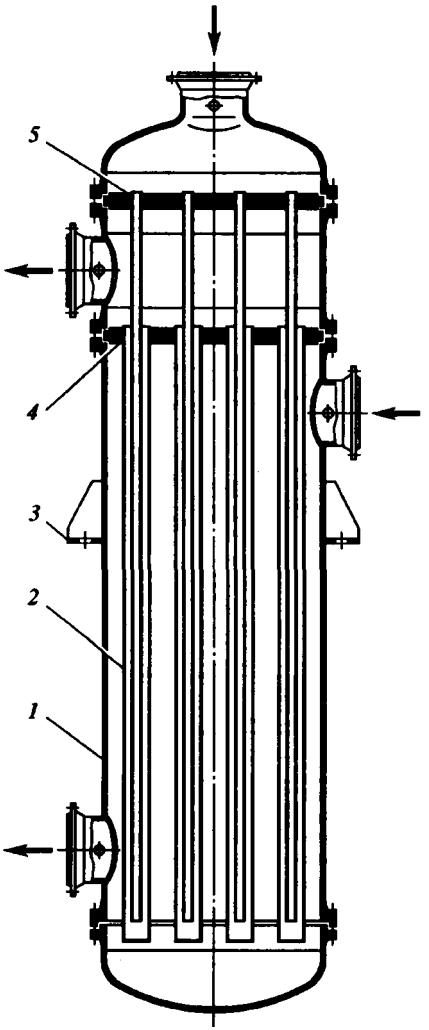


Рис. XXII-7. Теплообменный аппарат с двойными трубками:
1 — кожух; *2* — теплообменные трубки; *3* — опора; *4, 5* — трубные решетки

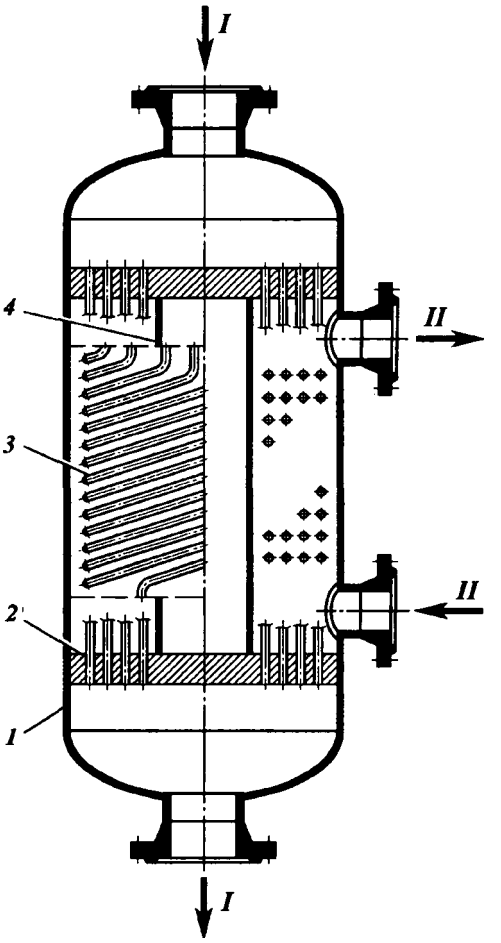


Рис. XXII-8. Теплообменный аппарат с витыми трубками:
1 — кожух; *2* — трубная решетка; *3* — теплообменная труба; *4* — сердечник. Потоки: *I* — природный газ; *II* — метановая фракция

На рис. XXII-9 показаны поперечные перегородки разных типов. Наибольшее распространение получили сегментные перегородки (см. рис. XXII-9, *а*). Высота вырезаемого сегмента равна примерно $^1/_3$ диаметра аппарата, а расстояние между перегородками — около 0,5 диаметра аппарата. Поперечные перегородки с секторным вырезом (см. рис. XXII-9, *б*) оснащены дополнительной продольной перегородкой, равной по высоте половине диаметра аппарата. Секторный вырез, по площади равный четверти сечения аппарата, располагают в соседних перегородках в шахматном порядке. При этом теплоноситель в межтрубном пространстве совершает вращательное движение то по часовой стрелке, то против нее. Аппараты со «сплошными» перегородками (см. рис. XXII-9, *д*) используют обычно

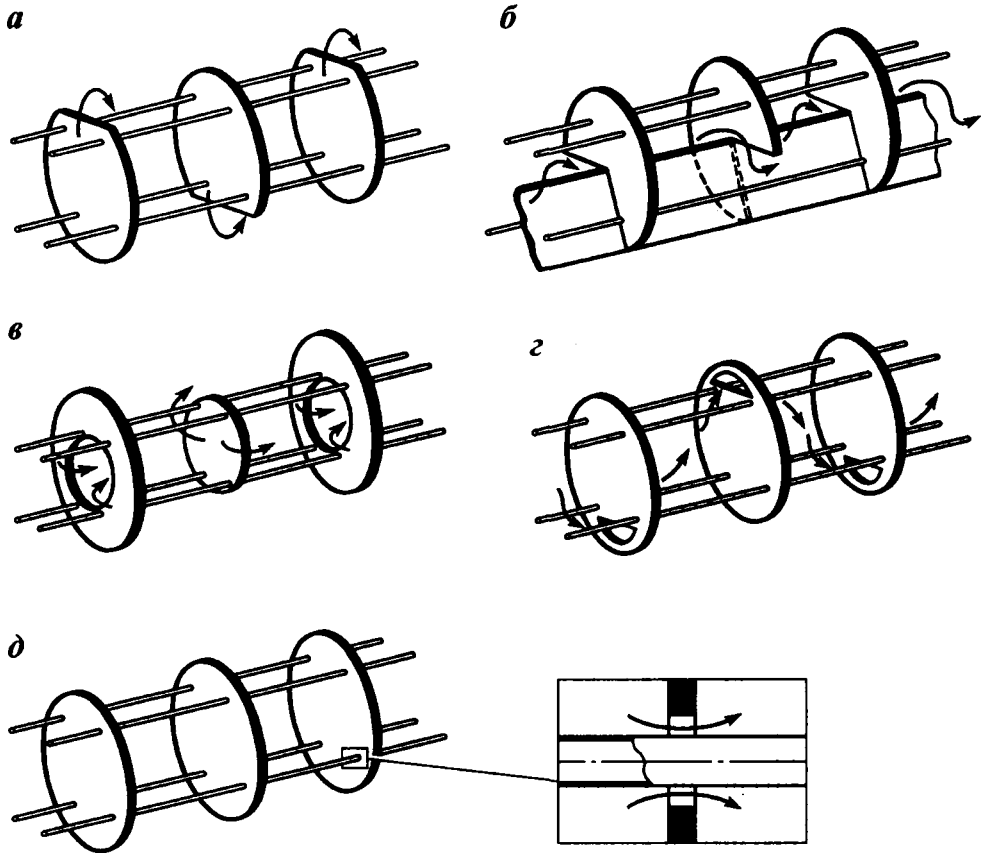


Рис. XXII-9. Поперечные перегородки кожухотрубчатых аппаратов:
а — с сегментным вырезом; *б* — с секторным вырезом; *в* — кольцевые; *г* — с щелевым вырезом; *д* — «сплошные»

для чистых жидкостей. В этом случае жидкость протекает по кольцевому зазору (около 1,5 мм) между трубой и перегородкой.

Важно, чтобы зазор между внутренней поверхностью кожуха и перегородкой был минимальным. Это позволяет сократить утечку жидкости, проходящей через межтрубное пространство и не участвующей в теплообмене. Вместе с тем размер зазора должен быть достаточным для извлечения пучка труб при его ремонте.

В зависимости от характера направления потоков теплообменные аппараты делятся на прямоточные, противоточные, смешанного и перекрестного тока.

Теплообменные аппараты типа «труба в трубе» по конструкции делятся на однопоточные (неразборные и разборные) и многопоточные.

Неразборные теплообменные аппараты типа «труба в трубе» (рис. XXII-10) изготавливают в двух исполнениях: с приварными двойниками на теплообменных трубах, которые эксплуатируются без механической очистки внутренней поверхности труб, и со съемными двойниками на теплообменных трубах, позволяющими осуществлять механическую очистку труб.

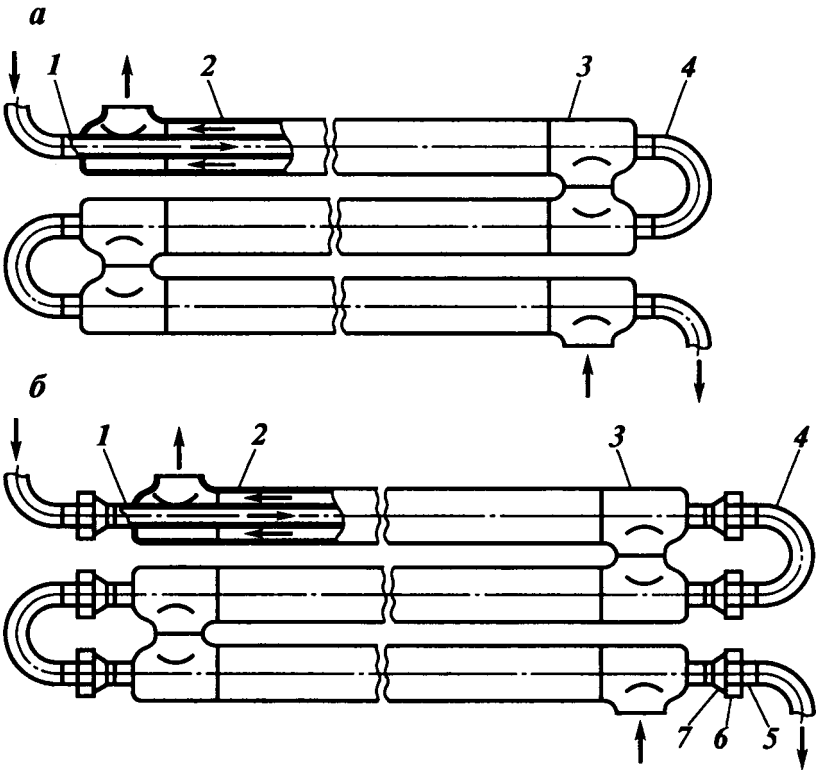


Рис. XXII-10. Неразборный однопоточный теплообменный аппарат типа «труба в трубе»:
а — с приварными двойниками на теплообменных трубах; *б* — со съемными двойниками на теплообменных трубах; *1* — теплообменная труба; *2* — кожуховая труба; *3* — специальный тройник; *4* — двойник; *5* — ниппель; *6* — гайка; *7* — штуцер

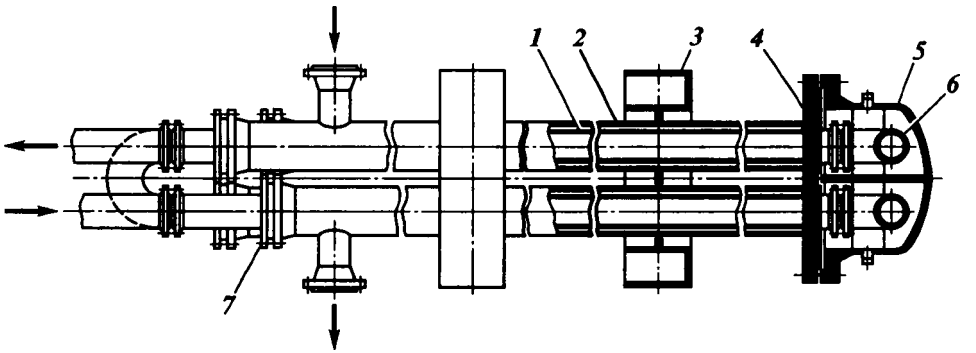


Рис. XXII-11. Разборный однопоточный теплообменный аппарат типа «труба в трубе»:
1 — теплообменная труба; *2* — кожуховая труба; *3* — опора; *4* — решетка кожуховых труб; *5* — поворотная камера; *6* — двойник; *7* — решетка теплообменных труб

В разборных конструкциях теплообменников типа «труба в трубе» (рис. XXII-11, XXII-12) внутренние трубы при повышении температуры могут удлиняться независимо от наружных. Конструкция аппаратов позволяет осуществлять регулярную механическую очистку внутренней поверхности теплообменных труб от загрязнений, а также при необходимости вынимать трубы для их замены или механической очистки наружной поверхности.

В многопоточных теплообменных аппаратах (см. рис. XXII-12) распределительная камера *1* служит для распределения потока по теплообменным трубам *6*. Между решетками теплообменных *2* и кожуховых труб *4* расположена распределительная камера *3* для среды, протекающей по кольцевому пространству в кожуховых трубах *7*. Многопоточные теплообменники имеют два хода по внутренним трубам и два по наружным.

В аппарате этого типа легче обеспечить большие, чем в кожухотрубчатых теплообменниках, скорости движения потоков, что позволяет иметь и более высокие коэффициенты теплопередачи и большие значения теплонапряженности поверхности нагрева. Кроме того, в аппаратах типа «труба в трубе» легче осуществить противоток между теплообменивающимися средами, что также способствует более высокой эффективности теплообмена.

Поверхность теплообменных аппаратов рассматриваемого типа в меньшей степени подвержена загрязнению продуктами коррозии и механическими примесями, содержащимися в теплообменивающихся средах. Во многих случаях аппараты типа «труба в трубе» работают с более высокими тепловыми показателями, чем кожухотрубчатые теплообменники.

В теплообменных аппаратах разборной конструкции внутренние трубы в ряде случаев с наружной поверхности выполняются с оребрением, позволяющим в 4—5 раз увеличить их поверхность теплообмена. Оребрение внутренних труб используют, как правило, в тех случаях, когда со стороны одной из теплообменивающихся сред трудно обеспечить высокий коэффициент теплоотдачи (движется газ, вязкая жидкость, поток имеет ламинарный характер и т.п.). В этом случае оребрение поверхности со сто-

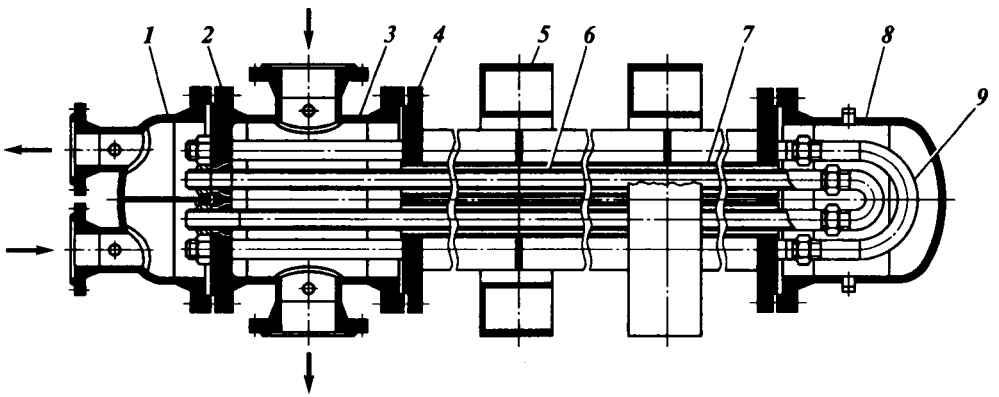


Рис. XXII-12. Разборный многопоточный теплообменный аппарат типа «труба в трубе»:
1 — первая распределительная камера; *2* — решетка теплообменных труб; *3* — вторая распределительная камера; *4* — решетка кожуховых труб; *5* — опора; *6* — теплообменная труба; *7* — кожуховая труба; *8* — поворотная камера; *9* — двойник

роны такой теплообменивающейся среды позволяет значительно увеличить количество переданного тепла.

На рис. XXII-13 приведены варианты оребрения трубы. Ребра можно изготовить в виде штампованных корыт, приваренных контактной сваркой (см. рис. XXII-13, *а*) или из полос, которые вставляют в канавки, а затем закрепляют обжатием кромок (завальцовка ребер роликами) (см. рис. XXII-13, *б*). Ребра могут быть получены накаткой (см. рис. XXII-13, *в*) или выдавливанием из металла трубы (см. рис. XXII-13, *г*). Применяют также ребристые трубы с приварными шипами (см. рис. XXII-13, *д*).

Для повышения эффективности теплообмена в трубном пространстве используют методы воздействия на поток устройствами, разрушающими и турбулизирующими движение потока в трубе. Это различного рода турбулизирующие вставки, варианты исполнения которых представлены на рис.

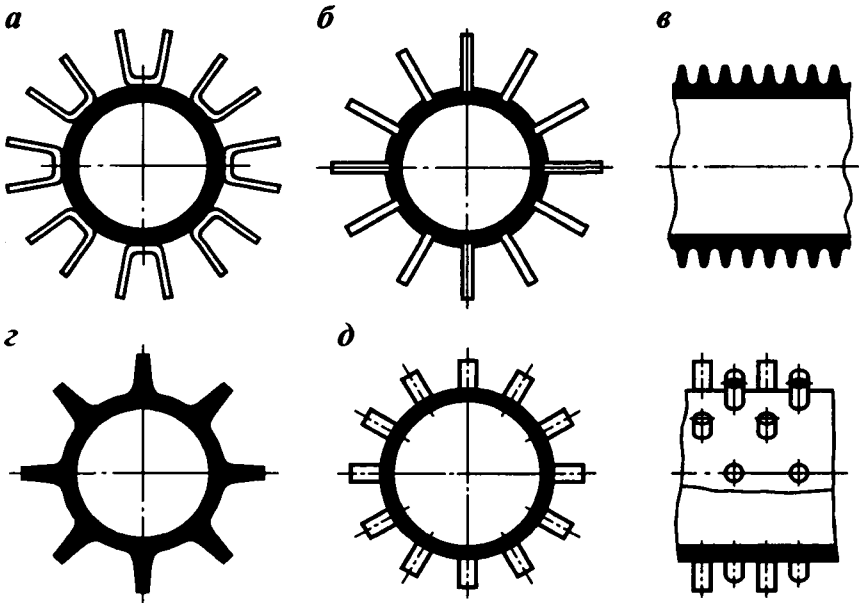


Рис. XXII-13. Трубы с ребрами:
а — приварными из корыт; *б* — завальцованными; *в* — накатанными винтовыми; *г* — выдавленными; *д* — приварными шиповидными

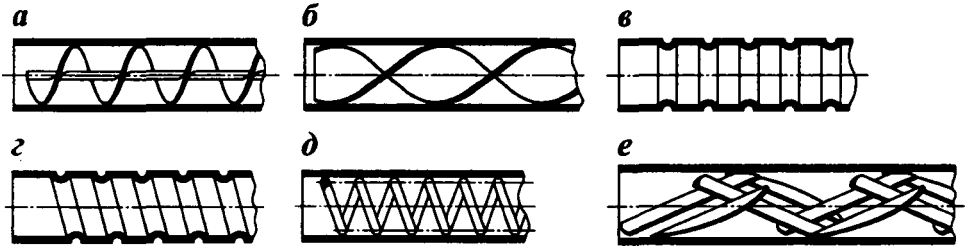


Рис. XXII-14. Трубы с турбулизаторами:
а — шнековые завихрители; *б* — ленточные завихрители; *в* — диафрагмовые трубы с вертикальными канавками; *г* — диафрагмовые трубы с наклонными канавками; *д* — трубы со спиральной проволокой; *е* — турбулизатор фирмы "Sulzer"

XXII-14. Шнековые (см. XXII-14, *а*) или ленточные (см. XXII-14, *б*) завихрители, установленные по всей длине трубы, обеспечивают закрутку потока, что является одним из эффективных способов интенсификации теплообмена в трубах. Широкое распространение из-за простоты изготовления получили ленточные завихрители. Наиболее эффективная закрутка потока при этом реализуется, если лента вставлена в трубу практически без зазора. Дополнительный эффект в этом случае заключается в том, что винтовая вставка увеличивает поверхность теплообмена и воспринятое ею тепло посредством теплопроводности передается в стенку трубы.

Отечественные машиностроительные заводы освоили производство диафрагмированных труб, которые изготавливаются путем нанесения на гладкие трубы поперечных вертикальных (см. XXII-14, *в*) или наклонных спиральных (см. XXII-14, *г*) канавок. Вместо наклонных канавок можно устанавливать внутри труб турбулизаторы, представляющие собой спиральную проволоку (см. XXII-14, *д*). На рис. XXII-14, *е* приведен турбулизатор, применяемый при движении внутри трубы вязких продуктов или тогда, когда при необходимости требуется обеспечить на большой длине небольшое гидравлическое сопротивление.

Недостатками теплообменных аппаратов типа «труба в трубе» по сравнению с кожухотрубчатыми аппаратами являются большие габариты, а также более высокий расход металла на единицу поверхности нагрева.

Теплообменные аппараты типа «труба в трубе» жесткой конструкции, так же как и кожухотрубчатые с неподвижными решетками, используются при сравнительно небольшой разности температур теплообменивающихся сред и при теплообмене незагрязненных жидкостей (частая очистка кольцевого пространства не требуется).

В теплообменных аппаратах типа «труба в трубе» разборной конструкции сравнительно легко очищаются внутренняя и наружная поверхности труб; эти аппараты обладают высоким коэффициентом теплопередачи и являются надежными в эксплуатации.

Кристаллизатор типа «труба в трубе» широко распространен на установках депарафинизации масел. Кристаллизатор предназначен для получения и роста кристаллов, поэтому в аппарате должен быть обеспечен оптимальный тепловой и гидродинамический режим. Температурный напор, скорость движения и продолжительность пребывания охлаждаемого продукта в кристаллизаторе выбирают с таким расчетом, чтобы обеспечить в аппарате оптимальную скорость охлаждения данного продукта, необходимую для роста его кристаллов (быстрое охлаждение обычно сопровождается образованием мелких кристаллов).

В кристаллизаторах по внутренней трубе движется охлаждаемый раствор масла, из которого выкристаллизовываются парафиновые углеводороды, а по кольцевому пространству — охлаждающая среда: для регенеративных кристаллизаторов это холодный раствор депарафинированного масла, для собственно кристаллизаторов — специальный хладагент (испаряющийся аммиак, пропан и др.).

Во избежание отложения парафина на внутренней поверхности трубы кристаллизаторы снабжены вращающимся валом со скребками, удаляющими парафин. Это необходимо, чтобы повысить эффект теплообмена, значительно ухудшающийся вследствие низкого коэффициента теплопроводности слоя парафина.

Вал со скребками приводится во вращение от электродвигателя при помощи системы зубчатых колес, связанных цепной передачей.

Схематический продольный разрез труб кристаллизатора показан на рис. XXII-15.

В последнее время все более широкое применение находят поверхностные теплообменники из листового материала, главным образом спиральные и пластинчатые

Спиральные теплообменники изготавливаются отечественной промышленностью с поверхностью теплообмена 10 – 100 м^2, они работают как под вакуумом, так и при давлении до 1 МПа при температуре рабочей среды от –20 до +200 °С. При соответствующем подборе конструкционных материалов и прокладок допустимые значения давлений и температур могут быть доведены до 2,5 МПа и 500 °С соответственно.

В этих аппаратах может осуществляться теплообмен между рабочими средами жидкость – жидкость, газ – газ и газ – жидкость, а также могут конденсироваться пары и парогазовые смеси.

Благодаря тому, что площадь поперечного сечения каналов по всей длине остается неизменной, загрязнения на стенках в работающем аппарате лучше смываются потоком рабочей среды и теплообменник может продолжительное время работать без чистки. Конструкцией теплообменников со съемными крышками предусмотрена механическая чистка каналов. Типичная область применения разборных спиральных теплообменников включает теплообмен загрязненных потоков, содержащих кокс или катализаторы, различные минералы и волокна. Неразборные аппараты с глухими каналами без крышек предназначены для охлаждения рабочих сред (например, кислот), при которых не требуется механическая чистка каналов от загрязнений.

В спиральных аппаратах поверхность теплообмена образована двумя стальными лентами *1* и *2* толщиной 4 – 6 мм и шириной 400 – 1250 мм (рис. XXII-16), свернутыми в спираль так, что образуются два канала прямоугольного профиля, по которым в противотоке движутся теплоносители. На поверхности спирали с шагом 70 – 100 мм приварены штифты (на рисунке не показаны) для придания теплообменнику жесткости и обеспечения требуемого зазора между лентами, который для стандартных аппаратов составляет 8 – 12 мм. С торцов аппарат закрыт крышками *3* на прокладках *4*. В зависимости от способа уплотнения спиральных каналов с

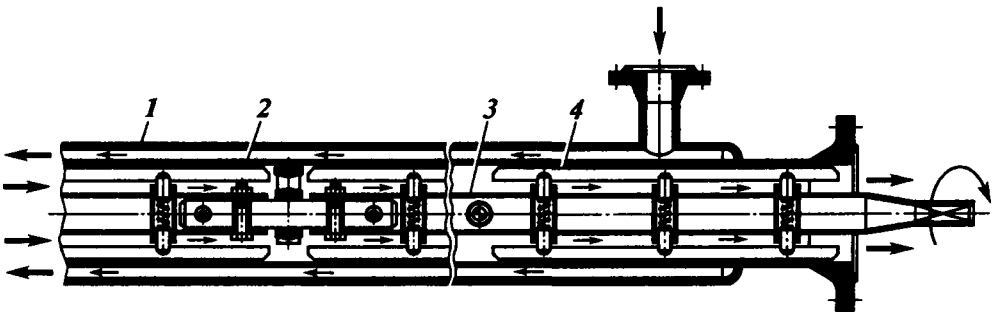


Рис. XXII-15. Узел секции кристаллизатора типа «труба в трубе»:
1 – кожуховая труба; *2* – теплообменная труба; *3* – вал; *4* – скребок

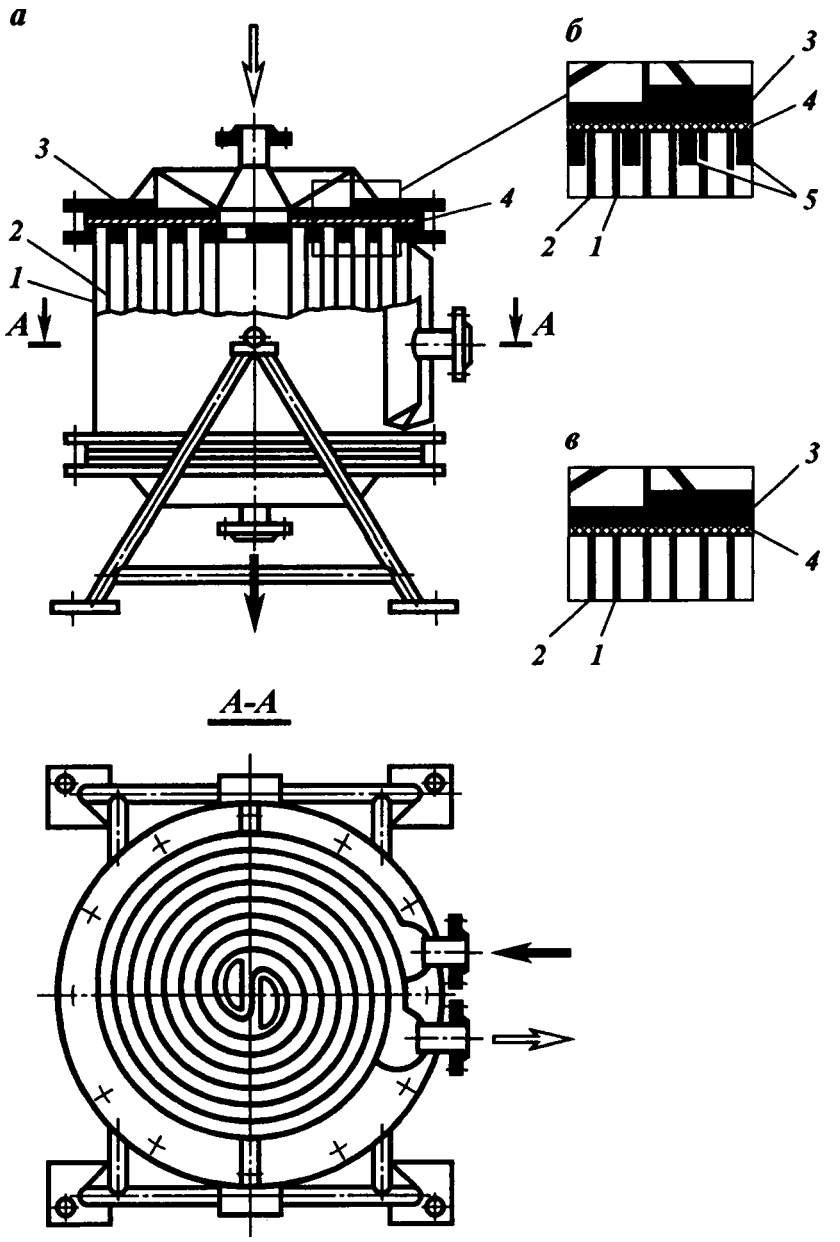


Рис. XXII-16. Спиральный теплообменник:
а — общий вид; *б* — уплотнение с торцов лент в аппаратах с тупиковыми каналами; *в* — уплотнение с торцов лент в аппаратах со сквозными каналами; *1, 2* — ленты, свернутые в спираль; *3* — крышка; *4* — прокладка; *5* — дистанционные проставки

торцов различают спиральные теплообменники с тупиковыми и сквозными каналами.

Тупиковые каналы (см. рис. XXII-16, *б*) образуют приваркой дистанционных проставок 5 к торцу спирали. После снятия крышек *3* и прокладок *4* оба канала открываются с одной стороны, что позволяет производить чистку аппарата. Такой способ уплотнения исключает возможность смешения теплоносителей при прорыве прокладки и поэтому наиболее распространен.

Сквозные каналы (см. рис. XXII-16, *в*) с обоих торцов закрыты крышками *3* с прокладками *4*, легко поддаются чистке, но не исключают возможность смешения теплоносителей при прорыве прокладки.

Достоинством спиральных теплообменников является компактность, легкость создания высоких скоростей движения теплообменивающихся сред и, как следствие, более высокие тепловые показатели (коэффициент теплопередачи, тепловая напряженность). Гидравлическое сопротивление таких аппаратов относительно невелико и меньше, чем у кожухотрубчатых при одинаковой скорости движения рабочих сред.

К недостаткам аппаратов этой конструкции относятся сложность изготовления и трудность обеспечения плотности соединений.

Пластинчатые теплообменники представляют собой аппараты, поверхность которых образована набором тонких штампованных пластин с гофрированной поверхностью. Их различают по степени доступности поверхности теплообмена для осмотра и механической чистки на разборные, разборные со сдвоенными пластинами (полуразборные) и неразборные (сварные или паяные). В пластинчатых теплообменниках можно осуществить теплообмен между рабочими средами жидкость — жидкость, пар — жидкость, пар + газ — жидкость, газ — жидкость, газ — газ. Отечественная промышленность выпускает пластинчатые теплообменники различных модификаций с поверхностью теплообмена от 1 до 800 м^2 для работы как под вакуумом, так и при давлении до 4 МПа, при температуре рабочей среды от −100 до +300 °С. Пластинчатые теплообменники могут применяться для теплообмена между двумя рабочими средами, каждая из которых проходит внутри аппарата несколькими параллельными потоками, а также для теплообмена между тремя, четырьмя и бóльшим числом сред в одном аппарате.

Наиболее широко применяют разборные пластинчатые теплообменники (рис. XXII-17), в которых гофрированные пластины *2* отделены одна от другой прокладками *3*. Пластины сжимаются между неподвижной *1* и нажимной *4* плитами, образуя теплообменную секцию. В каждой пластине имеются четыре отверстия: одно для ввода среды в пространство между пластинами, одно — для вывода среды и два — для сквозного прохода среды. Малая толщина пластин и очень высокая турбулентность за счет рифления поверхности обеспечивают более высокие коэффициенты теплопередачи по сравнению с кожухотрубчатыми. Монтаж и демонтаж этих аппаратов осуществляется достаточно быстро, очистка теплообменных поверхностей требует незначительных затрат труда. Серийно выпускаемые разборные теплообменники могут работать с загрязненными рабочими средами при размере твердых включений не более 4 мм. Применение современных материалов для изготовления пластин и прокладок позволяет использовать подобные аппараты в агрессивных средах, например, при охлаждении 98,5 % серной кислоты с температурой 130 — 140 °С.

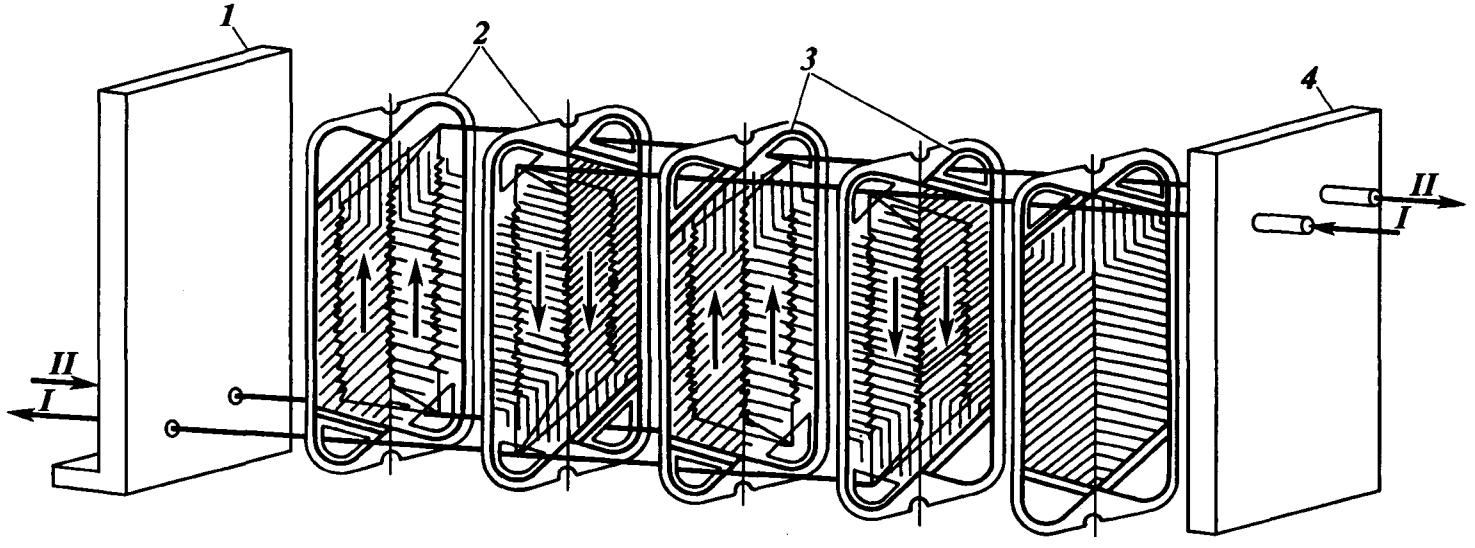


Рис. XXII-17. Схема разборного пластинчатого теплообменника:
1 — неподвижная плита; *2* — гофрированные пластины; *3* — прокладки; *4* — нажимная плита
Потоки: *I* — горячий теплоноситель; *II* — нагреваемый теплопродукт

Пластины полуразборных теплообменников попарно сварены (или спаяны), и доступ к поверхности теплообмена возможен только со стороны хода одной из рабочих сред. Пластины неразборных теплообменников соединены в теплообменные блоки сваркой или способом пайки в вакуумной печи. На рис. XXII-18 показаны современные конструкции разборных и паяных пластинчатых теплообменников.

Погружные аппараты. Специфической особенностью аппаратов этого типа является наличие емкости — ящика, в которую погружены теплообменные трубы. В ящике находится охлаждающая среда, например вода. Аппараты этого типа используют в качестве холодильников или конденсаторов-холодильников.

Различают змеевиковые и секционные аппараты. Принципиальное устройство однопоточного погружного конденсатора-холодильника показано на рис. XXII-19. Теплообменная поверхность состоит из труб, соединенных при помощи сварки или на фланцах; переход из одной трубы в другую осуществлен при помощи двойников. Охлаждаемый поток последовательно проходит трубы, расположенные в данном горизонтальном ряду, затем переходит в трубы следующего ряда и т.д.

При большом расходе охлаждающегося потока для уменьшения гидравлического сопротивления применяют коллекторные змеевиковые холодильники (рис. XXII-20), в которых охлаждаемый поток при помощи специального коллектора разбивается на несколько параллельных потоков. Меньшее гидравлическое сопротивление коллекторного аппарата по сравнению с однопоточным достигается за счет уменьшения скорости потока и длины пути.

В случае использования подобного аппарата в качестве конденсатора-холодильника, когда вследствие частичной или полной конденсации объем потока резко уменьшается, можно применять коллекторные погружные аппараты с переменным числом потоков. В начале аппарата, где движутся в основном пары, объем которых значителен, число параллельных потоков может быть более высоким, чем в той части аппарата, где завершена конденсация паров и происходит охлаждение конденсата. Такое устройство полезно для повышения теплового эффекта аппарата, так как при сохранении первоначального числа потоков по всему их пути скорость движения конденсата в конечной части аппарата может оказаться небольшой, а следовательно, коэффициент теплопередачи в этой части аппарата будет низким.

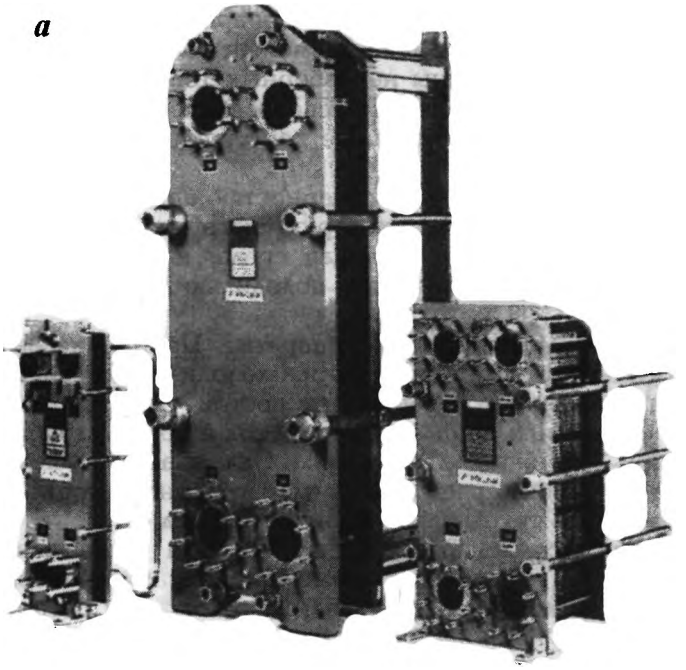
Следует иметь в виду, что неправильный выбор места сокращения числа потоков по пути конденсирующейся среды может привести к повышению гидравлических сопротивлений.

К недостаткам аппаратов подобного типа относятся их громоздкость и повышенный расход металла. Кроме того, в ящике велико свободное сечение для прохода воды, вследствие чего скорость движения воды мала и относительно малы коэффициенты теплоотдачи от стенок змеевика к воде.

Такие аппараты используются на ряде действующих нефтеперерабатывающих заводов и при строительстве новых установок, как правило, не применяются.

Оросительные аппараты. Аппараты этого типа применяются в качестве холодильников и конденсаторов. Они представляют собой змеевик, состоящий из соединенных двойниками труб, которые расположены гори-

а



б

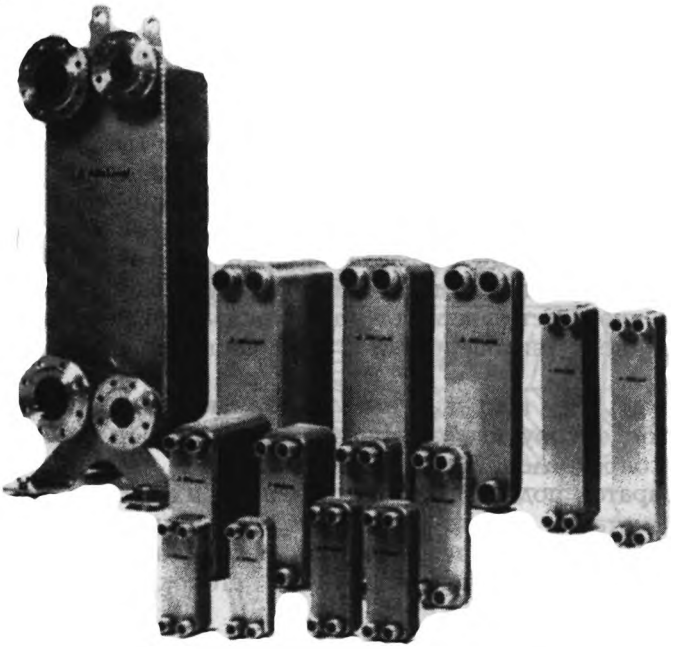


Рис. XXII-18. Пластинчатые теплообменники фирмы "Alfa Laval":
а — разборные; *б* — паяные

зонтальными и вертикальными рядами. Чаще всего это коллекторные змеевики (рис. XXII-21). В верхней части аппарата имеется распределительное приспособление для орошения наружной поверхности змеевиков водой. Подобное распределительное устройство выполняется в виде либо желобов, либо специальных распылителей.

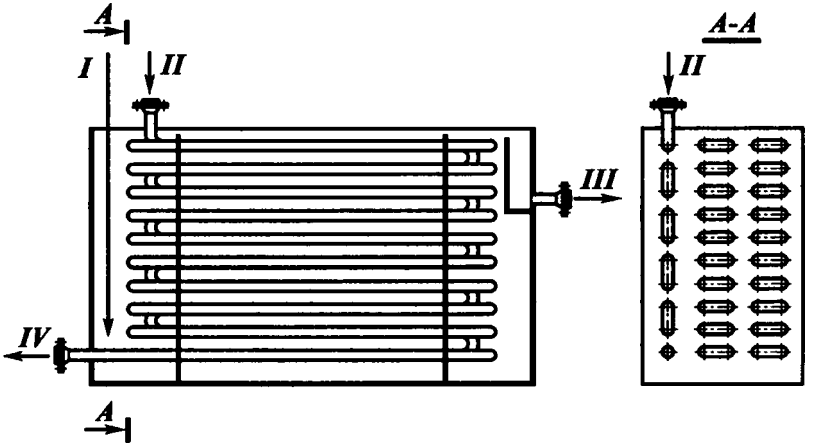


Рис. XXII-19. Схема однопоточного погружного змеевикового конденсатора-холодильника:
Потоки: *I* — холодная вода; *II* — пары нефтепродукта; *III* — нагретая вода; *IV* — охлажденный нефтепродукт

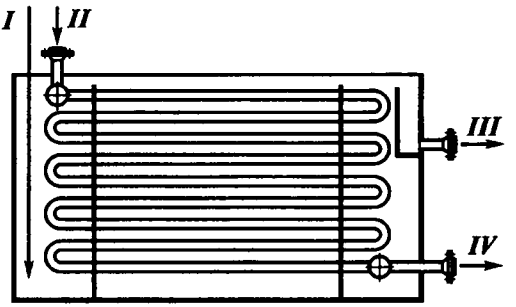


Рис. XXII-20. Схема коллекторного погружного конденсатора-холодильника:
Потоки: *I* — холодная вода; *II* — пары нефтепродукта; *III* — нагретая вода; *IV* — охлажденный нефтепродукт

Вследствие высокого значения скрытой теплоты испарения воды даже незначительное ее испарение сопровождается отводом большого количества тепла.

Опыт работы оросительных конденсаторов и холодильников показывает, что около 50 % тепла отводится испаряющейся водой. Таким образом, в оросительном холодильнике и конденсаторе расход воды примерно в 2 раза меньше, чем в обычном водяном холодильнике.

К недостаткам таких аппаратов относятся их громоздкость, интенсивная коррозия наружной поверхности труб вследствие воздействия кислорода воздуха и отложение накипи на поверхности труб, особенно усиливающееся при высокой температуре охлаждаемого потока, трудность эксплуатации в зимних условиях.

Аппараты воздушного охлаждения (АВО). Широкое распространение в промышленности получили аппараты воздушного охлаждения, в которых в качестве охлаждающего агента используется поток атмосферного воздуха, нагнетаемый специально установленными вентиляторами.

Использование аппаратов этого типа позволяет осуществить значительную экономию охлаждающей воды, уменьшить количество сточных вод, исключает необходимость очистки наружной поверхности теплообменных труб. Эти аппараты используются в качестве конденсаторов и холодильников.

Сравнительно низкий коэффициент теплоотдачи со стороны потока воздуха [30—90 Вт/(м^2·К)], характерный для этих аппаратов, компенси-

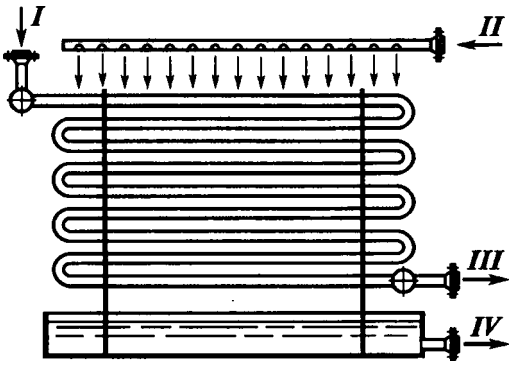
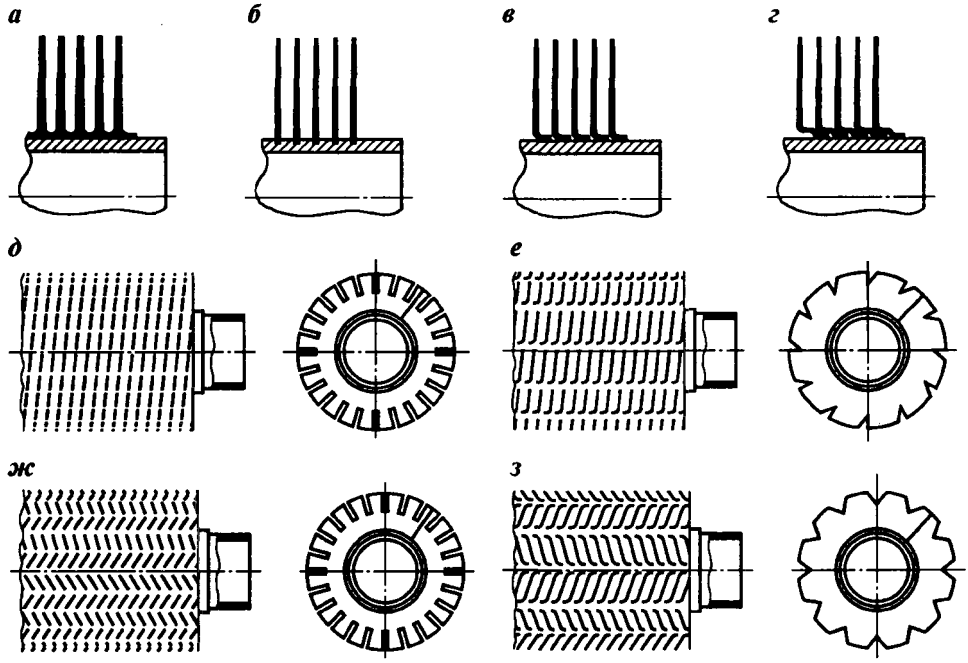


Рис. XXII-21. Схема оросительного коллекторного конденсатора-холодильника:
Потоки: *I* — охлаждаемый нефтепродукт; *II* — холодная вода; *III* — охлажденный нефтепродукт; *IV* — нагретая вода

Рис. XXII-22. Трубы с поперечным оребрением:
а — накатанным; *б* — завальцованным; *в* — L-обертка; *г* — двойная ступенчатая L-обертка; *д* — накатанным с разрезными ребрами; *е* — накатанным с разрезными ребрами формы «полуинтеграл»; *ж* — накатанным с разрезными ребрами зигзагообразной формы; *з* — накатанным с разрезными ребрами формы «интеграл»



руется значительным оребрением наружной поверхности труб, а также сравнительно высокими скоростями движения потока воздуха.

Поперечное оребрение труб (рис. XXII-22) выполняют глубокой спиральной накаткой слоя деформируемого алюминиевого сплава (см. рис. XXII-22, *а*), завальцовкой алюминиевой ленты в спиральную канавку на трубе (см. рис. XXII-22, *б*), оберткой трубы алюминиевой лентой, имеющей форму L (см. рис. XXII-22, *в*) или — двойной ступенчатой L (см. рис. XXII-22, *г*). В отечественной промышленности наиболее широко применяются биметаллические трубы с накатанным оребрением, у которых в зависимости от коррозионной активности и температуры окружающей среды внут-

реннюю трубу выполняют из углеродистой или легированной стали либо из латуни.

Коэффициент оребрения, равный отношению поверхности оребренной трубы к наружной поверхности гладкой трубы по основанию ребер, изменяется от 5,8 до 22,6.

Повышение тепловой эффективности аппаратов воздушного охлаждения можно обеспечить за счет применения оребренных труб, оснащенных турбулизаторами воздушного потока (рис. XXII-22, *д*—*з*). Наличие турбулизаторов прерывает развитие пограничных слоев на боковой поверхности оребрения, обеспечивает возникновение мелких вихрей, проникающих в межреберную полость и увеличивающих интенсивность теплообмена. Например, средняя теплоотдача трубчатого пучка с ребрами «полуинтеграл» и «интеграл» (см. рис. XXII-22, *е*, *з*) по сравнению с неразрезными ребрами увеличилась на 22 и 29 % соответственно, при росте гидравлического сопротивления примерно на 60 %.

Аппараты воздушного охлаждения различного типа изготовляются по соответствующим стандартам, в которых предусмотрены большие диапазоны по значению поверхности, степени оребрения и виду конструкционного материала, используемого для их изготовления (сталь различных марок, латунь, алюминиевые сплавы, биметалл).

Аппараты воздушного охлаждения подразделяются на следующие типы:

Горизонтальные	АВГ
Зигзагообразные	АВЗ
Малопоточные	АВМ
Для вязких продуктов	АВГ—В
Для высоковязких продуктов	АВГ—ВВ

На рис. XXII-23 приведены конструкции аппаратов воздушного охлаждения с расположением трубных секций зигзагообразно, горизонтально и в виде шатра. Размещение трубных секций зигзагообразное и в виде шатра позволяет иметь большую поверхность теплообмена при той же занятой площади.

В конструкциях аппаратов воздушного охлаждения необходимо предусматривать меры для регулирования режима работы в связи с сезонным и суточным изменением температуры воздуха. Работу аппаратов воздушного охлаждения можно регулировать изменением частоты вращения колеса вентилятора; изменением угла наклона лопастей вентилятора; жалюзийными устройствами, дросселирующими поток воздуха; отключением части или всех вентиляторов (в зимнее время года); рециркуляцией части воздуха и дренированием в атмосферу; увлажнением воздуха (в жаркое летнее время) за счет впрыска химически очищенной воды. Применение жалюзийных устройств, рециркуляция и дренирование воздуха не обеспечивают экономию электроэнергии и менее выгодны, чем другие способы.

Для подачи охлаждающего воздуха применяют осевые вентиляторы пропеллерного типа с диаметром колеса от 0,8 до 7 м. Вентилятор приводится во вращение через редуктор или клиноременную передачу, а при использовании тихоходных электродвигателей колесо вентилятора крепится непосредственно на валу электродвигателя.

Аппараты воздушного охлаждения размещают на металлоконструкциях, железобетонных опорах или непосредственно на верху ректификационной колонны (рис. XXII-24). В последнем случае обеспечивается меньшее

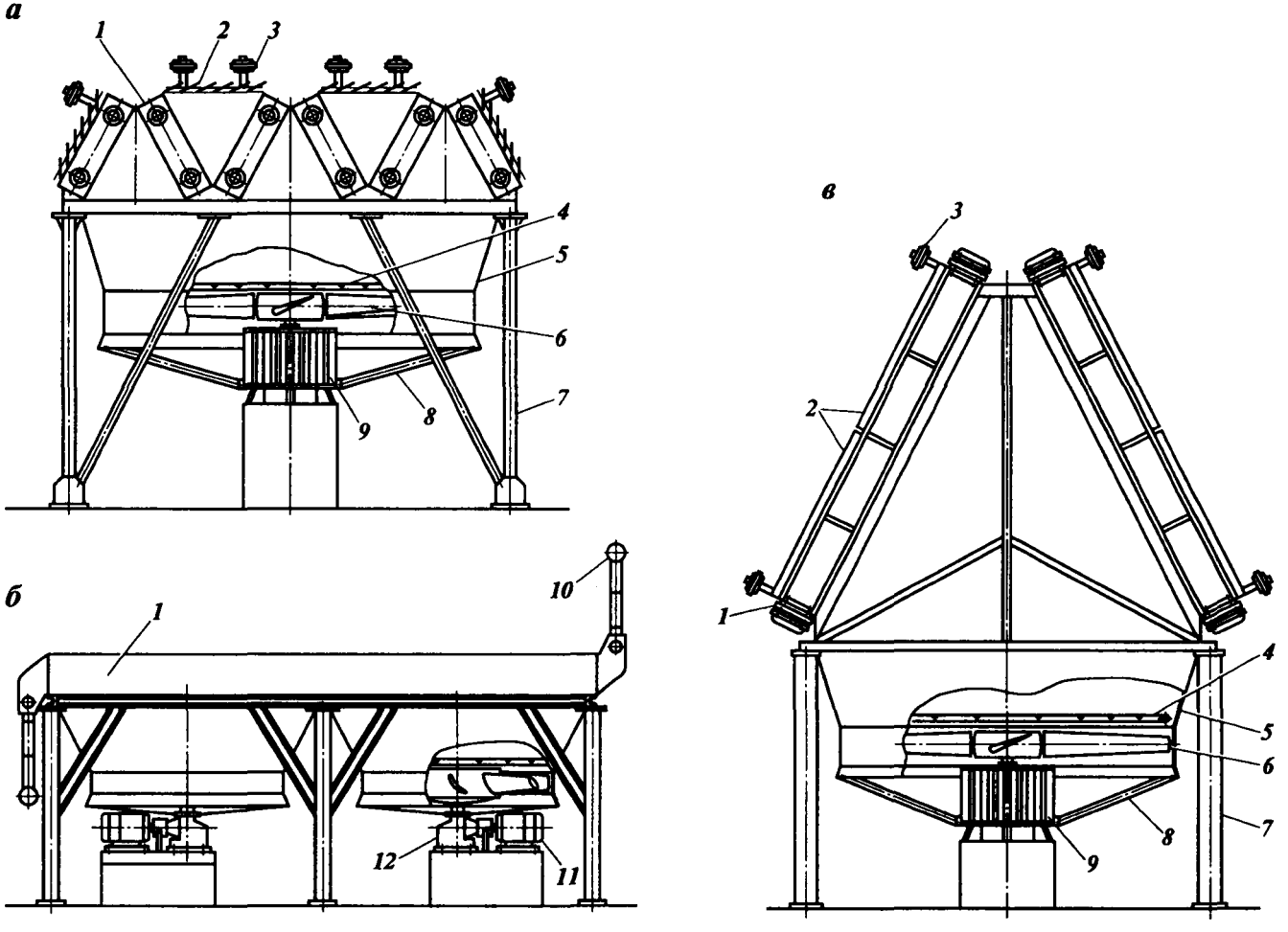

а
1
2
3
4
5
6
7
8
9
б
10
1
12
11
в
3
2
1
4
5
6
8
7
9

Рис. XXII-23. Аппараты воздушного охлаждения:
а — зигзагообразный; *б* — горизонтальный коллекторного типа; *в* — шатровый; *1* — секция трубная; *2* — жалюзи; *3* — механизм дистанционного поворота жалюзей с пневматическим приводом; *4* — коллектор впрыска химически очищенной воды; *5* — диффузор; *6* — колесо вентилятора; *7* — металлическая несущая конструкция; *8* — стяжка; *9* — тихоходный электродвигатель; *10* — коллектор подачи природного газа; *11* — электродвигатель; *12* — редуктор

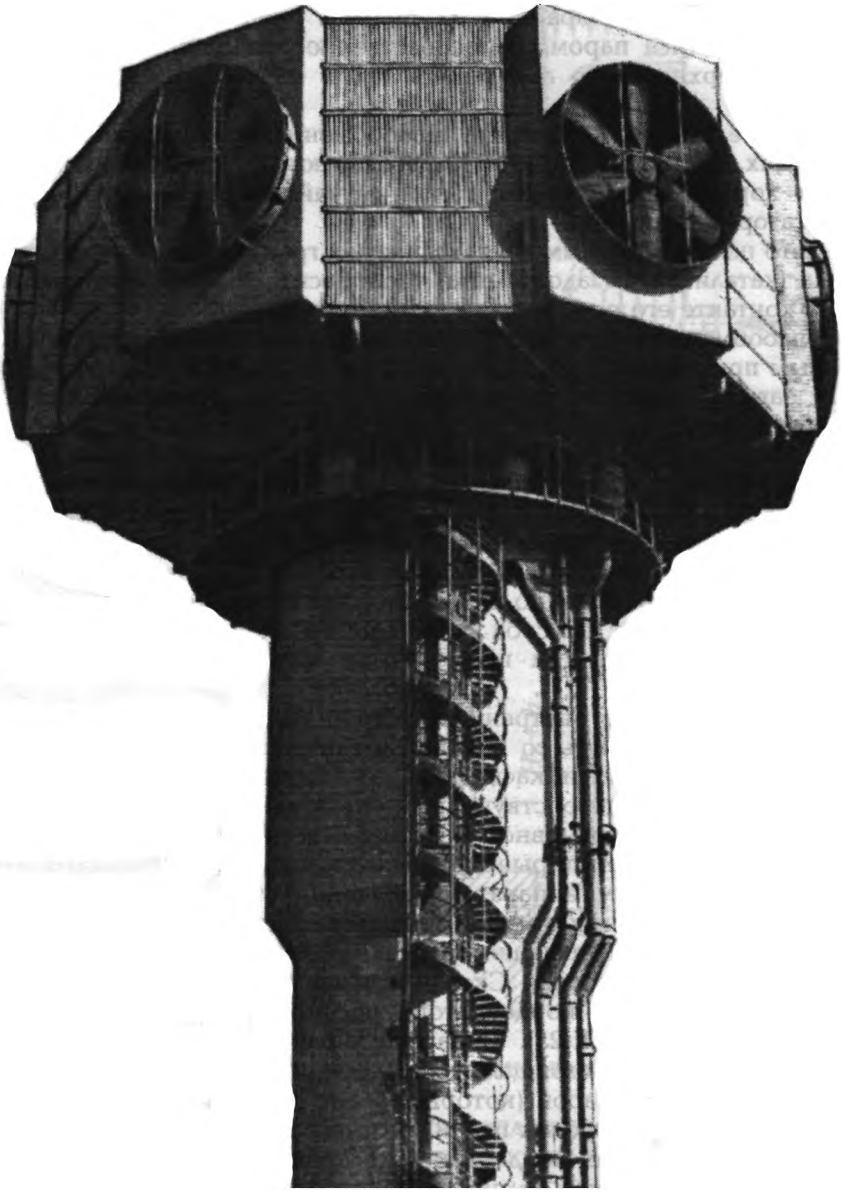


Рис. XXII-24. Парциальный конденсатор воздушного охлаждения фирмы GEA

гидравлическое сопротивление для потока паров, поступающих на конденсацию с верха колонны.

Теплообменные аппараты смешения. В теплообменных аппаратах смешения тепло передается от одной среды к другой путем непосредственного контакта теплообменивающихся потоков. Такой метод передачи тепла позволяет значительно сократить расход металла на изготовление аппаратов. Однако применять этот способ можно только в тех случаях, когда допустимо смешение потоков. Например, воду можно нагреть за счет использования тепла водяного пара при их прямом смешении; тепло, выделяемое конденсирующимся паром, непосредственно воспринимается водой. Применение поверхностного аппарата в таких случаях является неоправданным.

Непосредственно смешивать теплообменивающиеся потоки можно и в тех случаях, когда они взаимно не реагируют, не растворяются и в дальнейшем хорошо разделяются; такой случай имеет место в бензиновых конденсаторах смешения.

Часто целесообразным является нагрев гранулированного твердого материала (катализатора, адсорбента, теплоносителя и т.д.) при непосредственном контакте его с нагретыми газами и парами.

Теплообменные аппараты смешения классифицируются по следующим основным признакам.

В зависимости от агрегатного состояния смешиваемых потоков теплообмен может осуществляться между средами, находящимися в парообразном (газообразном), жидком или твердом состоянии. Возможны различные случаи — теплообмен между несколькими газами (парами), газом и жидкостью, газом и твердым телом, жидкостью и жидкостью и т.д. В результате теплообмена может измениться состояние теплообменивающихся сред, например, пары частично или полностью сконденсируются, жидкость частично или полностью испарится и т.д.

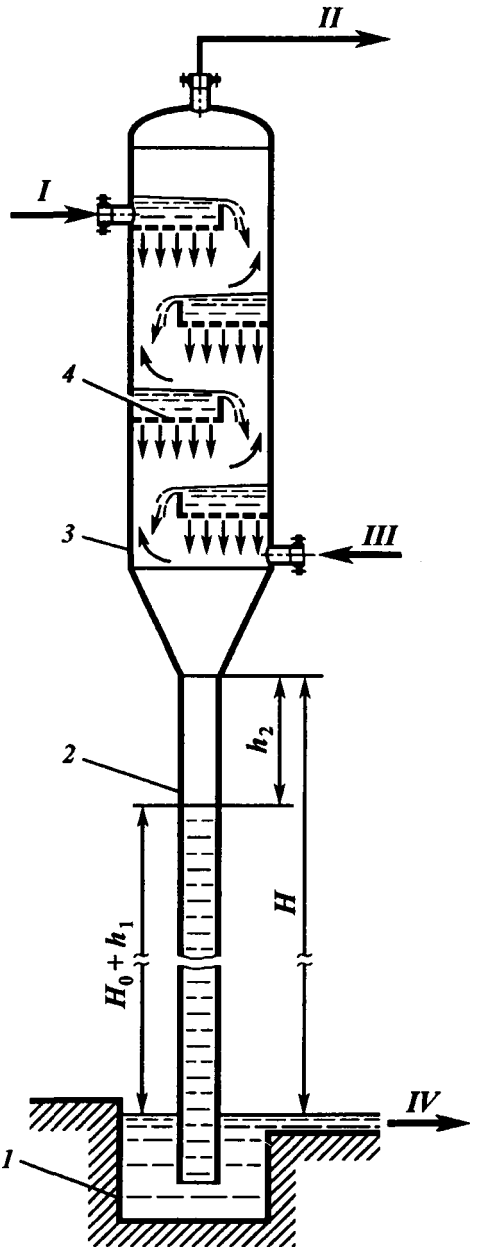
В зависимости от способа смешения потоков оно может быть одно- или многоступенчатым при прямоточном или противоточном движении смешивающихся сред.

В зависимости от внутреннего устройства, обеспечивающего смешение, аппараты могут быть со специальными распыливающими и распределительными устройствами; каскадные, снабженные специальными полками или перегородками (способствующими смешению); насадочные, в которых контакт происходит в основном на поверхности насадки.

Ниже описаны некоторые аппараты смешения.

К теплообменным аппаратам смешения относятся барометрические конденсаторы вакуумных колонн, предназначенные для конденсации водяных паров с целью уменьшения нагрузки вакуумсоздающего оборудования (вакуум-насосов, эжекторов). Схему включения и принципиальное устройство барометрического конденсатора рассмотрим на примере полочного конденсатора (рис. XXII-25). В барометрический конденсатор поступает смесь газов и паров, состоящая из воздуха, продуктов разложения нефтяного сырья, водяных паров (которые были поданы в ректификационную колонну для технологических целей) и относительно небольшого количества нефтяных паров. Для конденсации и охлаждения этой смеси подается холодная вода, стекающая по перфорированным полкам при большом числе струй. Воздух в барометрический конденсатор попадает через неплотности аппаратуры и трубопроводов, находящихся под вакуумом, частично

Рис. XXII-25. Схема барометрического конденсатора:
1 — колодец; *2* — барометрическая труба; *3* — корпус конденсатора; *4* — распределительные полки. Потоки: *I* — холодная вода; *II* — пары и газы к вакуумсоздающему оборудованию; *III* — смесь паров и газов; *IV* — нагретая вода



вместе с водяным паром, а также вследствие частичной деаэрации воды, поступающей в конденсатор.

Полки занимают около $^2/_3$ сечения конденсатора и размещаются таким образом, что струи с вышележащих полок попадают на нижележащие. Часть воды проходит через отверстия в полках, часть перетекает через боковые поперечные планки полок, образуя на них определенный уровень воды.

Охлаждаемая газопаровая смесь, поднимаясь снизу вверх, встречает на своем пути большое число струй, а также водяную завесу. Таким образом, в барометрическом конденсаторе создается большая поверхность контакта охлаждаемой смеси с водой. В результате газопаровая смесь охлаждается, а содержащиеся в ней водяные и нефтяные пары в большей своей части конденсируются.

Конденсат вместе с охлаждающей водой стекает по барометрической трубе в приемный колодец. При переработке сернистого сырья в отходящей воде содержится значительное количество сероводорода. Сверху из барометрического конденсатора отсасываются газы вместе с частью водяных паров, количество которых предопределяется давлением насыщенных паров воды при температуре верха конденсатора.

Чем ниже температура воды, поступающей в конденсатор, тем ниже температура газов, уходящих с верха конденсатора, и тем меньше количество водяных паров, уходящих вместе с газами.

Барометрический конденсатор должен быть установлен на высоте H, обеспечивающей непрерывный сток воды через барометрическую трубу в колодец для предотвращения заполнения конденсатора водой. Высота H_0 уравновешивает в статическом состоянии разность между атмосферным давлением и давлением в барометрическом конденсаторе. С учетом потери напора при движении жидкости в барометрической трубе h_1 и запаса высоты h_2 на случай колебания режима работы конденсатора можно определить высоту установки конденсатора H.

Применяют барометрические конденсаторы различных конструкций, различающиеся по устройствам приспособлений для распределения воды. Чаще всего используются аппараты полочного типа; обычно устанавливают 4—7 полок с диаметром отверстий 1—7 мм.

Применение барометрических конденсаторов на нефтеперерабатывающих заводах ведет к значительному загрязнению сточных вод (сероводород, нефтепродукты), что требует проведения специальных дорогостоящих мероприятий по очистке.

В этой связи на ряде заводов для конденсации паров, отходящих из верха вакуумной колонны, вместо барометрического конденсатора используют поверхностные аппараты.

В практике работы нефтеперерабатывающих установок эффективно применяется теплообмен «горячей струей» (рис. XXII-26). Например, на установках для перегонки нефти, отбензиненная нефть из низа колонны направляется в атмосферную колонну через трубчатую печь. Вместе с основным потоком отбензиненной нефти через печь проходит поток нефти, циркулирующий между колонной и печью и направляемый в низ колонны в качестве «горячей струи». Циркулирующий поток в печи воспринимает тепло, нагреваясь от температуры t_1 до температуры t_2, и затем отдает это тепло в нижней части колонны, охлаждаясь от t_2 до t_1.

На высокопроизводительных установках первичной перегонки нефти АТ-6 и АВТ-6 для организации «горячей струи» предусмотрена отдельная печь, а нагрев основного потока отбензиненной нефти осуществляют в трех печах вертикально-факельного типа.

Часто за счет циркулирующей «горячей струи» осуществляется подвод тепла в низ ректификационной колонны. В этом случае «горячей струе» сообщается тепло в специальной трубчатой печи или отдельном змеевике печи.

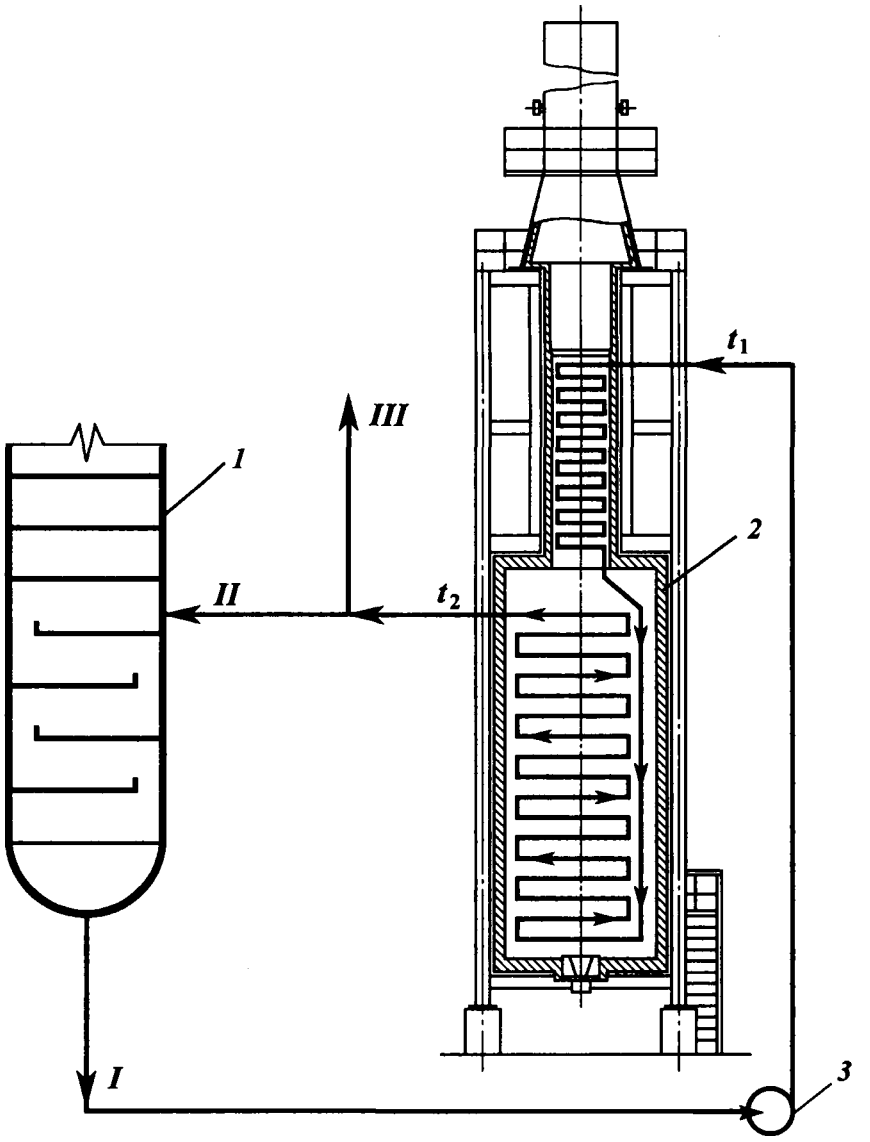


Рис. XXII-26. Схема нагрева «горячей струей»:
1 — отбензинивающая колонна (предварительный эвапоратор); *2* — трубчатая печь; *3* — насос. Потоки: *I* — отбензиненная нефть; *II* — горячая струя; *III* — отбензиненная нефть в атмосферную колонну

Другим примером осуществления теплообмена смешением является нагрев воздуха в топках под давлением (установки каталитического крекинга, коксования, сушки отбеливающих глин и т.д).

В топке под давлением (рис. XXII-27) сжигается жидкое или газообразное топливо, а образующиеся дымовые газы смешиваются с подлежащим нагреву воздухом, нагнетаемым в этот аппарат. По сравнению с использо-

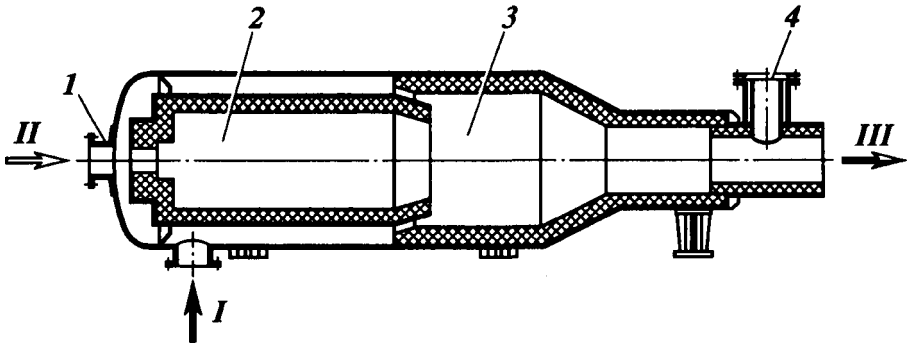


Рис. XXII-27. Схема топки под давлением:
1 — штуцер для форсунки; *2* — камера сгорания; *3* — камера смешения; *4* — предохранительный клапан. Потоки: *I* — холодный воздух; *II* — воздух на горение; *III* — нагретый воздух

ванием поверхностных аппаратов такой способ нагрева воздуха проще и не требует больших затрат; однако недостатком его является снижение концентрации кислорода в воздухе за счет разбавления воздуха дымовыми газами.

Широко применяется в промышленной практике охлаждение газов путем впрыска в поток воды. Охлаждение газов этим методом может быть осуществлено в трубопроводе или любом соответствующем аппарате, через который проходит газ. Воду впрыскивают через специальные распыляющие форсунки. Высокая степень дисперсности воды облегчает ее испарение и позволяет завершить охлаждение газа в аппарате небольшого объема. Вследствие высокой скрытой теплоты испарения воды ее расход на охлаждение газов невелик.

Подобные методы охлаждения газов возможны в тех случаях, когда конечная температура их охлаждения выше или равна температуре насыщения водяными парами. Метод неприменим, если увлажнение газов недопустимо.

В связи с широким распространением в нефтеперерабатывающей промышленности контактных процессов (каталитический крекинг, коксование, каталитическая переработка газов, адсорбционная очистка) широко распространены процессы теплообмена непосредственным смешением паров или жидкости при контакте с твердым материалом.

Процессы теплообмена смешением газопаровых или жидких потоков с твердым материалом могут быть классифицированы по следующим основным признакам.

1. Теплообмен со стационарным и нестационарным потоками тепла. При стационарном потоке тепла температурный режим в любых сечениях теплообменивающихся сред не меняется во времени. При нестационарном потоке тепла, имеющем место в случае периодического нагрева или охлаждения твердого материала, температурный режим с течением времени меняется.

2. Теплообмен в противотоке, прямотоке и при однократном смешении.

3. Теплообмен в движущемся слое. В зависимости от характера дви-

жения твердой фазы различают теплообмен в движущемся сплошном слое, в слое пересыпающихся или падающих частиц, в псевдоожиженном слое твердых частиц, в процессе пневмотранспорта.

Примером теплообмена смешением при прямотоке является нагрев воздуха катализатором в процессе его транспортирования на установке каталитического крекинга. В этом случае воздух, необходимый для регенерации катализатора, нагревается при непосредственном смешении с катализатором и используется для перемещения катализатора из реактора в регенератор.

Таким же способом на установках каталитического крекинга часто нагревают и испаряют исходное сырье. В транспортный стояк сырье подается в жидком или парообразном состоянии, при смешении с катализатором оно испаряется и нагревается. В этом случае пары сырья являются транспортирующим агентом.

Однократное контактирование происходит при теплообмене между паром (или газом) и псевдоожиженным слоем твердого материала (см. гл. XVIII). Благодаря перемешиванию и большой поверхности частиц теплообмен в слое происходит весьма интенсивно и температуры во всем объеме слоя близки между собой.

НАГРЕВАЮЩИЕ И ОХЛАЖДАЮЩИЕ АГЕНТЫ

Нагревающие агенты. Основным источником тепла на нефтегазоперерабатывающих заводах является сгорание топлива. При этом тепло либо непосредственно используется для нагрева, либо передается при помощи специальных теплоносителей.

В первом случае топливо сжигают в аппарате, служащем непосредственно для нагрева, например в трубчатой печи. Во втором случае тепло сжигаемого топлива используется для нагрева теплоносителя, который далее транспортируется к месту потребления тепловой энергии.

Наиболее удобным и распространенным теплоносителем является водяной пар. Его легко транспортировать к месту потребления, а централизованное производство водяного пара в ТЭЦ или в крупной котельной позволяет наиболее эффективно использовать тепло топлива, совмещая производство водяного пара с выработкой электроэнергии (ТЭЦ). Достоинствами водяного пара как теплоносителя являются высокий коэффициент теплоотдачи при его конденсации, большие значение скрытой теплоты конденсации, возможность использования конденсата и др.

Обычно в качестве теплоносителя используется насыщенный водяной пар, так как расход перегретого водяного пара вследствие его малой теплоемкости высок, а коэффициент теплоотдачи от перегретого пара к теплообменной поверхности мал.

К недостаткам водяного пара как теплоносителя относится сравнительно низкая температура его при высоком давлении. Так, при абсолютном давлении $P = 0{,}98$ МПа температура конденсации пара равна 179 °С, и, следовательно, использовать его можно при нагреве до температуры не выше 160 – 170 °С. Для нагрева среды до 200 °С требуется насыщенный пар подавать под давлением 2,5 – 3,0 МПа.

При нагреве до высоких температур значительного снижения давления

в теплообменной аппаратуре можно достигнуть, применяя конденсирующийся теплоноситель с более высокой температурой кипения.

В промышленной практике применяют такие теплоносители, как смесь дифенила и дифенилоксида, известную под названием даутерма, ртуть и др. Температура кипения даутерма при атмосферном давлении равна 257 °С, а при температуре 350 °С абсолютное давление насыщенных паров даутермы составляет приблизительно 0,6 МПа. Однако скрытая теплота его конденсации значительно ниже, чем для водяного пара и составляет 251 кДж/кг при атмосферном давлении. При нагреве до температуры выше 400 °С находит применение смесь азотнокислых и азотистокислых солей натрия и калия. Так, смесь солей, состоящая из $NaNO_2$ (40 %), $NaNO_3$ (7 %) и KNO_3 (53 %) имеет теплоту плавления 81,6 кДж/кг, температуру плавления 142 °С, теплоемкость 1,6 кДж/(кг·К) и вязкость при 260 °С, равную 4 мПа·с, а при 538 °С — 1,0 мПа · с. В частности, такой теплоноситель применялся на установке каталитического крекинга с неподвижным слоем катализатора.

На нефтеперерабатывающих заводах в качестве теплоносителя для нагрева до температуры выше 200 °С часто используются высококипящие нефтепродукты. В этом случае теплоноситель нагревают в трубчатой печи, транспортируют к месту его использования, а после охлаждения возвращают в печь для нагрева.

Иногда в качестве теплоносителя применяют дымовые газы или горячий воздух, нагреваемый в топках под давлением. Недостатками такого теплоносителя являются низкий коэффициент теплоотдачи к теплообменной поверхности [обычно не выше 58 Вт/(м^2·К)] и малая теплоемкость 1,05—1,26 кДж/(кг·К). Низкий коэффициент теплоотдачи может быть несколько скомпенсирован созданием более высокого температурного напора, что в случае использования дымовых газов не представляет затруднений.

В некоторых отраслях промышленности в качестве теплоносителя используют перегретую воду при температуре 350—360 °С, которая циркулирует в системе под давлением выше 20 МПа.

В некоторых контактных процессах нефтепереработки применяют твердые теплоносители, в качестве которых используют катализатор, кокс, малоактивный материал и др. Применение этих теплоносителей обычно связано с особенностями технологических процессов. Теплоносителями являются также все получаемые на нефтеперерабатывающих установках высокотемпературные потоки, тепло которых может быть использовано для нагрева сырья в регенераторах тепла.

Помимо топлива источником тепла может служить также электроэнергия. Применение электроэнергии в качестве источника тепла в нефтеперерабатывающей промышленности ограничено.

Охлаждающие агенты. Наиболее распространенным и дешевым охлаждающим агентом является вода, используемая для охлаждения до 30—35 °С. В процессе эксплуатации систем водоснабжения и канализации на нефтегазоперерабатывающих заводах происходит загрязнение сточных вод, зависящее от состава перерабатываемой нефти, профиля завода, состояния технологического оборудования, правильности подключения установок к системам канализации. Для уменьшения количества вредных веществ, которое сбрасывается в водоем со сточными водами на нефтегазоперерабатывающих заводах организуется проточное или так назы-

ваемое оборотное водоснабжение. При оборотном водоснабжении нагретая вода повторно используется после ее охлаждения путем частичного испарения в градирнях или специальных бассейнах. Иногда температура воды понижается при частичном ее испарении под вакуумом.

Воду широко применяют в качестве охлаждающего агента вследствие ее доступности и относительно высокого коэффициента теплоотдачи к поверхности.

Вместе с тем необходимо отметить, что в связи с интенсивным развитием промышленности применение воды в качестве охлаждающего агента для многих районов является фактором лимитирующим. Кроме того, использование воды промышленными предприятиями часто является источником загрязнения водоемов и требует осуществления комплекса мероприятий по очистке воды перед ее сбросом. Важнейшим элементом по охране окружающей среды является такая организация водоснабжения, при которой осуществляется замкнутый цикл, т.е. отсутствуют стоки воды в водоемы.

Следует также отметить, что использование воды в качестве охлаждающего агента связано с загрязнением наружной поверхности холодильников и конденсаторов, вследствие отложения накипи и других возможных загрязнений, содержащихся в воде. Это обстоятельство приводит к снижению коэффициента теплопередачи, а также ухудшению условий охлаждения и требует сравнительно трудоемкой периодической очистки поверхности охлаждения.

Важность и необходимость сокращения расхода воды на нефтегазоперерабатывающих и нефтехимических заводах вытекает также из того, что расход воды на этих предприятиях высок и составляет от 30 до 150 $м^3$ на 1 т нефти, а затраты на сооружение системы водоснабжения и канализации составляют 9—12 % стоимости всего завода.

Одним из важнейших мероприятий, позволяющих существенно снизить расход воды, является применение воздуха в качестве охлаждающего агента. В этом случае атмосферный воздух при помощи мощных вентиляторов нагнетается в аппараты воздушного охлаждения. Затраты энергии на привод вентиляторов во многих случаях меньше затрат энергии на водяное охлаждение, в которые входят затраты как на подъем воды из водоемов, так и на перемещение воды при оборотном водоснабжении. Если учесть еще затраты, связанные с созданием и эксплуатацией системы канализации, а также ущерб, нанесенный вследствие загрязнения водоемов, то, как это показано многими технико-экономическими расчетами, применение воздуха в качестве охлаждающего агента является важным мероприятием для развития российской промышленности.

Достоинством воздуха как охлаждающего агента, является его доступность. Он практически не приводит к загрязнению наружной поверхности охлаждения. К недостаткам этого агента по сравнению с водой можно отнести сравнительно низкий коэффициент теплоотдачи со стороны воздуха, который можно скомпенсировать значительным оребрением наружной поверхности теплообменных труб; сравнительно низкая теплоемкость [1,0 кДж/(кг·К)], вследствие чего массовый расход воздуха в 4 раза превышает расход воды; существенные колебания начальной температуры воздуха, обусловливаемые географическим местом расположения установки, временем года, а также временем суток. В стандартных аппаратах воздушного охлаждения предусматривается возможность частичного (на несколь-

ко градусов) снижения начальной температуры воздуха путем его увлажнения, за счет впрыскивания химически чистой воды с помощью форсунок.

При необходимости охлаждения до низких температур (ниже 10–15 °С) применяют специальные хладагенты – испаряющийся аммиак, пропан, этан и другие сжиженные газы. В нефтепереработке подобные охлаждающие агенты используются при депарафинизации масел, низкотемпературном сернокислотном алкилировании изобутана олефинами, при производстве некоторых высоковязких присадок и др. При испарении сжиженных газов скрытая теплота, необходимая для превращения жидкости в пар, отнимается от охлаждаемого потока. Образующиеся пары хладагента подвергаются компрессии или абсорбции, вновь сжижаются и возвращаются в процесс.

Температура испаряющегося агента легко регулируется изменением давления, при котором происходит испарение. Зависимость температуры испарения жидкого аммиака (T) от давления насыщенных паров аммиака характеризуется следующими данными:

T, К	P, МПа
273	0,43
253	0,19
233	0,07

При охлаждении до температур ниже 238 К аммиак и пропан в качестве охлаждающих агентов обычно не используют и применяют этан.

РАСЧЕТ ПОВЕРХНОСТНЫХ ТЕПЛООБМЕННЫХ АППАРАТОВ

Для расчета поверхностных теплообменных аппаратов составляют тепловой баланс, т.е. определяют количество тепла Q_1, выделяемого охлаждающимся потоком, и количество тепла Q_2, получаемого нагреваемым потоком. При наличии тепловых потерь

$$Q_2 = \eta Q_1,$$

где η – коэффициент использования тепла (обычно $\eta = 0{,}92 \div 0{,}98$).

При расчете холодильников и конденсаторов рекомендуется тепловые потери не учитывать, т.е. принимать $Q_2 = Q_1$. В этом случае расчет дает некоторый запас по расходу воды (воздуха) и поверхности охлаждения.

При расчете регенеративных теплообменников необходимо учитывать тепловые потери, так как в противном случае вычисленная поверхность нагрева может оказаться недостаточной.

Величины Q_1 и Q_2 определяются из следующих выражений:

$$Q_1 = G_1\left(h_{t_1} - h_{t_2}\right);$$

$$Q_2 = G_2\left(h_{t_4} - h_{t_3}\right), \qquad \text{(XXII.1)}$$

где G_1 и G_2 – соответственно количество охлаждающегося и нагревающегося потоков; h_{t_1} и h_{t_2} – энтальпия охлаждающегося потока соответственно при начальной t_1 и конечной t_2 температурах, кДж/кг; h_{t_3} и h_{t_4} – эн-

тальпия нагревающегося потока соответственно при температурах входа t_3 и выхода t_4 из аппарата, кДж/кг.

Уравнение теплового баланса может быть представлено следующим образом:

$$G_1\left(h_{t_1} - h_{t_2}\right)\eta = G_2\left(h_{t_4} - h_{t_3}\right). \qquad \text{(XXII.2)}$$

Это уравнение является общим, если под энтальпией соответствующих потоков подразумевать и явное, и скрытое тепло. Для случая, когда теплообмен сопровождается изменением агрегатного состояния, уравнение (XXII.2) можно представить в развернутом виде.

Так, начальная энтальпия среды, находящейся в перегретом состоянии, будет включать явное тепло нагрева исходного вещества в жидком состоянии от 0 °С до температуры кипения $t_к$ этого вещества при данном давлении, скрытой теплоты испарения этого вещества и тепла перегрева от температуры $t_к$ до t, т.е.

$$H_t^{\text{п}} = C_{\text{ж}} t_к + q_{\text{и}} + C_{\text{п}}\left(t - t_к\right), \qquad \text{(XXII.3)}$$

где $H_t^{\text{п}}$ — энтальпия вещества, находящегося в перегретом состоянии, кДж/кг; $C_{\text{ж}}$ и $C_{\text{п}}$ — теплоемкость соответственно жидкости и пара, кДж/(кг·К); $q_{\text{и}}$ — скрытая теплота испарения, кДж/кг.

В случае насыщенных паров третье слагаемое в уравнении (XXII.3) отпадает и энтальпия вещества

$$H_t = C_{\text{ж}} t_к + q_{\text{и}} = h_t + q_{\text{и}},$$

где h_t и H_t — энтальпия соответственно жидкости и паров, кДж/кг.

Для потока, состоящего из смеси жидкости и насыщенных паров, энтальпия при температуре t определяется из уравнения

$$H_t^{\text{см}} = C_{\text{ж}} t + eq_{\text{и}} = \left(1 - e\right)h_t + eH_t,$$

где e — массовая доля отгона.

Если процесс теплообмена сопровождается переходом вещества из жидкого состояния в твердое или наоборот, то следует учитывать скрытую теплоту плавления (затвердевания). В этом случае энтальпия потока

$$h_t = C_{\text{ж}} t - rq,$$

где r — доля вещества, перешедшего в твердое состояние; q — теплота плавления или затвердевания, кДж/кг.

Если через теплообменный аппарат проходит поток, состоящий из нескольких веществ с различными тепловыми свойствами (теплоемкость, скрытая теплота), то тепловой баланс составляется для каждого из этих компонентов. Тогда уравнение (XXII.1) может быть представлено следующим образом:

$$Q_1 = g_1 h_{1t_1} + g_2 h_{2t_1} + \cdots + g_n h_{nt_1} - g_1 h_{1t_2} - g_2 h_{2t_2} - \cdots - g_n h_{nt_2}$$

или

$$Q_1 = g_1\left(h_{1t_1} - h_{1t_2}\right) + g_2\left(h_{2t_1} - h_{2t_2}\right) + \cdots + g_n\left(h_{nt_1} - h_{nt_2}\right).$$

В тех случаях, когда пары проходят через аппарат без конденсации, разность энтальпий

$$H_{t_1}^{\text{п}} - H_{t_2}^{\text{п}} = \left[C_{\text{ж}} t_{\text{к}} + q_{\text{и}} + C_{\text{п}}\left(t_1 - t_{\text{к}}\right)\right] - \left[C_{\text{ж}} t_{\text{к}} + q_{\text{и}} + C_{\text{п}}\left(t_2 - t_{\text{к}}\right)\right] = C_{\text{п}}\left(t_1 - t_2\right).$$

Коэффициент теплоотдачи. Важнейшей и наиболее трудоемкой частью технологического расчета поверхности теплообменного аппарата является вычисление коэффициентов теплоотдачи. Методы определения этих величин изучаются в специальном курсе теплопередачи, здесь же приводится ряд формул, которыми и рекомендуется пользоваться при расчете теплообменных аппаратов. Коэффициент теплоотдачи от движущегося жидкого или газообразного потока зависит от режима движения: при ламинарном (струйном) потоке коэффициенты теплоотдачи обычно малы, а при турбулентном потоке более высоки и возрастают с увеличением степени турбулентности.

Режим потока устанавливается в зависимости от значения безразмерного критерия Рейнольдса

$$\mathrm{Re} = Wd/\nu,$$

где W — линейная скорость движения потока, м/с; d — диаметр трубопровода, м; ν — кинематическая вязкость, м^2/с.

Имея в виду, что $W = u/\rho$ (где u — массовая скорость потока, кг/(м^2·с), ρ — плотность потока, кг/м^3), получим значение критерия Re, выраженное через массовую скорость

$$\mathrm{Re} = ud/\rho\nu.$$

Если Re ≤ 2300 — движение потока ламинарное, при 2300 < Re < <10 000 — режим переходный, а при Re ≥ 10 000 — движение турбулентное.

Для кожухотрубчатых теплообменных аппаратов были проведены испытания, которые показали удовлетворительное соответствие расчетных и измеренных в промышленных условиях коэффициентов теплопередачи и гидравлических сопротивлений. Ниже изложена методика расчета, рекомендованная на основе этих исследований.

Для ламинарного режима рекомендуется зависимость

$$\mathrm{Nu} = 0{,}17\mathrm{Re}^{0{,}33}\,\mathrm{Pr}^{0{,}43}\,\mathrm{Cr}^{0{,}1}\left(\frac{\mathrm{Pr}}{\mathrm{Pr}_{\text{ст}}}\right)^{0{,}25},$$

где $\mathrm{Nu} = \alpha d/\lambda$ — критерий Нуссельта; $\mathrm{Pr} = \nu\rho C/\lambda$ — критерий Прандтля; $\mathrm{Cr} = (gd^3/\nu^2)\beta\Delta t$ — критерий Грасгофа; α — коэффициент теплоотдачи, Вт/(м^2·К); ν — кинематическая вязкость, м^2/с; λ — коэффициент теплопроводности, Вт/(м·К); ρ — плотность потока, кг/м^3; C — средняя массовая теплоемкость в интервале температур на входе и выходе потока, кДж/(кг·К); β — коэффициент объемного расширения, К$^{-1}$; Δt — разность между средними температурами потока и стенки.

Для турбулентного режима предложено уравнение

$$\mathrm{Nu} = 0{,}021\mathrm{Re}^{0{,}8}\,\mathrm{Pr}^{0{,}43}\left(\frac{\mathrm{Pr}}{\mathrm{Pr}_{\text{ст}}}\right)^{0{,}25}.$$

При переходном режиме коэффициент теплоотдачи можно вычислять по приведенной выше формуле для турбулентного режима, введя поправочный коэффициент f, который вычисляется по формуле

$$f = 1 - 6\cdot10^5\mathrm{Re}^{-1}.$$

Во всех приведенных уравнениях физические свойства следует определять при средней температуре потока. В тех уравнениях, где используется значение $\mathrm{Pr}_{\text{ст}}$ — соответствующие величины вычисляются при средней температуре стенки.

В приведенных уравнениях направление теплового потока (от стенки к продукту или наоборот) учитывается соотношением $(Pr/Pr_{ст})^{0,25}$.

В случае движения теплообменивающегося потока через трубы некруглого сечения в перечисленные уравнения вместо диаметра трубы d следует подставлять эквивалентный диаметр, определяемый из следующего выражения:

$$d_э = 4f/П, \qquad \text{(XXII.4)}$$

где f — сечение потока; П — смоченный периметр трубы некруглого сечения.

Согласно уравнению (XXII.4) эквивалентный диаметр $d_э$ для некоторых наиболее распространенных случаев равен:

Для труб кольцевого сечения с диаметром большой трубы D и наружным диаметром меньшей трубы d ..... $D-d$

Для пучка труб внутри кожуха при внутреннем диаметре кожуха D и наружном диаметре трубок d и их числе n ..... $\dfrac{D^2-nd^2}{D+nd}$

Для труб прямоугольного сечения со сторонами a и b..... $\dfrac{2ab}{a+b}$

Для ребристых труб коэффициент теплоотдачи α может быть определен по следующему уравнению

$$\alpha=\alpha_0\left(1+\frac{2h\beta-\delta}{l}\right), \qquad \text{(XXII.5)}$$

где α_0 — коэффициент теплоотдачи для гладкой трубы, Вт/(м^2 · К); h — высота ребра, м; δ — толщина ребра, м; l — шаг ребер по окружности (для n ребер эта величина определяется как $l = \pi d_н/n$), м; β — величина, определяемая из табл. XXII.1, в зависимости от произведения mh.

Величина m находится из следующей зависимости:

$$m=\sqrt{\frac{2\alpha_0}{\delta\lambda}},$$

где λ — коэффициент теплопроводности материала ребер, Вт/(м · К).

Движение потока в межтрубном пространстве кожухотрубчатых теплообменных аппаратов является сложным. Между перегородками направление движения потока по отношению к трубам осуществляется под некоторым углом, в вырезах, отверстиях и зазорах поток движется параллельно трубам. В отдельных местах межтрубного пространства наблюдаются застойные зоны. Примерная схема потоков жидкости в межтрубном про-

Таблица XXII.1

mh	β	mh	β
0,0	1,000	1,4	0,632
0,2	0,985	1,6	0,577
0,4	0,950	1,8	0.526
0,6	0,895	2,0	0,482
0,8	0,830	2,2	0,443
1,0	0,762	2,4	0,410
1,2	0,695	—	—

странстве кожухотрубчатых аппаратов с сегментными перегородками показана на рис. XXII-28. Важно отметить, что вследствие наличия зазора между трубной перегородкой и корпусом кожуха наблюдается некоторая утечка жидкости, не соприкасающейся с теплообменными трубами и не участвующей в теплообмене (см. рис. XXII-28, поток *I*).

Для межтрубного пространства коэффициент теплоотдачи удовлетворительно описывается уравнением:

$$Nu = cRe^{0,6} Pr^{0,33} \left(\frac{\nu\rho}{\nu_{ст}\rho_{ст}}\right)^{0,14},$$

где Nu, Re и Pr — критерии, определяемые так же, как и в приведенных выше уравнениях; отношение $\left(\frac{\nu\rho}{\nu_{ст}\rho_{ст}}\right)$ учитывает направление теплового потока, причем во многих случаях его величина лежит в пределах 0,98—0,995; и поэтому часто им можно пренебречь; c — коэффициент, характеризующий форму перегородок и расположение труб в пучке (для сегментных перегородок и при расположении труб по треугольнику и квадрату c = 0,22).

При определении критерия Re линейная или массовая скорость вычисляется относительно так называемого эффективного сечения S-межтрубного пространства, которое определяется из выражения:

$$S_{эф} = \sqrt{S_{пр} S_{поп}},$$

где $S_{пр}$ — площадь проходного сечения в вырезах перегородки (площадь сегмента или сектора за вычетом суммарной площади сечения, проходящих через нее труб); $S_{поп}$ — площадь проходного сечения между перегородками.

Коэффициенты теплопередачи. Для плоской стенки коэффициент теплопередачи определяется из уравнения

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \sum\frac{\delta}{\lambda}}, \qquad \text{(XXII.6)}$$

где α_1 и α_2 — коэффициенты теплоотдачи с каждой стороны стенки, Вт/(м^2 · К); δ — толщина отдельных слоев стенки, м; λ — коэффициент теплопроводности слоев стенки, Вт/(м · К).

Уравнение (XXII.6) часто представляют в следующем виде:

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \sum\frac{\delta}{\lambda}, \qquad \text{(XXII.7)}$$

где $1/K$ — общее сопротивление потоку тепла; $1/\alpha_1$ и $1/\alpha_2$ — удельные сопротивления теплоотдачи со стороны первой и второй среды; $\Sigma\delta/\lambda$ — сумма удельных сопротивлений потоку тепла, оказываемых всеми слоями, составляющими стенку.

Если сопротивление стенки $\Sigma\delta/\lambda$ незначительно по сравнению с со-

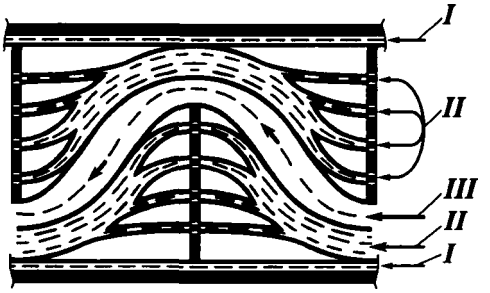


Рис. XXII-28. Схема потоков жидкости в межтрубном пространстве кожухотрубчатого теплообменного аппарата:

I — утечка жидкости через зазоры между перегородкой и корпусом теплообменника; *II* — то же, между трубками и перегородками; *III* — основной желательный поток жидкости

противлением пленок среды, то величиной $\Sigma\delta/\lambda$ без большой погрешности можно пренебречь; в этом случае

$$\frac{1}{K}=\frac{1}{\alpha_1}+\frac{1}{\alpha_2} \quad \text{или} \quad K=\frac{\alpha_1\alpha_2}{\alpha_1+\alpha_2}.$$

Если тепловое сопротивление одной из пленок значительно превосходит тепловое сопротивление другой пленки и стенки, то коэффициент теплопередачи будет практически равен наименьшему из коэффициентов теплоотдачи. Так, если α_1 во много раз превосходит α_2 ($\alpha_1 >> \alpha_2$), то $K \approx \alpha_2$, и, наоборот, если $\alpha_1 << \alpha_2$, то $K \approx \alpha_1$.

Часто для приближенных расчетов или когда нет достаточно точных методов расчета коэффициентов теплоотдачи α значение коэффициента теплопередачи K находят по практическим данным или по приближенным эмпирическим формулам и графикам.

Некоторые рекомендуемые для приближенных расчетов практические значения коэффициента теплопередачи K(в Вт/(м^2 · К)) приведены ниже:

Трубчатые жидкостные теплообменники	70 – 290
Паровой трубчатый нагреватель:	
нагрев жидкого нефтепродукта	115 – 350
нагрев газа низкого давления	10 – 60
Пародистиллятный трубчатый теплообменник	115 – 290
Водяной конденсатор:	
паров бензина в присутствии газа	115 – 235
паров узких бензиновых фракций	235 – 465
Кипятильник, обогреваемый:	
конденсирующимся водяным паром	290 – 870
жидким нефтепродуктом	140 – 350
Конденсаторы-испарители	235 – 580
Кристаллизаторы парафина	45 – 115

Значение теплового сопротивления стенки и загрязнений определяют из уравнений (XXII.6) и (XXII.7) как сумму отношения толщины стенки и загрязняющего отложения δ к значению их коэффициента теплопроводности λ.

Ниже приведены значения коэффициентов теплопроводности λ (в Вт/(м · К)) для некоторых материалов, используемых при изготовлении теплообменников, а также для отложений, загрязняющих поверхность:

Сталь, чугун	47
Нержавеющая сталь	23
Свинец	35
Латунь	87
Алюминий	204
Медь	350
Накипь	1,7
Окалина	1,2
Сернистое железо	7,6
Кокс	0,8
Лед	2,3

Ниже приводятся средние значения тепловых сопротивлений отложений, δ/λ (в м^2 · К/Вт), появляющихся на поверхности теплообмена; эти практически найденные значение тепловых сопротивлений загрязнений рекомендуется учитывать при расчете коэффициента теплопередачи по уравнению (XXII.6).

Водяной пар	0,00006
Водяной пар, содержащий следы масла	0,00009
Вода очищенная	0,00017
Вода умягченная	0,0002
Вода жесткая	0,0003
Бензин	0,0004
Газойль	0,0007
Нефть обессоленная	0,0003 – 0,0007
Нефть необессоленная	0,0003 – 0,001
Гудрон	0,005 – 0,01
Слой парафина или кокса	0,061

Поверхность теплообмена. При известных количествах переданного тепла Q, средней разности температур между теплообменивающими средами $\Delta t_{ср}$ и коэффициенте теплопередачи K поверхность теплообмена определяется из уравнения

$$F = \frac{Q}{K\Delta t_{ср}}. \qquad \text{(XXII.8)}$$

Уравнение справедливо для плоской стенки, а также для труб, если толщина стенки мала по сравнению с диаметром. Этим же уравнением следует пользоваться и для труб с относительно большой толщиной стенки, но в этом случае поверхность теплообмена должна вычисляться по среднему диаметру d_m, который определяется из уравнения

$$d_m = \frac{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \sum\frac{\delta}{\lambda}}{\frac{1}{\alpha_1 d_1} + \frac{1}{\alpha_2 d_2} + \frac{1}{2\lambda}\ln\frac{d_1}{d_2}}.$$

Если коэффициент теплопроводности стенки трубы λ достаточно высок (стенка металлическая), а коэффициенты теплоотдачи $\alpha < 1000$, то величину среднего диаметра определяют из уравнения

$$d_m = \frac{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2}}{\frac{1}{\alpha_1 d_1} + \frac{1}{\alpha_2 d_2}}.$$

Наконец, если один из коэффициентов теплоотдачи значительно превосходит другой, то средний диаметр d_m практически равен внутреннему или наружному диаметру трубы. Так, если $\alpha_1 >> \alpha_2$, то, пренебрегая величинами $1/\alpha_1$ и $1/\alpha_1 d_1$, получаем, что $d_m \approx d_2$; аналогично, если $\alpha_1 << \alpha_2$, получаем, что $d_m \approx d_1$.

Температура стенки трубы теплообменной поверхности. Эта температура вычисляется из уравнений

$$t_{ст_1} = t_1 - \frac{Q}{F\alpha_1}; \qquad \text{(XXII.9)}$$

$$t_{ст_2} = t_2 - \frac{Q}{F\alpha_2}. \qquad \text{(XXII.10)}$$

Величина Q/F есть тепловая напряженность поверхности нагрева, которая при большой толщине стенки трубы будет неодинакова для наружной и внутренней поверхностей труб, что и должно быть учтено при пользовании уравнениями (XXII.9) и (XXII.10).

Средний температурный напор. В большинстве производственных процессов тепло передается при переменных температурах одного или обоих теплообменивающихся потоков. Очевидно, в этом случае разность температур, или температурный напор, пропорционально которому передается тепло, также будет величиной переменной, меняющейся вдоль поверхности нагрева. В связи с этим возникает необходимость определения средней разности температур (среднего температурного напора) между теплообменивающимися средами. Это среднее значение температурного напора, естественно, зависит от характера изменения температур потоков вдоль поверхности теплообменного аппарата, который может быть различным. К наиболее характерным случаям относятся: прямоток, противоток, перекрестный ток и смешанный ток. Основные схемы движения потоков, соответствующие этим случаям, представлены на рис. XXII-29.

Сопоставление температурных режимов работы теплообменных аппаратов при прямотоке и противотоке (см. рис. XXII-29, *а, б*) позволяет отметить, что при прямотоке максимальный температурный напор наблюдается у входа в теплообменный аппарат; затем этот напор уменьшается, достигая своего минимального значения у выхода из аппарата. В противоположность этому при противотоке температурный напор более равномерно распределяется вдоль поверхности. Вследствие такого распределения температурного напора при прямотоке поверхность теплообмена в тепловом отношении загружена неравномерно; при противотоке тепловая нагрузка является более равномерной.

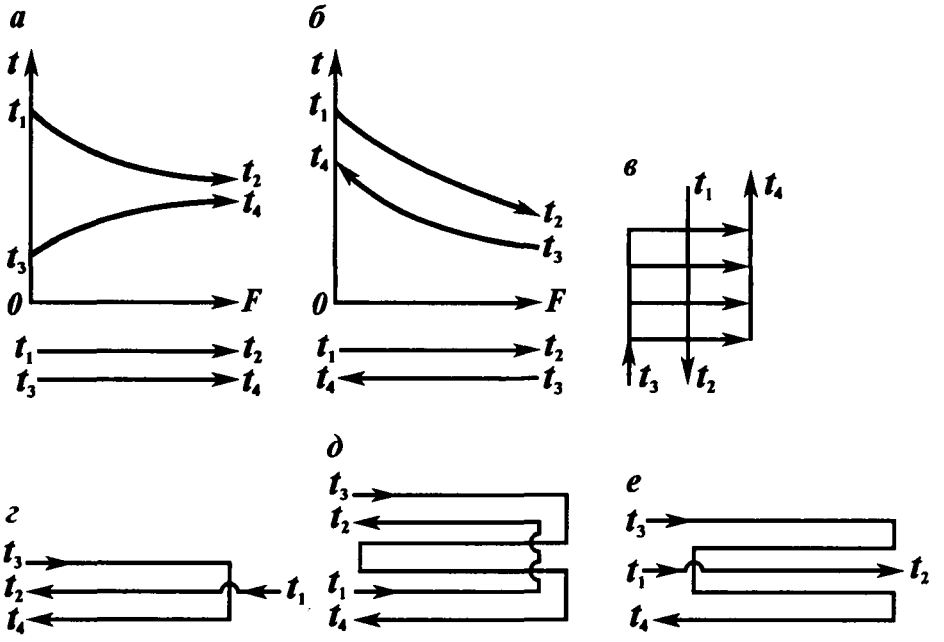


Рис. XXII-29. Основные схемы движения потоков при теплообмене:
а — прямоток; *б* — противоток; *в* — перекрестный ток; *г* — два хода в трубном пространстве и один ход в межтрубном пространстве; *д* — четыре хода в трубном пространстве и два хода в межтрубном пространстве; *е* — четыре хода в трубном пространстве и один ход в межтрубном пространстве

Из графика (см. рис. XXII-29, *б*) видно еще одно важное достоинство противотока: конечная температура нагревающейся среды может быть выше конечной температуры охлаждающейся среды. Это обстоятельство позволяет при регенерации тепла обеспечить более высокий подогрев нагреваемой среды, а при охлаждении снизить расход охлаждающего агента и при том же его расходе понизить конечную температуру охлаждаемого продукта.

Таким образом, обеспечение противотока в теплообменном аппарате является желательным, однако часто с целью упрощения конструкции аппарата и по некоторым другим причинам приходится применять и другие схемы теплообмена.

При прямотоке или противотоке средний температурный напор определяется из следующего уравнения:

$$t_{ср} = \frac{\Delta t_б - \Delta t_м}{2,3 \lg \frac{\Delta t_б}{\Delta t_м}}, \qquad \text{(XXII.11)}$$

где $\Delta t_б$ и $\Delta t_м$ — соответственно большая и меньшая разности температур, равные

при прямотоке

$\Delta t_б = t_1 - t_3$ и $\Delta t_м = t_2 - t_4$;

при противотоке

$\Delta t_б = t_1 - t_4$ и $\Delta t_м = t_2 - t_3$.

При противотоке большая и меньшая разности температур могут быть и на противоположных сторонах теплообменника, т.е.

$\Delta t_б = t_2 - t_3$ и $\Delta t_м = t_1 - t_4$.

Если $\Delta t_б / \Delta t_м$ T ≤ 2, то с ошибкой, не превышающей 4 %, средний температурный напор может быть вычислен как средняя арифметическая величина:

$t_{ср} = \Delta t_б + \Delta t_м / 2$.

Если в межтрубном пространстве теплоноситель делает один ход, а в трубном два (см. рис. XXII-29, *г*), или в межтрубном пространстве два хода, а в трубном четыре (см. рис. XXII-29, *д*), или, наконец, в межтрубном пространстве один ход, а в трубном четыре (см. рис. XXII-29, *е*), то средняя разность температур может быть вычислена также по уравнению (XXII.11) с той лишь разницей, что величины $\Delta t_б$ и $\Delta t_м$ будут иметь другие значения.

Согласно исследованиям проф. Н. И. Белоконя, в этом случае

$$\Delta t_б = \theta_{ат} + \frac{1}{2}\Delta T;$$

$$\Delta t_м = \theta_{ат} - \frac{1}{2}\Delta T,$$

где ΔT — характеристическая разность температур,

$$\Delta T = \sqrt{\left(\Delta t + \Delta\tau\right)^2 - 4p\Delta t\Delta\tau},$$

$\Delta t = t_1 - t_2$; $\Delta\tau = t_4 - t_3$;

$\theta_{ат}$ — средняя арифметическая разность температур охлаждающегося и нагревающегося потоков,

$$\theta_{ат} = \frac{t_1 + t_2}{2} - \frac{t_3 + t_4}{2};$$

p — индекс противоточности, определяющий долю противоточной части поверхности нагрева; для различных случаев теплообмена принимается справочное значение этой величины.

В частности, для схем (см. рис. XXII-29) индекс противоточности p равен: 0,5 для схемы *г*; 0,9 для схемы *д*; 0,45 для схемы *е*; 0,98 для схемы *в*.

При определении средней разности температур для смешанного и перекрестного токов можно использовать уравнение

$$\Delta t_{ср} = \varepsilon \Delta t_{пр},$$

где $\Delta t_{пр}$ — вычисляется по уравнению (XXII.11) для схемы противотока; ε — коэффициент, зависящий от схемы движения теплоносителя и определяемый по графикам и методике, изложенным в справочной литературе.

ВЫБОР И РАСЧЕТ СИСТЕМЫ РЕГЕНЕРАЦИИ ТЕПЛА НЕФТЕПЕРЕРАБАТЫВАЮЩИХ УСТАНОВОК

При расчете регенерации тепла на нефтегазоперерабатывающей установке необходимо выбрать предел выгодности регенерации тепла и распределить поверхность теплообмена между отдельными потоками, тепло которых используется.

Общие соображения, которые при этом следует принимать во внимание, сводятся в основном к следующему:

1. При повышении степени регенерации тепла для нагрева исходного сырья увеличивается его температура на входе в трубчатую печь (если она входит в состав установки), в связи с чем сокращается расход топлива и уменьшаются размеры трубчатой печи. Однако при повышении температуры сырья, поступающего в печь, увеличивается температура уходящих дымовых газов, в результате чего коэффициент полезного действия печи снижается.

Для использования тепла уходящих дымовых газов и в особенности при повышенной их температуре широко применяются котлы-утилизаторы, служащие для получения водяного пара.

Экономически оправданная степень регенерации тепла зависит от стоимости и дефицитности топлива: чем выше стоимость топлива, тем более оправданным является повышение степени регенерации тепла.

2. При усилении регенерации тепла необходимо увеличить поверхность теплообменных аппаратов, причем не пропорционально количеству регенерированного тепла, а прогрессивно. Это объясняется тем, что при более полной регенерации тепла снижается средний температурный напор; при этом иногда уменьшается и коэффициент теплопередачи, что является следствием большой вязкости потока, тепло которого регенерируется.

Из практики эксплуатации теплообменных аппаратов на нефтегазоперерабатывающих заводах следует, что экономически оправдано осуществлять нагрев сырья в теплообменниках при тепловой напряженности до 2300 Вт/м^2, что соответствует минимальному температурному напору $\Delta t_м$ = 15÷20 °С.

При увеличении регенерации тепла сокращается потребная поверхность холодильников, а в некоторых случаях можно обойтись без их применения.

Использование тепла паров, особенно конденсирующихся при сравнительно высоких температурах, в тепловом отношении целесообразно. Однако во многих случаях установка пародистиллятных теплообменников является неоправданной вследствие интенсивной коррозии этих аппаратов. Использовать тепло жидких потоков целесообразно в тех случаях, когда температура и количество потока достаточно велики, т. е. имеется большой запас тепла, обеспечивающий экономически оправданный температурный напор в теплообменном аппарате. В ряде случаев и особенно на установках, обладающих высокой производительностью, выгодно осуществлять нагрев сырья в теплообменниках двумя-тремя параллельными

потоками. Это позволяет более полно использовать тепло продуктов переработки и обеспечить гидравлическое сопротивление потокам теплообменивающихся сред в экономически оправданных пределах.

Регенерация тепла остатков, сильно загрязненных взвешенными частицами, нецелесообразна в тех случаях, когда эти частицы вследствие низкой скорости потока или по другим причинам отлагаются на поверхности теплообмена, что снижает тепловую эффективность аппарата.

Таким образом, экономичность регенерации тепла зависит от большого числа факторов, учесть которые однозначно не представляется возможным. Поэтому расчетное решение этой задачи обычно сводится к проработке нескольких возможных вариантов с последующим выбором оптимального на основе технико-экономических показателей.

Для регенерации тепла используется теплообменная аппаратура различных типоразмеров, соответствующая действующим ГОСТам.

При расчете регенерации тепла необходимо, используя технико-экономические показатели, обосновать не только выбор стандартной конструкции аппарата и его размеры, но и гидродинамический режим работы. Необходимо учесть, что повышение скорости теплообменивающихся потоков, обеспечиваемое выбором соответствующего аппарата или увеличением числа ходов в нем, позволяет иметь высокие коэффициенты теплопередачи, уменьшить поверхность теплообмена, а следовательно, и затраты на приобретение и сооружение теплообменников, но при этом возрастает гидравлическое сопротивление, что увеличивает расход электроэнергии на перемещение потоков через аппарат, т.е. увеличиваются эксплуатационные затраты.

Экономия капитальных затрат, обусловливаемых уменьшением поверхности теплообмена, оправдана только в том случае, когда она не превышает возросших затрат на электроэнергию. Экономически обоснованный выбор теплообменного аппарата возможен только при использовании метода сравнения приведенных затрат $З_{пр}$. Для решения такой задачи рекомендуется следующая методика определения приведенных затрат:

$$З_{пр} = С_ф Ф_п + Z_{э.в} + Z_{э.н},$$

где $С_ф$ – коэффициент, учитывающий размер амортизационных отчислений, затраты по текущему ремонту и плату за производственные фонды (обычно принимают $С_ф = 0{,}428$); $Ф_п$ – первоначальная стоимость основных фондов по теплообменным аппаратам в рублях, включающая стоимость самого аппарата, транспортно-заготовительные расходы и стоимость монтажных работ; $Z_{э.в}$ и $Z_{э.н}$ – годовые затраты на электроэнергию, расходуемую для преодоления гидравлических сопротивлений через соответственно трубное и межтрубное пространства.

ОСОБЕННОСТИ РАСЧЕТА КОНДЕНСАТОРОВ-ХОЛОДИЛЬНИКОВ, ПАРОДИСТИЛЛЯТНЫХ РЕГЕНЕРАТОРОВ И КРИСТАЛЛИЗАТОРОВ

Выше были изложены общие положения по расчету поверхностных теплообменных аппаратов, на основе которых рассмотрены некоторые особенности расчета перечисленных аппаратов. Этими особенностями являются своеобразное изменение температуры потока и условий теплоотдачи (различие в коэффициенте теплоотдачи α) вдоль поверхности теплообмена в зависимости от того, происходит ли на данном участке охлаждение паров, их конденсация или охлаждение конденсата.

Рассмотрим особенности расчета этих аппаратов для некоторых наиболее типичных и распространенных в практике нефтеперерабатывающей промышленности случаев, которые дают возможность уяснить общие приемы решения подобных задач.

В общем случае в конденсатор-холодильник поступают пары в перегретом состоянии. При этом в аппарате имеются три различные зоны, в которых происходят следующие процессы: *Зона* I. Перегретые пары охлаждаются до температуры начала конденсации. *Зона II.* Пары конденсируются. *Зона III.* Охлаждение конденсата.

Если конденсирующие пары представляют собой индивидуальное вещество, а перепад давления в зоне конденсации невелик, то температура

конденсирующихся паров останется постоянной до их полной конденсации.

Если же конденсирующиеся пары представляют собой многокомпонентную смесь или перепад давления существенен, то в зоне конденсации будет наблюдаться понижение температуры вдоль поверхности теплообмена.

Подобный характер изменения температуры в конденсаторах-холодильниках характеризуется графиком (рис. XXII-30), из которого следует, что изменение температур различно, поэтому для более точного расчета надо определять средний температурный напор для каждой зоны в отдельности.

Различны также и условия теплообмена: обычно для зоны I, где охлаждаются перегретые пары, коэффициент теплопередачи имеет более низкое значение, чем в зоне, где пары конденсируются. Коэффициент теплопередачи в зоне III имеет обычно промежуточное значение.

В связи с различием в температурном напоре и коэффициенте теплоотдачи расчет поверхности конденсатора-холодильника необходимо вести для каждой зоны в отдельности, используя для этого общее уравнение теплопередачи

$$F_{\text{I}}=\frac{Q_{\text{I}}}{K_{\text{I}}\Delta t_{\text{ср I}}};\ F_{\text{II}}=\frac{Q_{\text{II}}}{K_{\text{II}}\Delta t_{\text{ср II}}};\ F_{\text{III}}=\frac{Q_{\text{III}}}{K_{\text{III}}\Delta t_{\text{ср III}}},$$

где K_{I}, K_{II} и K_{III} — коэффициенты теплопередачи соответственно для I, II и III зон; $\Delta t_{\text{ср I}}$, $\Delta t_{\text{ср II}}$ и $\Delta t_{\text{ср III}}$ — средние температурные напоры для этих же зон.

Общая поверхность аппарата

$$F = F_{\text{I}} + F_{\text{II}} + F_{\text{III}}.$$

Количество тепла, отводимого в каждой зоне, определяется из выражений

$$Q_{\text{I}}=G\left(H_{t_1}-H_{t_{\text{н.к}}}\right)=GC_{\text{п}}\left(t_1-t_{\text{н.к}}\right);$$

$$Q_{\text{II}}=G\left(H_{t_{\text{н.к}}}-h_{t_{\text{п.к}}}\right);$$

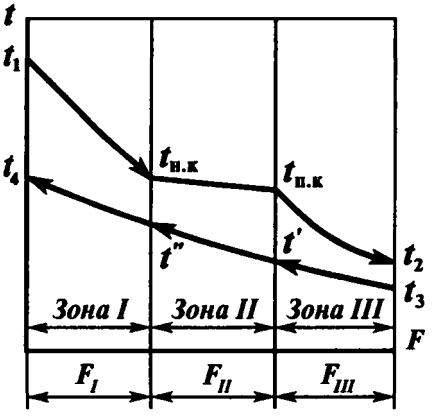


Рис. XXII-30. График температурного режима конденсатора-холодильника

$$Q_{III} = G\left(h_{t_{п.к}} - h_{t_2}\right) = GC_{ж}\left(t_{п.к} - t_2\right).$$

Общее количество отводимого тепла

$$Q = Q_I + Q_{II} + Q_{III}.$$

Способы определения температуры начала конденсации паров $t_{н.к}$ и полной их конденсации $t_{п.к}$ рассмотрены в предшествующих главах.

Температура охлаждающего агента (воды) в начале и конце зоны II определяется из общих уравнений теплового баланса:

$$t' = t_3 + \frac{Q_{III}}{G_в};$$

$$t'' = t' + \frac{Q_{II}}{G_в} = t_4 - \frac{Q_I}{G_в}.$$

Общий расход воды в конденсаторе-холодильнике

$$G_в = \frac{Q}{t_4 - t_3}.$$

Средний температурный напор в каждой зоне определяется по уравнению (XXII.11). Для каждой зоны определяются также и коэффициенты теплопередачи.

Для конденсаторов-холодильников, в которые поступают пары в насыщенном состоянии, рассматривают только две зоны — конденсации и охлаждения конденсата. Для конденсаторов газа, находящегося под давлением своих насыщенных паров, будет отсутствовать зона III, где происходит охлаждение конденсата. Она исключается также для конденсаторов-холодильников при неполной конденсации исходного потока (например, смесь паров бензина и газа установок каталитического крекинга).

На нефтеперерабатывающих заводах большое распространение получили конденсаторы-холодильники, в которые поступает смесь нефтяных и водяных паров, причем нефтяные пары находятся в насыщенном состоянии, а водяные пары — в перегретом. Для таких конденсаторов-холодильников различают следующие основные зоны: *Зона I.* Частичная конденсация нефтяных паров до температуры, соответствующей началу конденсации водяных паров. *Зона II.* Совместная конденсация нефтяных и водяных паров. *Зона III.* Охлаждение конденсатов.

В зоне I по мере конденсации нефтяных паров температура потока понижается и парциальное давление водяных паров повышается вследствие уменьшения общего количества паров за счет частичной конденсации нефтяных паров. Это обстоятельство необходимо иметь в виду при определении температуры начала конденсации водяных паров.

Температурный режим такого конденсатора-холодильника должен определяться на базе общепринятых методов.

При использовании практических данных по коэффициентам теплоотдачи для конденсаторов-холодильников поверхность теплообмена может быть рассчитана без ее подразделения на отдельные зоны по общему уравнению теплопередачи, однако такой расчет менее точен.

Заслуживают внимания также особенности расчета пародистиллятных

регенераторов тепла, широко применяемых в процессах селективной очистки и депарафинизации масел. В этих аппаратах тепло частичной или полной конденсации паров используется для нагрева и частичного испарения жидкости. Принципиальная схема подобного аппарата с соответствующими обозначениями показана на рис. XXII-31. Согласно этой схеме в теплообменный аппарат поступают поток насыщенных паров G_1, являющихся теплоотдающей средой, и поток жидкости G_2 с температурой t_3, которая меньше температуры начала однократного испарения этой жидкости. В результате теплообмена в таком аппарате может произойти частичная или полная конденсация паров G_1 с последующим охлаждением конденсата (в случае полной конденсации). При этом нагреваемый поток G_2 частично или полностью испаряется с возможным последующим перегревом паров в случае полного испарения жидкости.

Возможность частичной или полной конденсации паров, а также степень испарения исходной жидкости предопределяются тепловым балансом и зависят от соотношения масс потоков G_1 и G_2, значений скрытых теплот испарения и конденсации, начальных температур и других факторов.

В практике нефтегазопереработки наиболее часто используется процесс частичной конденсации паров и испарения жидкости. Этот случай и рассматривается ниже. Методика подобного расчета может быть использована и для других возможных частных случаев. Расчет подобного пародистиллятного регенератора необходимо вести с учетом двух зон, отличных по условиям теплообмена.

В зоне I нагреваемая среда находится только в жидком состоянии, при этом ее температура изменяется от начального значения t_3 до температуры начала однократного испарения $t_{н.и}$. Для этой зоны характерно более резкое повышение температуры потока. В зоне II жидкость испаряется и поэтому температура повышается медленнее. Помимо различия в характере изменения температур, эти зоны отличаются также по условиям теплообмена. В зоне I коэффициент теплоотдачи от стенок к нагревающейся жидкости будет, как правило, меньше, чем зоне II, в связи с более интенсивным теплообменом при испарении жидкости. Что касается характера изменения температур греющего потока от t_1 до t_2, то в данном случае он однороден на протяжении всей поверхности теплообмена, так как на любом участке аппарата происходит только конденсация паров.

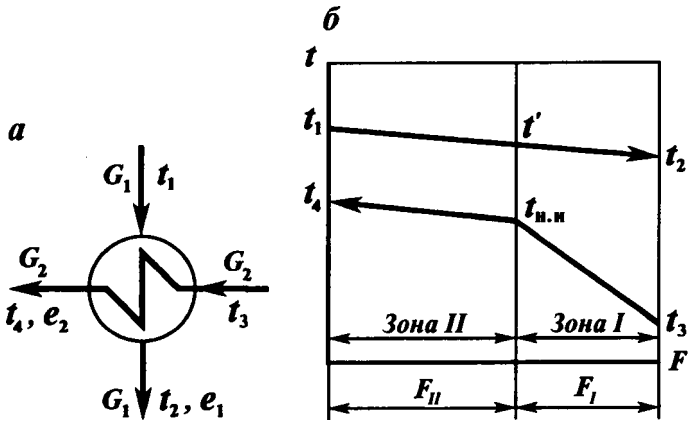


Рис. XXII-31. Схема (*а*) и график температурного режима (*б*) пародистиллятного теплообменного аппарата

Иногда с целью увеличения температурного напора со стороны греющего потока искусственно поддерживают повышенное давление и этим повышают температуры t_1 и t_2.

Перейдем к составлению теплового баланса для всего аппарата и для каждой зоны в отдельности. Количество тепла, выделяемого при охлаждении потока G_1 от температуры t_1 до t_2 и частичной конденсации паров, определяется из уравнения

$$Q_1 = G_1\left(H_{t_1} - H_{t_2}^{\text{см}}\right) = G_1\left[H_{t_1} - e_1 H_{t_2} - \left(1 - e_1\right)h_{t_2}\right],$$

где e_1 — доля несконденсировавшихся паров на выходе из теплообменного аппарата при температуре t_2; H_{t_1}, H_{t_2} и h_{t_2} — соответственно энтальпии паров и жидкости при температурах t_1 и t_2; $H_{t_2}^{\text{см}}$ — энтальпия смеси паровой и жидкой фаз.

Количество тепла, воспринимаемого нагревающимся потоком,

$$Q_1 = G_2\left(H_{t_4}^{\text{см}} - h_{t_3}\right) = G_2\left[e_2 H_{t_4} + \left(1 - e_2\right)h_{t_4} - h_{t_3}\right],$$

где e_2 — доля паров, образовавшихся на выходе из теплообменного аппарата при температуре t_4; H_{t_4} h_{t_4} и h_{t_3} — соответственно энтальпии паров и жидкости при температурах t_4 и t_3.

С учетом потерь тепла общий тепловой баланс выражается следующим уравнением:

$$Q_1\eta = Q_2$$

или

$$G_1\left[H_{t_1} - e_1 H_{t_2} - \left(1 - e_1\right)h_{t_2}\right]\eta = G_2\left[e_2 H_{t_4} + \left(1 - e_2\right)h_{t_4} - h_{t_3}\right]. \qquad \text{(XXII.12)}$$

При расчете теплообменного аппарата обычно известны количества теплообменивающихся потоков G_1 и G_2 и их начальные температуры t_1 и t_2. В результате расчета должны быть определены конечные температуры t_2 и t_4 и соответствующие им значения e_1 и e_2. Порядок решения приведенного выше уравнения теплового баланса сводится к следующему. Задаются одной из конечных температур t_2 или t_4, определяют соответствующие этой температуре и рабочему давлению в теплообменном аппарате значения e_1 или e_2, подставляют их в уравнение теплового баланса (XXII.12) и определяют из него энтальпию потока соответственно при температуре t_4 (если задавались температурой t_2):

$$H_{t_4}^{\text{см}} = e_2 H_{t_4} + \left(1 - e_2\right)h_{t_4}$$

или при температуре t_2 (если задавались температурой t_4):

$$H_{t_2}^{\text{см}} = e_1 H_{t_2} + \left(1 - e_1\right)h_{t_2}.$$

По найденному значению энтальпий $H_{t_4}^{\text{см}}$ или $H_{t_2}^{\text{см}}$ определяют соответствующую температуру t_4 или t_2. Искомая температура t_4 или t_2 не может быть найдена однозначно, так как значение энтальпии зависит как от температуры, так и от доли отгона e. В связи с этим подобную задачу удобно решать графическим путем. Для этого задаются двумя или тремя значения-

ми искомой температуры, при этих температурах определяют долю отгона и энтальпию, учитывающую как явное, так и тепло испарения или конденсации при данной доле отгона e.

По полученным значениям строят график энтальпий как функции температуры. Пользуясь найденным ранее значением $H_{t_4}^{см}$, по графику находят искомую температуру t_4.

Однако в отдельных случаях, произвольно задавшись температурой t_2, в результате подобного расчета можно получить нереальную величину t_4, равную или превышающую значение t_1.

Это свидетельствует о том, что в данных условиях количество тепла, выделяющегося при охлаждении потока G_1 от температуры t_1 до температуры t_2, не может быть воспринято потоком G_2, т.е. температурный потенциал потока G_1 недостаточен для передачи выделенного количества тепла.

Подобное явление может наблюдаться в следующих случаях:

масса потока G_1 значительно превосходит массу потока G_2;

теплоты конденсации паров G_1 существенно превышают скрытые теплоты испарения потока G_2;

доля отгона e_2 не может достигнуть сравнительно большого значения вследствие повышенного давления, под которым находится поток G_2;

содержание испаряющихся компонентов в потоке мало.

Если в результате расчета получено нереальное значение температуры t_4, то необходимо произвести пересчет, задавшись другим значением конечной температуры t_2 или t_4.

Выбрав таким образом температурный режим для всего теплообменного аппарата, переходят к составлению уравнения теплового баланса для отдельных зон. Для этого прежде всего определяется температура начала однократного испарения нагреваемого потока G_2. В соответствии с уже принятыми обозначениями количество тепла, воспринятого в зоне I, составит

$$Q_{2_I} = G_2\left(h_{t_{н.и}} - h_{t_3}\right),$$

а количество тепла, отдаваемого в этой же зоне охлаждающимся потоком:

$$Q_{1_I} = G_1\left(H_{t'}^{см} - H_{t_2}^{см}\right) = Q_{2_I}/\eta.$$

Из последнего уравнения определяется значение $H_{t'}^{см}$, а затем искомая температура t' находится графическим способом, как это было показано выше.

Для зоны II количество тепла, воспринятое нагревающимся потоком и отданное охлаждающимся потоком, найдется соответственно по разности

$$Q_{2_{II}} = Q_2 - Q_{2_I},\ Q_{1_{II}} = Q_1 - Q_{1_I} = Q_{2_{II}}/\eta.$$

Дальнейший расчет поверхности теплообмена для зон I и II, а следовательно, и для всего аппарата, не представляет трудности, так как количество тепла и температурный напор известны:

$$F_I = \frac{Q_{2_I}}{K_I \Delta t_{ср_I}}.$$

и

$$F_{II}=\frac{Q_{2II}}{K_{II}\Delta t_{срII}},$$

где K_I и K_{II} — коэффициенты теплопередачи соответственно для I и II зон; $\Delta t_{ср_I}$ и $\Delta t_{ср_{II}}$ — средние температурные напоры для этих же зон.

Общая поверхность аппарата

$$F = F_I + F_{II}.$$

Так же, как и в случае конденсаторов-холодильников, при использовании опытных значений коэффициентов теплопередачи для приближенных расчетов поверхности теплообмена может быть применено общее уравнение теплопередачи (XXII.8).

Расчет поверхности кристаллизаторов выполняется по уравнению теплопередачи, но при этом необходимо учесть некоторые особенности, обусловливаемые тем, что в процессе кристаллизации образуются и растут кристаллы твердой фазы (например, кристаллы парафиновых углеводородов в кристаллизаторах процесса депарафинизации масел).

Перечислим эти особенности:

1. При определении количества тепла, отводимого от охлаждаемого продукта или его раствора, должно быть учтено скрытое тепло кристаллизации.

2. При выборе скорости движения охлаждаемого потока следует учитывать, что с увеличением скорости повышается коэффициент теплоотдачи, а следовательно, коэффициент теплопередачи, однако высокая скорость препятствует росту кристаллов или приводит к их измельчению, что является нежелательным.

3. При выборе температуры охлаждающего агента и размеров кристаллизатора необходимо обеспечить благоприятную для кристаллизующегося раствора скорость охлаждения, учитывая, что при высокой скорости охлаждения образуются мелкие кристаллы, отделить которые от раствора на фильтре затруднительно. Оптимальная скорость охлаждения, обеспечивающая благоприятный рост кристаллов и хорошую последующую фильтруемость, зависит от природы раствора; так, например, при охлаждении в растворе кетонов рекомендуется скорость охлаждения, составляющая до 100 °С/ч.

4. При расчете коэффициента теплопередачи должно учитываться тепловое сопротивление слоя кристаллов парафина, отлагающегося на внутренней поверхности стенки кристаллизатора.

ОСОБЕННОСТЬ РАСЧЕТА АППАРАТОВ ВОЗДУШНОГО ОХЛАЖДЕНИЯ

Расчет аппаратов воздушного охлаждения включает определение поверхности охлаждения, обеспечивающей отвод требуемого количества тепла, выбор в соответствии с ГОСТом типового аппарата, наиболее целесообразного для данных условий и изготовляемого машиностроительными заводами, а также определение расхода энергии на привод вентиляторов, нагнетающих воздух вдоль оребренной поверхности аппаратов. Расчет необходимой поверхности выполняется по уравнению теплопередачи

$$F=\frac{Q}{K\Delta t_{ср}},$$

где Q — количество тепла, отводимого от конденсируемого или охлаждаемого продукта; K — коэффициент теплопередачи; $\Delta t_{ср}$ — средний температурный напор.

Вследствие применения в этих аппаратах оребренных труб поверхность охлаждения обычно принято определять по полной наружной оребренной поверхности (хотя эта величина может измеряться и по внутренней гладкой поверхности или по гладкой поверхности наружной трубы, отнесенной к диаметру трубы у основания ребер).

Коэффициент теплопередачи будет иметь различное значение в зависимости от того, какая из величин поверхности охлаждения принята. Коэффициент теплопередачи, отнесенный к поверхности оребренной трубы, определяется из уравнения

$$K_{н.п} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{вн}}\frac{F_п}{F_{вн}} + r_э\frac{F_п}{F_{ср}} + \frac{1}{\alpha_н} + r_{з.\,вн}\frac{F_п}{F_{вн}} + r_{з.н}},$$

где $\alpha_{вн}$ — коэффициент теплоотдачи со стороны продукта внутри трубы, Вт/(м^2·К); $F_п$ — полная поверхность оребренной трубы, м^2; $F_{вн}$ — поверхность трубы наружная (по диаметру трубы у основания ребер), м^2; $r_э$ — эквивалентное тепловое сопротивление металла стенок труб и контактной поверхности (в биметаллических трубах), м^2·К/Вт; $F_{ср}$ — поверхность трубы по среднему диаметру, м^2; $\alpha_н$ — коэффициент теплоотдачи со стороны воздуха, отнесенный к полной поверхности оребренной трубы, Вт/(м^2·К); $r_{з.\,вн}$ — тепловое сопротивление загрязнений со стороны продукта, м^2·К/Вт; $r_{з.\,н}$ — тепловое сопротивление загрязнений со стороны воздуха, м^2·К/Вт.

По данным обследования ряда действующих аппаратов воздушного охлаждения, коэффициент теплопередачи $K_{н.п}$ = 17÷70 Вт/(м^2·К).

В стандартах на аппараты воздушного охлаждения принято называть отношение $F_п/F_{вн} = \psi$ коэффициентом увеличения поверхности, а отношение $F_п/F_н = \varphi$ коэффициентом оребрения, где $F_н$ — поверхность труб по наружному диаметру основания ребер. Тепловое сопротивление загрязнений со стороны воздуха $r_{з.н} \approx 0$.

Для определения коэффициента теплопередачи со стороны воздуха используют графики, позволяющие определять этот коэффициент в зависимости от значения средней скорости движения воздуха.

Коэффициент теплопередачи $\alpha_{н.п}$, определяемый по этим графикам, учитывает также эквивалентное сопротивление металла стенки труб и контактной биметаллической поверхности, т.е. при принятых выше обозначениях имеем

$$r_э = \frac{F_п}{F_{ср}} + \frac{1}{\alpha_н} = \frac{1}{\alpha_{н.п}},$$

где $\alpha_{н.п}$ — коэффициент теплоотдачи со стороны воздуха, учитывающий термическое сопротивление металла стенок и поверхности контакта.

С учетом отмеченного расчетное уравнение для определения коэффициента теплопередачи примет вид

$$K_{н.п} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{вн}}\frac{F_п}{F_{вн}} + \frac{1}{\alpha_{н.п}} + r_{з.вн}\frac{F_п}{F_{вн}} + r_{з.н}}.$$

Средний температурный напор определяется так же, как это было показано ранее. Важнейшим условием расчета этой величины является

достаточно обоснованный выбор начальной температуры воздуха, которая обеспечивает требуемую температуру охлаждаемого продукта в наиболее жаркий период года для данной местности. При этом рекомендуется выбирать в качестве расчетной среднюю температуру сухого воздуха в 13 часов для наиболее жаркого месяца в году.

Снижение расчетной температуры воздуха может привести к понижению производительности технологических установок в летнее время. Однако чрезмерное завышение расчетной температуры воздуха значительно увеличивает капитальные затраты, особенно в тех случаях, когда по условиям производства допустимы более низкие расчетные температуры.

Для эффективной круглогодичной работы желательно делать расчет и для зимнего времени, в том числе и для наименьшей возможной температуры.

Как уже отмечалось ранее, при необходимости начальная температура нагнетаемого вентилятором воздуха может быть несколько снижена путем его увлажнения за счет впрыска воды. В результате расчета должна быть выявлена целесообразность использования конкретного стандартного одного или нескольких аппаратов, значение поверхности которых зависит от скорости движения воздуха.

ГИДРАВЛИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ ТЕПЛООБМЕННЫХ АППАРАТОВ

Важнейшей составной частью расчета поверхностных теплообменных аппаратов является расчет гидравлических сопротивлений потоку теплообменивающихся сред. Только на основе теплового и гидравлического расчетов может быть выбран оптимальный режим работы теплообменных аппаратов. Высокие скорости движения теплообменивающихся сред обеспечивают высокий коэффициент теплопередачи и уменьшение необходимой поверхности аппарата. Однако с повышением скорости резко возрастают гидравлические сопротивления, а следовательно, и расход энергии на их преодоление, что обычно и лимитирует значение скорости движения потока.

Общее сопротивление теплообменного аппарата равно сумме сопротивлений трения $\Delta p_{тр}$ и всех местных гидравлических сопротивлений $\Delta p_{м}$, обусловливаемых изменением направления потока, расширением или сужением струи и т.д.

$$\Delta p = \Delta p_{тр} + \Delta p_{м}.$$

Сопротивления $\Delta p_{тр}$ и $\Delta p_{м}$ рассчитывают при помощи соответствующих уравнений гидравлики:

$$\Delta p_{тр} = \xi_{тр_i} \frac{l}{d_э} \frac{w_i^2}{2} \rho$$

и

$$\Delta p_{м} = \frac{\rho}{2} \sum_{i=1}^{n} \xi_{м_i} w_i^2,$$

где $\xi_{тр_i}$ — коэффициент гидравлического трения в i-м сечении; l — длина

Таблица XXII.2

Значения коэффициентов местных сопротивлений в теплообменных аппаратах

Вид местного сопротивления	$\xi_{м_i}$
Проход потока через штуцер	1,5
Вход (выход) в распределительную камеру и поворот на 90°	1,5
Поворот на 180°:	
между ходами или секциями	2,5
через колено в секционных аппаратах	2,0
около перегородок в межтрубном пространстве	1,5
в U-образной трубке	0,5
Огибание перегородок, поддерживающих трубки	0,5
Вход в межтрубное пространство	1,5
Вход в трубное пространство и выход из него	1,0
Выход из межтрубного пространства	1,0

канала, м; $d_э = 4f/П$ — эквивалентный диаметр канала, м; f — площадь поперечного сечения канала, м^2; П — смоченный периметр канала, м; w_i — скорость потока в i-м сечении, м/с; ρ — плотность потока при средней температуре, кг/м^3; $\xi_{м_i}$ — коэффициент местного сопротивления в i-м сечении.

К местным сопротивлениям ξ_i относят вход потока в канал и выход из него, резкие сужения и расширения каналов, отводы, колена, тройники, запорные и регулирующие устройства (краны, вентили, задвижки, клапаны и т.п.). При прохождении потока через указанные устройства кроме потерь энергии, связанных с трением, возникают дополнительные необратимые потери энергии, обусловленные местными искривлениями линии тока, изменением поперечного сечения потока, отрывом транзитной струи от стенок канала. В табл. XXII.2 приведены коэффициенты местных сопротивлений $\xi_{м_i}$, наиболее часто встречающихся на практике.

Гидравлическое сопротивление определяют для аппарата известной конструкции и размеров. При этом расчет, например, кожухотрубчатого аппарата значительно отличается от аппарата воздушного охлаждения, пластинчатого или спирального теплообменника. В специальной литературе для каждого типа теплообменных аппаратов приводится методика гидравлического расчета, учитывающая специфику их устройства и работы. Иногда на основе обработки экспериментальных данных по гидравлическому сопротивлению теплообменников приводятся эмпирические уравнения, которые имеют ограниченное применение и пригодны только для аппаратов данного типа.

ЧАСТЬ ПЯТАЯ ПРОЦЕССЫ ХИМИЧЕСКОЙ ПЕРЕРАБОТКИ НЕФТЯНОГО СЫРЬЯ

ГЛАВА XXIII ОСНОВНЫЕ ЗАКОНОМЕРНОСТИ НЕФТЕХИМИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ

КРАТКАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА ВАЖНЕЙШИХ ХИМИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ ПЕРЕРАБОТКИ НЕФТЯНОГО СЫРЬЯ

В нефтеперерабатывающей промышленности для получения ряда важнейших нефтепродуктов и повышения их качества широко применяют химические процессы. Использование химических процессов обеспечивает более глубокую переработку нефти с получением светлых нефтепродуктов в количествах, превышающих их содержание в исходной нефти в 1,5—2 раза.

Химические процессы позволяют получать сырье для многих нефтехимических производств, в частности, непредельные углеводороды — этилен, пропилен, бутилены, бутадиен, ароматические углеводороды — бензол, толуол, этилбензол, ксилолы, изопропилбензол и др. На базе такого сырья осуществляется производство пластмасс, синтетических каучуков, синтетических волокон, моющих средств и других ценных продуктов.

Использование ряда химических процессов позволяет повышать качество светлых нефтепродуктов и масел — обеспечивать обессеривание, повышение антидетонационных свойств и стабильности, снижение коксуемости, улучшение цвета и т.д.

Перечислим некоторые основные химические процессы, используемые при переработке нефти и получившие широкое распространение.

Каталитический риформинг бензиновых фракций, применяемый для получения высокооктановых бензинов, выделения товарных ароматических углеводородов (бензола, толуола, этилбензола, ксилолов) и производства технического водорода.

Процесс осуществляется с циркуляцией газа, содержащего 70—80 % (объемн.) водорода при температуре 450—530 °С и давлении 1,5—4,0 МПа, в присутствии различных катализаторов, главным образом, платинового.

При риформинге получают также газ с высоким содержанием водорода, используемый для гидроочистки при обессеривании нефтепродуктов.

Каталитический крекинг различных видов дистиллятного и остаточного сырья с целью получения высокооктановых бензинов и газа с высокой концентрацией пропан-пропиленовой и бутан-бутиленовой фракций. Процесс протекает при температуре 420—550 °С и давлении 0,1—0,3 МПа в присутствии алюмосиликатных, цеолитсодержащих и других катализаторов.

Изомеризация нормальных углеводородов (пентан, бутан, бензиновая фракция) для получения изобутана, используемого для алкилирования или изопентана — сырья для получения синтетического каучука и высокооктановых компонентов бензина. Катализатором изомеризации служит хлористый алюминий. Процесс ведут при температуре 120—150 °С и давлении до 1 МПа.

Гидроочистка — для обессеривания нефтяных фракций, а также для насыщения водородом непредельных углеводородов, содержащихся в продуктах вторичной переработки. Этот процесс используется также для завершающей очистки масел и парафинов. Процесс осуществляется при температуре 300—420 °С и при давлении 3—4 МПа.

Гидрокрекинг высококипящих дистиллятных фракций для получения дополнительного количества светлых нефтепродуктов. Процесс осуществляется при температуре 370—420 °С и давлении 14—20 МПа.

Путем гидрокрекинга высокосернистых мазутов может быть обеспечено значительное снижение содержания серы в котельном топливе с целью уменьшения загрязнения воздушного бассейна двуокисью серы.

Коксование нефтяных остатков и высококипящих дистиллятов вторичного происхождения, используемое для получения малозольного нефтяного кокса. Получаемые коксовые дистилляты вовлекаются в дальнейшую переработку для получения светлых нефтепродуктов. Коксование ведут при давлении 0,1—0,3 МПа и температуре 480—540 °С.

Пиролиз нефтяных дистиллятов (бензин, керосин) или газа (этан, пропан) служит основным процессом производства важнейшего сырья нефтехимии — непредельных углеводородов (этилен, пропилен, бутадиен).

При пиролизе получают также ароматические углеводороды (бензол, толуол) и пироконденсат. Процесс осуществляется при давлении ниже 0,01 МПа и температуре 650—900 °С.

Алкилирование изопарафиновых углеводородов непредельными осуществляется с целью получения высокооктановых компонентов бензинов. В качестве непредельных углеводородов используют пропилен, бутилены, амилены, в качестве изопарафиновых углеводородов — изобутан или изопентан. Так, при алкилировании изобутана бутиленом получают изооктан.

Реакция алкилирования осуществляется при температуре от 0 до —10 °С, если в качестве катализатора используется серная кислота, или при 25—30 °С в присутствии катализатора — фтористоводородной кислоты.

Алкилирование бензола непредельными углеводородами (этилен, пропилен). Катализатором служит фосфорная или серная кислоты, хлористый алюминий, алюмосиликаты и др. Процесс протекает при температуре от 50 до 450 °С и давлении от 1 до 3 МПа в зависимости от конкретного

катализатора. Продукты алкилирования бензола используют для производства синтетического каучука и ряда химических продуктов.

Дегидрирование — процесс, сопровождающийся отщеплением водорода от молекул, предназначается для получения непредельных углеводородов из предельных, например бутилена из бутана, бутадиена из бутилена, изоамилена из изопентана, изопрена из изоамилена. Процесс протекает на хромоалюминиевых катализаторах при температуре 530—600 °С и давлении атмосферном или ниже атмосферного. В результате дегидрирования из этилбензола получают стирол, а из изопропилбензола — а-метилстирол.

Полимеризация — процесс получения высокомолекулярного вещества — полимера в результате взаимодействия низкомолекулярных веществ — мономеров. Этот процесс используется для получения пластмасс, синтетических каучуков, масел и других продуктов. Так, полимеризацией пропилена в присутствии катализатора — фосфорной кислоты получают тетрамер пропилена, используемый в производстве моющих средств.

Полимеризацией пропилена получают высококачественную пластмассу — полипропилен. Полимеризацией изобутилена получают твердый полиизобутилен (молекулярная масса около 200 000) или жидкий полиизобутилен (молекулярная масса около 10 000).

Из приведенной краткой характеристики важнейших химических процессов следует, что химические реакции, используемые в нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности, существенно различаются по режиму (давление от атмосферного до 200 МПа, температура от 100 до 700 °С) и используемым катализаторам. Подобное многообразие обусловливает необходимость использования различной аппаратуры и методов расчета, и поэтому в данной главе излагаются основные положения и понятия, относящиеся к реакционным аппаратам, наиболее распространенным при переработке нефтяного сырья.

ОСНОВЫ КЛАССИФИКАЦИИ ХИМИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ И РЕАКТОРОВ

Аппарат, в котором осуществляется тот или иной химический процесс, называют *реакционным устройством* или *реактором*. В ряде случаев такой аппарат называют иначе, учитывая особенности химического процесса или его назначения; так, например, на установке каталитического крекинга аппарат, в котором осуществляется реакция окисления (горения) кокса, отложившегося на катализаторе, носит название *регенератора*, так как его назначение — восстановить активную способность катализатора, т.е. регенерировать его. Общепринятой классификации химических процессов и реакторов нет, поэтому отметим некоторые наиболее существенные ее признаки.

Химические процессы подразделяются на каталитические и некаталитические, гомогенные и гетерогенные, экзотермические и эндотермические.

Каталитические реакции осуществляются в присутствии тех или иных катализаторов, ускоряющих химическое превращение и позволяющих провести его в более легких условиях, например, при более низкой

температуре; способствующих протеканию реакции в желательном направлении, получению более высоких выходов основных целевых продуктов и сокращающих скорость протекания побочных реакций.

Некаталитические реакции протекают под воздействием высокой температуры; к ним относятся пиролиз жидкого и газообразного углеводородного сырья, коксование, термический крекинг и т.д.

Гомогенные реакции протекают в одной фазе, например только в газообразной.

Гетерогенные реакции характеризуются наличием двух или большего числа фаз. К гетерогенным относятся реакции, протекающие в паровой фазе на твердом катализаторе.

Всякая химическая реакция сопровождается тепловым эффектом. Реакция, протекающая с поглощением тепла, называется *эндотермической*, а с выделением тепла — *экзотермической*. При сложных химических превращениях могут одновременно протекать реакции, противоположные по тепловому эффекту, поэтому для технологического оформления процесса важна итоговая величина — общий тепловой эффект.

Реакционные устройства классифицируются по следующим признакам: по характеру действия — периодические и непрерывные; в зависимости от направлений потоков реагентов или катализаторов — прямоточные, противоточные и ступенчато-противоточные; в зависимости от гидродинамических особенностей — аппараты идеального вытеснения, идеального смешения и частичного смешения; по термодинамическим признакам — реакторы изотермические, адиабатические и политропические; по назначению — реакторы риформинга, каталитического крекинга, гидрокрекинга, регенераторы, коксовые камеры, реакционные змеевики печи пиролиза и т.д.

В периодически действующих реакторах исходное сырье и полученные продукты реакции соответственно загружаются и разгружаются периодически.

В непрерывно действующих реакторах исходное сырье — реагент или катализатор — поступают в аппарат и удаляются из него непрерывно. В непрерывно действующих реакторах потоки сырья и катализатора проходят через аппарат либо прямоточно, т.е. в одном и том же направлении, либо в противотоке.

В ступенчато-противоточных реакторах катализатор последовательно перемещается от одной ступени к другой в противотоке с исходным сырьем.

Для оценки эффективности реактора непрерывного действия важным показателем является характер направления движения частиц реагирующего сырья и катализатора.

В аппаратах идеального вытеснения частицы движутся в одном направлении без перемешивания, и поэтому продолжительность пребывания любых частиц в зоне реакции одинакова. Такой характер движения можно наблюдать в трубчатом реакторе, длина трубы которого значительно превышает ее диаметр, а скорость потока сравнительно высока.

В аппаратах идеального смешения поступающий поток практически мгновенно перемешивается, а образовавшаяся смесь состоит из частиц сырья и продуктов реакции, а также свежего и отработанного катализатора. Продолжительность пребывания различных частиц в проточных аппаратах идеального смешения неодинакова, для одних она превышает

среднее значение, для других не достигает его. Примером может служить аппарат с мешалкой непрерывного действия, реакторы с псевдоожиженным слоем катализатора и др.

Для аппаратов, используемых в промышленных условиях, обычно характерен режим, занимающий промежуточное место между идеальным вытеснением и идеальным смешением, это *режим частичного перемешивания.*

В термодинамическом отношении работа реакторов может протекать в изотермических условиях, т.е. когда в любой части аппарата температура одинакова. Такие условия обеспечиваются в реакторах, работающих в режимах, близких к режиму идеального смешения. В зависимости от знака теплового эффекта реакции при изотермическом режиме обеспечивается равномерный подвод или отвод тепла.

Во многих случаях реакторы работают в адиабатических условиях, при которых химический процесс протекает без теплообмена с внешней средой. В этом случае при экзотермической реакции температура реагирующего потока повышается и на входе в аппарат она меньше, чем на выходе из него. При эндотермической реакции имеет место обратное явление.

Для предотвращения значительного изменения температуры в реакторе, которое может иметь место при повышенном тепловом эффекте реакции, обеспечивается теплообмен реактора с внешней средой, т.е. осуществляется *политропический* процесс.

В таких процессах теплообмен с внешней средой может осуществляться непрерывно (поверхность теплообмена размещается непосредственно в зоне реакции) или ступенчато (теплообменная поверхность размещается вне зоны реакции в специальных межсекционных устройствах).

К теплотехническим классификационным признакам, влияющим на конструктивное оформление реактора, относятся также типы теплоагентов, которые могут быть:

а) посторонними — осуществляющими теплообмен через поверхность (например, испаряющаяся вода в реакторе для гидрогенизации изооктилена);

б) теплоагентами смешения, которыми являются компоненты исходной реагирующей сырьевой смеси, используемые также для отвода или подвода тепла (например, холодный водород, подаваемый в различные части реактора гидрогенизации);

в) твердыми, не участвующими в процессе, или катализаторами (например, катализаторы каталитического крекинга, кокс процессов непрерывного коксования).

ТЕПЛОВОЙ ЭФФЕКТ ХИМИЧЕСКОЙ РЕАКЦИИ

Химическая реакция сопровождается выделением или поглощением тепла. В соответствии с первым законом термодинамики тепловой эффект химической реакции Q при постоянном давлении равен изменению внутренней энергии системы ΔU и работы A, совершаемой системой при изменении ее объема (расширение или сжатие) в результате химической реакции:

$Q = \Delta U + A.$

Если химическая реакция протекает при постоянном давлении без изменения объема, то работа $A = 0$ и

$Q = \Delta U.$

Тепловой эффект химической реакции при постоянном объеме, численно равный изменению внутренней энергии системы, принято называть *теплотой реакции*.

Тепловой эффект реакции зависит от агрегатного состояния исходных и конечных продуктов реакции, а также от температуры. Если в результате химической реакции изменяется агрегатное состояние, то в значение теплового эффекта реакции входит значение теплоты фазового перехода (теплоты испарения или конденсации, плавления или затвердевания).

В справочной литературе тепловой эффект реакции обычно относят к стандартным условиям. Тепловой эффект химической реакции рассчитывают на единицу образующихся продуктов реакции, а иногда это значение относят к единице количества исходного или превращенного сырья.

Тепловой эффект химической реакции может быть найден экспериментально либо вычислен в соответствии с законом Гесса.

Закон Гесса, являющийся следствием первого начала термодинамики, формулируется следующим образом. Тепловой эффект химической реакции простых веществ зависит от исходного и конечного состояний системы и не зависит от пути, по которому протекает реакция.

Тепловой эффект химической реакции может быть вычислен по закону Гесса как разность сумм теплот образования из элементов продуктов реакции и исходных веществ:

$$Q = \Delta H = \sum\left(\Delta H_{\text{обр}}\right)_{\text{пр}} - \sum\left(\Delta H_{\text{обр}}\right)_{\text{исх}} \qquad \text{(XXIII.1)}$$

или как разность сумм теплот сгорания исходных веществ и продуктов реакции:

$$Q = \Delta H = \sum\left(\Delta H_{\text{сгор}}\right)_{\text{исх}} - \sum\left(\Delta H_{\text{сгор}}\right)_{\text{пр}}. \qquad \text{(XXIII.2)}$$

При расчетах по уравнениям (XXIII.1) и (XXIII.2) теплоты образования и сгорания для стандартного состояния могут быть найдены в справочной литературе.

Значение теплового эффекта реакции химических процессов, используемых в нефтяной промышленности, колеблется в широких пределах, например, для эндотермического процесса пиролиза бензина она составляет от 1400 до 2000 кДж/кг, считая на превращенное сырье, а для экзотермического выжига кокса с катализатора крекинга — от 28 000 до 32 000 кДж/кг.

Как уже отмечено ранее, некоторые процессы представляют собой сочетание химических реакций, имеющих разные знаки теплового эффекта, и поэтому конечный тепловой эффект зависит от глубины процесса. В качестве примера на рис. XXIII-1 приведены данные по значению теплового эффекта Q реакции каталитического крекинга в зависимости от глубины превращения x для фракции дизельного топлива. Из графика

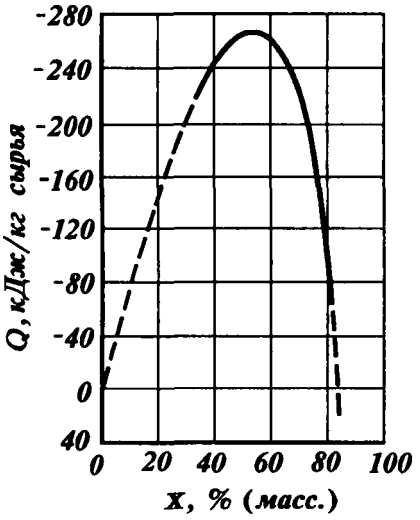


Рис. XXIII-1. Зависимость теплового эффекта реакции каталитического крекинга легкого сырья Q от глубины превращения x

следует, что теплота реакции первоначально с возрастанием глубины превращения сырья увеличивается, а затем уменьшается; максимальное значение теплоты реакции соответствует глубине превращения сырья 55 %.

ОСНОВЫ КИНЕТИКИ НЕФТЕХИМИЧЕСКИХ РЕАКЦИЙ. ОПРЕДЕЛЕНИЕ РЕАКЦИОННОГО ОБЪЕМА

Важной характеристикой химического процесса является *степень превращения (конверсии) исходного сырья*, под которой понимают относительное количество исходного сырья, прореагировавшего в данной реакции, измеренное в долях единицы или процентах. Так, если степень превращения равна x, то количество непрореагировавшего сырья составит $1 - x$, или $100 - x$.

Для осуществления любой химической реакции с заданной степенью превращения необходимо, чтобы в течение определенного времени участвующие в реакции вещества находились в реакторе при определенных температуре и давлении. Чем выше скорость химической реакции, тем меньше время, необходимое для ее осуществления, и тем меньше будет объем реактора.

Под *скоростью реакции* подразумевают количество вновь образующихся продуктов в единицу времени.

Для простейшей мономолекулярной гомогенной реакции скорость реакции определяется уравнением

$$\frac{dx}{d\tau} = K(1-x),$$

где K — коэффициент пропорциональности, носящий название константы скорости реакции.

Из этого уравнения после интегрирования имеем

$$K=\frac{1}{\tau}\ln\frac{1}{1-x}.$$

Решив данное уравнение относительно продолжительности реакции τ, получим

$$\tau=\frac{1}{K}\ln\frac{1}{1-x}.$$

Для реакций других типов константы скорости реакций или время реагирования определяются другими, более сложными уравнениями или кинетическими кривыми.

Если известна продолжительность реакции τ, необходимая для осуществления данного химического процесса с заданной степенью превращения, то требуемый объем реакционного пространства

$$V_р = V\tau/\varepsilon,$$

где V – объем реагирующих веществ при температуре и давлении реакции, м³/с; τ – продолжительность реакции, с; ε – доля свободного объема реакционного пространства (для некаталитических процессов ε = 1).

Использование этого простого уравнения во многих случаях затруднительно. Для многих нефтехимических реакций не представляется возможным определить продолжительность реакции, и, кроме того, существенные затруднения представляет определение объема реагирующих веществ V. Многие реакции протекают со значительным изменением объема вследствие образования продуктов реакции, объем которых существенно отличается от объема исходных продуктов, поэтому для определения объема реагирующих веществ необходимо располагать зависимостью количества образующихся веществ от длительности реакции.

Многие реакции протекают при высоких температурах и давлениях, поэтому осложняется определение объема газообразных и парообразных продуктов реакции, так как в этих условиях наблюдаются значительные отклонения от законов идеальных газов.

Учитывая отмеченное, при расчете объема реакционных аппаратов используют экспериментально найденное значение объемной или массовой скорости. Объемная скорость n_v есть производительность единицы реакционного объема, измеряемая для жидкого сырья как объем холодного сырья, подаваемого в 1 ч на единицу объема реакционной зоны. Эта величина выражается в м³/(м³·ч) или ч⁻¹. При газообразном сырье объемная скорость выражается в кубометрах исходного газа при нормальных условиях.

Массовая скорость n_g равна массе сырья, поступающего в 1 ч на единицу массы катализатора или теплоносителя, находящегося в зоне реакции. Единица измерения этой величины кг/(кг·ч) или ч⁻¹.

Отметим, что величина, обратная объемной ($1/n_v$) или массовой скорости ($1/n_g$), пропорциональна длительности реакции и называется *фиктивным временем реакции* $\tau_ф$. Так, если при неизменных прочих условиях объемная или массовая скорость увеличена в 2 раза, то продолжительность реакции уменьшается также в 2 раза, хотя абсолютное значение длительности реакции в обоих случаях остается неизвестным.

С использованием объемной или массовой скорости объем реакционной зоны определяется по следующим уравнениям:

$$V_р = V_с/n_v = V_с\tau_ф;$$

$$V_р = G_с/n_g\rho_н = G_с\tau_ф/\rho_н, \qquad \text{(XXIII.3)}$$

где $V_с$ – объем исходного сырья, м³/ч; $G_с$ – масса исходного сырья, кг/ч; $\rho_н$ – плотность слоя катализатора (теплоносителя) в реакторе, кг/м³.

Как отмечалось ранее, для сложных химических процессов, отличающихся образованием ряда продуктов реакции, зависимость степени превращения и выходов продуктов реакции для данного сырья x, катализатора и температуры процесса от длительности реагирования представляют в виде кинетических кривых.

В качестве примера на рис. XXIII-2 приведены кинетические кривые для каталитического газойля при конкретных условиях в зависимости от фиктивной длительности реагирования $\tau_ф = 1/n_g$.

В общем случае зависимость константы скорости химической реакции от температуры выражает уравнение Аррениуса:

$$\lg K = -\frac{E}{RT} + \ln C, \qquad \text{(XXIII.4)}$$

где C — постоянная интегрирования; R — универсальная газовая постоянная; T — температура процесса, K; E — энергия активации.

Энергией активации называют избыток энергии реагирующих молекул над средним значением энергии всех молекул реагирующей системы при данной температуре. Значение энергии активации определяется из уравнения (XXIII.4) на основании экспериментально найденной константы скорости реакции при двух температурах.

Чем выше энергия активации, тем меньше скорость химической реакции. При осуществлении химической реакции в присутствии положительного катализатора энергия активации снижается, поэтому скорость реакции увеличивается. Этим и объясняется возможность понижения температуры процесса при осуществлении реакции в присутствии катализатора.

Для ряда нефтехимических процессов значение энергии активации лежит в пределах 60—270 кДж/моль.

Учитывая, что при повышении температуры скорость реакции возрастает, время, необходимое для осуществления реакции, соответственно сокращается. Так, если при температурах t_1 и t_2 константы скорости реакции равны K_1 и K_2, то продолжительность реакции τ_1 и τ_2 при этих температурах обратно пропорциональна константам скорости реакции, т.е.

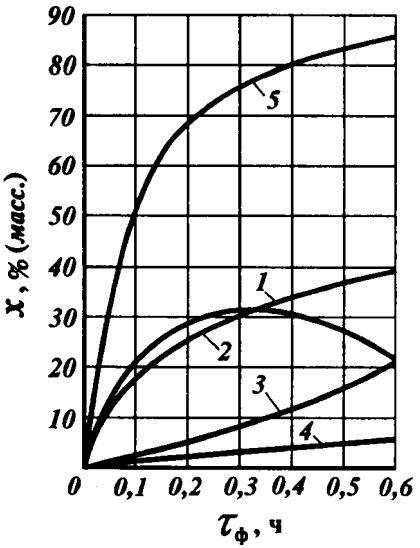


Рис. XXIII-2. Кинетические кривые ступенчато-противоточного каталитического крекинга вакуумного газойля при 475 °С:
1 — бензин; *2* — легкий газойль; *3* — газ; *4* — кокс; *5* — глубина превращения

$$\frac{\tau_2}{\tau_1}=\frac{K_1}{K_2}.$$

Зависимость константы скорости химической реакции от температуры характеризуется также температурным коэффициентом скорости реакции K_t или температурным градиентом скорости реакции Δt. Температурный коэффициент K_t есть отношение констант скорости реакции при двух температурах, отличающихся на 10 °С, т.е. это величина, показывающая, во сколько раз изменяется скорость реакции при изменении температуры на 10 °С. Температурным градиентом скорости реакции Δt называют изменение температуры, необходимое для увеличения скорости реакции в 2 раза.

С использованием температурного коэффициента скорости реакции K_t или температурного градиента Δt взаимосвязь между константами скорости реакции или продолжительностью реагирования при температурах t_1 и t_2 выражается следующими уравнениями:

$$K_2=K_1K_1^{0,1(t_2-t_1)};$$

$$\tau_2=\tau_1K_t^{-0,1(t_2-t_1)}; \qquad \text{(XXIII.5)}$$

$$\tau_2=\tau_1 2^{-\frac{t_2-t_1}{\Delta t}}.$$

Взаимосвязь между температурным коэффициентом скорости реакции K_t и температурным градиентом Δt, соответствующим удвоению скорости реакции, определяется выражением:

$$K_t=2^{\frac{10}{\Delta t}},$$

где K_t — среднее значение температурного коэффициента скорости реакции в интервале температур t_1 и t_2; Δt — температурный градиент; K_1, K_2 — константы скорости реакции при температурах t_1 и t_2; τ_1 и τ_2 — продолжительности реагирования соответственно при этих температурах.

Уравнение (XXIII.5) применимо также и для расчета фиктивной длительности реагирования $\tau_ф$, т.е.

$$\tau_{ф2}=\tau_{ф1}K_t^{-0,1(t_2-t_1)}.$$

Приведенные уравнения позволяют вычислить продолжительность реакции при температуре t_2, если известно это значение продолжительности реакции при температуре t_1.

Взаимосвязь между значениями массовых или объемных скоростей при изменении температуры также можно вычислить с использованием коэффициента скорости реакции по уравнениям

$$n_{g2}=n_{g1}K_t^{0,1(t_2-t_1)};$$

$$n_{v2}=n_{v1}K_t^{0,1(t_2-t_1)}.$$

Приведенные уравнения справедливы для изотермического процесса; при адиабатических или политропических процессах продолжительность

реагирования или массовую (объемную) скорость можно рассчитывать по приведенным выше уравнениям, если температуры t_1 и t_2 соответствуют температурам $t_э$, эквивалентным средней скорости процесса. Для неизотермического процесса температурой $t_э$, эквивалентной средней скорости, является температура, при которой достигается та же скорость процесса, что и в изотермических условиях проведения процесса.

Температура, эквивалентная средней скорости адиабатического процесса,

$$t_{э.а} = t_1 + \frac{10}{\ln K_t} \ln \frac{0{,}1(t_2 - t_1)\ln K_t}{1 - K_t^{-0{,}1(t_2 - t_1)}}.$$

Температура, эквивалентная средней скорости политропического процесса,

$$t_{э.п} = t_1 + \frac{10}{\ln K_t} \ln \frac{K_t^{-0{,}1(t_2 - t_1)} 0{,}1 - 1}{(t_2 - t_1)\ln K_t}.$$

Гетерогенная каталитическая реакция осуществляется в присутствии твердых пористых катализаторов и протекает в несколько стадий: стадии внешней диффузии реагирующих молекул из среды к частице катализатора; внутренней диффузии через поры к поверхности катализатора; адсорбции молекул поверхностью; химической реакции между адсорбированными молекулами; десорбции образующихся продуктов реакции; их диффузии в обратном направлении.

Скорость всего процесса в целом зависит от наиболее медленной стадии реакции, которая и является определяющей. Если определяющей стадией является сам акт химического взаимодействия между реагирующими молекулами, а процесс отвода и подвода компонентов практически не влияет на ее скорость, то такую реакцию называют протекающей в кинетической области. Если определяющей стадией является скорость подвода реагирующих веществ, то реакцию называют протекающей в диффузионной области. Если же скорости как самой реакции, так и процессов диффузии соизмеримы, то скорость всего процесса является функцией кинетических и диффузионных явлений и процесс протекает в переходной области.

Для реакции, протекающей в кинетической области, повышение температуры позволяет значительно увеличить скорость реакции, тогда как для реакции, протекающей в диффузионной области, изменение температуры незначительно влияет на скорость процесса, так как скорость диффузии незначительно изменяется с изменением температуры реакции.

Увеличения скорости реакции, протекающей в диффузионной области, можно достигнуть путем уменьшения гранул катализатора, увеличения размеров поровых каналов катализатора, интенсивным перемешиванием или повышением скорости потока, т.е. осуществлением таких мероприятий, которые способствуют увеличению скорости внутренней и внешней диффузии.

ОСОБЕННОСТИ МАТЕРИАЛЬНОГО БАЛАНСА ХИМИЧЕСКОГО ПРОЦЕССА

При осуществлении химического процесса степень превращения исходного сырья можно регулировать следующими способами:

1) изменением температуры и давления, влияющих на константу равновесия химической реакции;

2) изменением продолжительности реакции;

3) подбором соответствующего катализатора;

4) ведением процесса с рециркуляцией, при которой за однократный пропуск сырья через реакционную зону обеспечивается допустимая степень превращения.

Принципиальная схема процесса с рециркуляцией сырья показана на рис. XXIII-3. Продукты реакции вместе с непрореагированным сырьем выводятся из реакционной зоны, а после их разделения непрореагировавшее сырье возвращается в реакционную зону. В процессе с рециркуляцией допустимая степень превращения соответствует умеренному выходу побочных продуктов реакции (например, кокс при каталитическом крекинге).

Осуществление процесса с рециркуляцией непрореагировавшего сырья позволяет повысить конечный выход целевых продуктов реакции на исходное сырье, но оно связано с дополнительным расходом энергии на отделение продуктов реакции от непрореагировавшего сырья, а также обычно требует или увеличения размеров реактора, или сокращения производительности действующей установки по исходному сырью;

5) изменением концентрации тех или иных компонентов исходного сырья. Так, при алкилировании изобутана или бензола непредельными углеводородами значительное повышение концентрации изобутана (бензола) позволяет осуществить реакцию алкилирования практически полностью, подавляя при этом реакцию полимеризации непредельных углеводородов, которая может одновременно протекать в этих условиях; для реакции алкилирования на 1 моль непредельного углеводорода берется 5—20 молей изобутана или бензола, хотя в реакцию вступает только 1 моль этого компонента. Большой избыток одного из компонентов исходного сырья, целесообразный с точки зрения повышения выхода целевого продукта, связан с необходимостью значительного расхода энергии на его выделение. В этой связи оправданным является ступенчатое осуществление процесса.

Сущность такого процесса и его преимущества поясним на примере трехступенчатого алкилирования изобутана бутиленами.

В этом упрощенном примере для каждой ступени реакции приняты следующие усло-

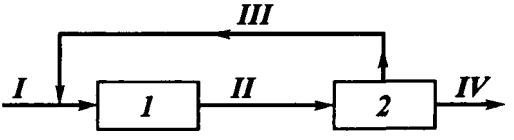


Рис. XXIII-3. Блок-схема процесса с рециркуляцией непрореагировавшего сырья:
1 — реактор; *2* — аппаратура для разделения. Потоки: *I* — исходное сырье; *II* — смесь продуктов реакции с непрореагировавшим сырьем; *III* — рециркулирующий поток непрореагировавшего сырья; *IV* — продукты реакции

вия: соотношение числа молей изобутана к бутиленам 10:1; расход изобутана при образовании алкилата 1 моль на 1 моль бутилена, выход алкилата 1 моль на 1 моль бутилена. Блок-схема потоков для этого примера приведена на рис. XXIII-4. Цифры на линиях потоков соответствуют числам молей.

Согласно этой схеме на первую ступень алкилирования поступает 10 молей изобутана и 1 моль бутиленов, а в результате реакции образуется 1 моль алкилата и остается 9 молей непрореагировавшего изобутана, поэтому для сохранения соотношения изобутан — бутилены, равного 10:1, на вторую ступень подается 0,9 молей бутиленов.

На этой ступени образуется 0,9 молей алкилата, а общее количество алкилата, отходящего со второй ступени, равно 1,9. Аналогичные условия осуществлены и на третьей ступени.

Для наглядности на приведенной схеме потоки алкилата и изобутана условно представлены раздельно; в действительности эти потоки образуют раствор.

Из приведенных на схеме данных следует, что, обеспечивая на каждой ступени требуемое соотношение изобутана к бутиленам 10 : 1 при трех ступенях, в целом по установке получим, что общее число молей бутиленов, вовлеченных в реакцию, составит

$$1 + 0{,}9 + 0{,}8 = 2{,}7,$$

а соотношение изобутан-бутилены

$$10 : 2{,}7 = 3{,}7.$$

При расчете реакционных устройств материальный баланс процесса может быть составлен, если известны уравнения протекающих химических реакций и могут быть обоснованно приняты коэффициенты избытка участвующих в реакции компонентов (реагентов).

Так, например, материальный баланс регенератора установки каталитического крекинга составляется на основе данных по количеству и составу выжигаемого с катализатора кокса, учитывая, что известны реакции горения составных частей кокса (углерод, водород, сера) и коэффициент избытка воздуха. Однако в большинстве случаев при химической переработке нефтяного сырья происходят сложные химические превращения и поэтому материальные балансы надежно могут быть составлены только на основе экспериментальных данных, полученных на промышленных или опытных установках.

Как уже отмечалось ранее, результаты подобных экспериментальных данных применительно к данному сырью и катализатору могут быть представлены в виде кинетических кривых (см. рис. XXIII-2) или эмпирических уравнений.

На основе обобщения данных о работе промышленных установок для некоторых химических процессов переработки нефтяного сырья были

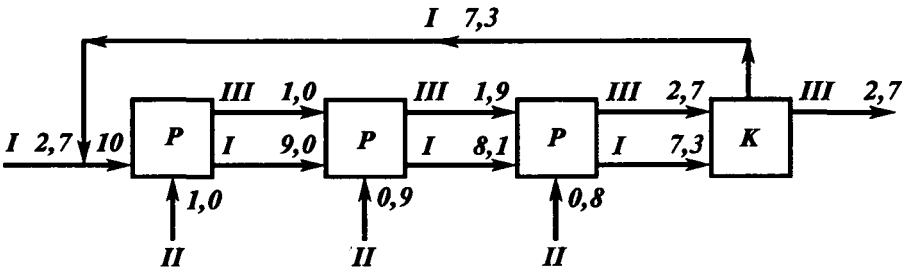


Рис. XXIII-4. Блок-схема потоков для примера трехступенчатого алкилирования изобутана бутиленами:
Р — реакционная зона; *К* — колонна для отделения изобутана от алкилата. Потоки: *I* — изобутан; *II* — бутилены; *III* — алкилат; цифры на потоках соответствуют числам молей

предложены эмпирические уравнения, позволяющие приближенно определять выходы основных продуктов реакции.

Так, для процесса термического крекинга нефтяного сырья С. Н. Обрядчиков и другие авторы предложили уравнения, позволяющие определять выходы бензина и газа в зависимости от плотности исходного сырья и получаемого крекинг-остатка. Подобные уравнения имеются для расчета процесса коксования нефтяного сырья. Для каталитического крекинга дистиллятного сырья на алюмосиликатном катализаторе Б. И. Бондаренко предложил эмпирические зависимости, позволяющие в первом приближении определять выходы сухого газа, бутан-бутиленовой фракции, автомобильного бензина и кокса, в зависимости от степени превращения.

ГЛАВА XXIV РЕАКЦИОННЫЕ АППАРАТЫ

ОСНОВНЫЕ ТИПЫ РЕАКЦИОННЫХ АППАРАТОВ

Выбор типа реактора для осуществления данного химического процесса зависит от многих факторов, из которых важнейшими являются: необходимость использования катализатора, его свойства и расход; термодинамические особенности процесса — адиабатические, изотермические или политропические условия проведения химической реакции; методы теплообмена, используемые для обеспечения заданного температурного режима в зоне реакции; свойства используемых теплоагентов; периодическое или непрерывное осуществление процесса.

Простейшим типом реактора является пустотелый цилиндрический аппарат, в котором реакция протекает в адиабатических условиях без использования катализатора или с небольшим его количеством, поступающим в реактор вместе с исходным сырьем в виде суспензии, эмульсии или в газовой фазе. Такие реакционные аппараты используются для химических процессов, при осуществлении которых допустимо изменение (повышение или понижение) температуры в зоне реакции, обусловливаемое тепловым эффектом реакции (изотермической или эндотермической), без теплообмена с внешней средой (потерями тепла пренебрегаем). Подобные условия имеют место при малом тепловом эффекте реакции и при сравнительно небольшой глубине превращения, когда температура также мало изменяется или когда наблюдаемое изменение температуры не приводит к значительному изменению скорости основной реакции и усилению побочных нежелательных реакций.

В некоторых случаях небольшое изменение температуры в адиабатическом реакторе достигается подачей вместе с сырьем инертного (не участвующего в реакции) вещества (теплоагента), которое поглощает (при экзотермической реакции) или компенсирует (при эндотермической реакции) часть теплового эффекта реакции. Примером адиабатического реактора

является выносная реакционная камера термического крекинга, куда непрерывно поступает исходное сырье, нагретое в трубчатой печи до 470—500 °С. Объем камеры выбирается с таким расчетом, чтобы паровая и жидкая части потока находились в аппарате в зоне высоких температур в течение отрезка времени, необходимого для достижения требуемой глубины крекинга. Вследствие эндотермического эффекта реакции крекинга температура в реакционной камере понижается. Глубина крекинга может регулироваться изменением как температуры поступающего в реактор продукта, так и давления в камере; при изменении давления меняется объем паровой фазы, а следовательно, и продолжительность пребывания ее в зоне реакции. При крекинге отлагающийся в камере кокс периодически (один раз в 1—2 месяца) удаляется.

Реактор такого же типа используется в процессах коксования; в этом случае глубина крекинга высокая и кокс заполняет камеру примерно в течение суток, а затем его извлекают механическим разбуриванием или при помощи гидравлических резаков. Для обеспечения непрерывности работы установки обычно сооружают две камеры, попеременно переключаемые на поток сырья и резку и выгрузку кокса.

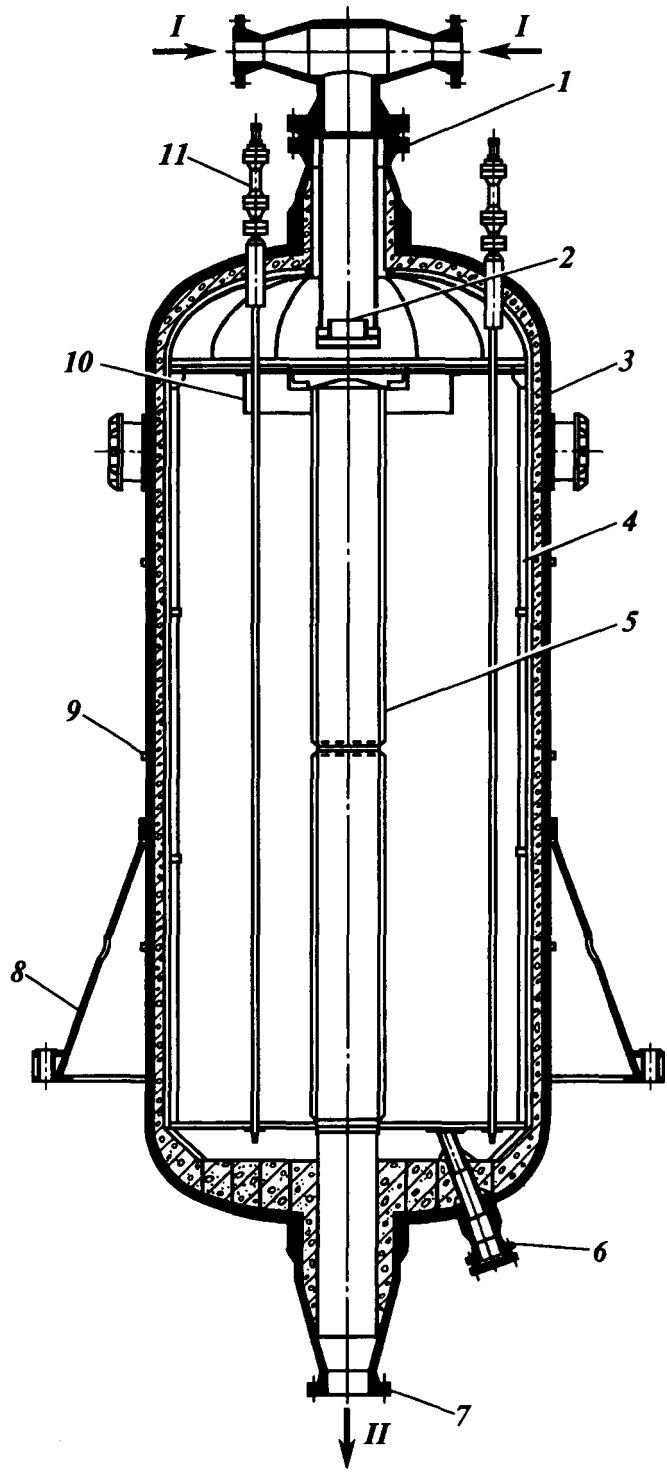
Примером пустотелого реактора, где катализатор используется в виде суспензии, является реактор для жидкофазной гидрогенизации под давлением до 70 МПа и температуре 480 °С; сырьем такого процесса является либо угольная паста — смесь измельченного угля с жидкими продуктами гидрогенизации, либо нефтяные остатки; катализатор в виде порошка предварительно смешивают с частью исходного сырья для получения концентрированной суспензии, которую затем уже смешивают с основной частью сырья. В реакторах этого типа через штуцеры, расположенные в стенках аппарата, предусматривается подача охлаждающего водорода, что и предотвращает повышение температуры, обусловленное экзотермическим эффектом реакции гидрогенизации.

Широко применяются в промышленности адиабатические реакторы для каталитических процессов, выполненные в виде цилиндрических аппаратов и заполненных стационарным слоем гранулированного катализатора, работающие сравнительно длительный отрезок времени без регенерации или вообще не подлежащие регенерации. В этих аппаратах катализатор располагается либо в виде одного слоя по всей рабочей высоте реактора, либо в виде отдельных слоев, размещаемых на перфорированных опорных решетках, через которые свободно проходят пары сырья и не просыпается катализатор. Послойное расположение катализатора осуществляют в тех случаях, когда катализатор не обладает высокой механической прочностью. При большой высоте слоя катализатор может раздавливаться и уплотняться, что приводит к повышенному сопротивлению потока сырья и неравномерности его распределения по сечению аппарата.

Такие реакторы различают также и по способу распределения и направлению движения сырья: с радиальным движением сырья (рис. XXIV-1) или с аксиальным (рис. XXIV-2). Реакторы с радиальным движением сырья применяют в случаях, когда среда находится только в жидком или парогазовом состоянии. Радиальное движение обеспечивает меньшие потери напора потоку сырья.

Для возможности ведения химического процесса в адиабатических условиях используют также ступенчатое регулирование температурного режима в реакторе. В этом случае весь реакционный объем, необходимый

Рис. XXIV-1. Реактор каталитического риформинга с радиальным движением сырья:
1 — штуцер ввода сырья; *2* — распределитель сырья; *3* — корпус; *4* — короба; *5* — сборник продуктов реакции; *6* — штуцер выгрузки катализатора; *7* — штуцер вывода продуктов реакции; *8* — опора; *9* — муфта для термопары; *10* — цилиндрический стакан; *11* — многозонная термопара. Потоки: *I* — сырье; *II* — продукты реакции



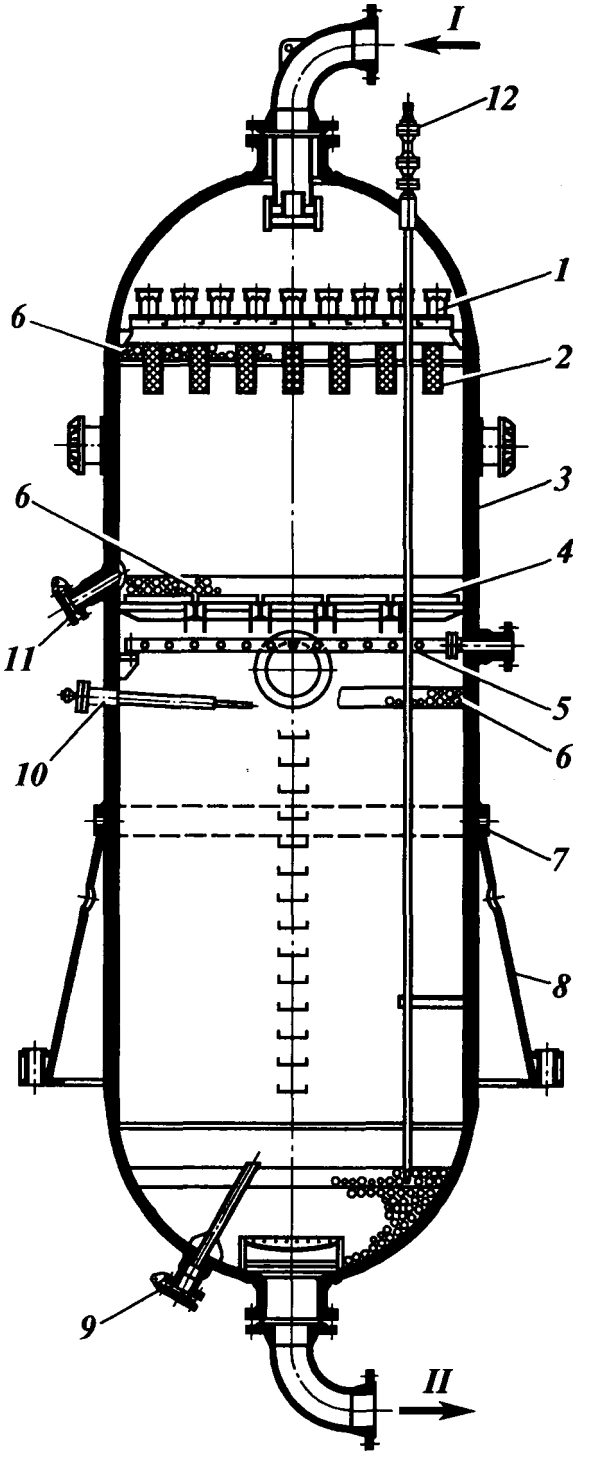


Рис. XXIV-2. Реактор гидроочистки дизельного топлива с аксиальным движением сырья:
1 — распределительная тарелка; *2* — фильтрующее устройство; *3* — корпус; *4* — решетка колосниковая; *5* — коллектор для ввода пара; *6* — фарфоровые шары; *7* — опорное кольцо; *8* — опора; *9, 11* — штуцер для выгрузки катализатора; *10, 12* — термопары. Потоки: *I* — сырье; *II* — продукты реакции

для завершения реакции с заданной глубиной превращения, разбивают на несколько последовательно соединенных адиабатических реакторов. На потоке при переходе из одного реактора в другой устанавливают теплообменную поверхность, через которую подводят или отводят тепло для обеспечения необходимого температурного режима в последующем реакторе. Допустимое изменение температуры в каждом реакторе достигается ограничением степени превращения, в частности, за счет изменения объема катализатора.

Подобные реакционные аппараты со ступенчатым регулированием температуры широко используют на установках каталитического риформинга. Обычно на таких установках сооружают три последовательно соединенных реактора, причем поток после первого и второго реакторов поступает в трубчатую печь, где ему дополнительно сообщается тепло, компенсирующее потери эндотермической реакции.

Реактор каталитического риформинга по своему технологическому оформлению должен удовлетворять ряду требований — обеспечивать заданную производительность установки по сырью, иметь необходимый реакционный объем, создавать требуемую для риформирования поверхность контакта взаимодействующих фаз, поддерживать необходимый теплообмен в процессе и уровень активности катализатора. Кроме того, должен обладать минимальным гидравлическим сопротивлением и обеспечивать равномерное распределение газосырьевого потока по всему реакционному объему. Уменьшение сопротивления потоку позволяет снизить рабочее давление в реакторе, что в свою очередь ведет к уменьшению толщины его стенки и, следовательно, к снижению металлоемкости всего реактора. Неоднородность распределения потока влияет на производительность реактора, приводит к неравномерности отложения кокса на катализаторе.

Реактор каталитического риформинга с радиальным движением сырья (см. рис. XXIV-1) имеет корпус *3*, выполненный с эллиптическими днищами и изолированный изнутри слоем торкретбетона толщиной 100 мм. По периферии реактора размещены 60 вертикальных коробов *4*, стенки которых, обращенные к катализатору, перфорированы.

По оси аппарата установлен сборник вывода продуктов реакции *5*, выполненный в виде перфорированной трубы. На трубе снаружи укреплен слой крупной и мелкой сеток, предотвращающий унос катализатора в сборную трубу. Сырье вводится сверху через распределитель *2*, поступает в перфорированные короба, а затем, пройдя в радиальном направлении через слой катализатора, собирается в сборнике *5* и выводится через штуцер *7* снизу аппарата.

В верхней части слоя катализатора имеется цилиндрический стакан *10*, который при оседании слоя катализатора во время эксплуатации аппарата остается погруженным в слой катализатора и предотвращает проход среды над слоем катализатора. Для выгрузки катализатора при его смене на нижнем днище предусмотрен наклонный штуцер *6*.

Для контроля за температурой внутри реактора установлены три многозонные термопары *11*. Предусмотрен контроль за температурой стенки корпуса снаружи термопарами, для чего к корпусу приварены муфты *9*.

Осмотр и монтаж внутренних устройств аппарата и загрузку катализатора выполняют через верхний штуцер ввода сырья *1* диаметром 800 мм.

Реактор гидроочистки дизельного топлива с аксиальным движением сырья (см. рис. XXIV-2) имеет корпус *3*, изолированный снаружи. В

реакторе размещены два слоя катализатора, через которые сверху вниз проходит сырье. Каждый слой катализатора защищен от динамического воздействия потока среды слоем фарфоровых шаров *6*.

В верхней части реактора установлена распределительная тарелка *1* с патрубками, под которой размещено фильтрующее устройство *2*, состоящее из цилиндрических корзин, погруженных в слой катализатора. Корзины сварены из прутка и обтянуты сбоку и снизу сеткой. Сверху корзины открыты. В корзинах и верхней части слоя катализатора задерживаются продукты коррозии и механические примеси.

Верхний слой катализатора поддерживается колосниковой решеткой *4*, на которой уложены два слоя сетки и слой фарфоровых шаров. В пространстве между верхним и нижним слоями катализатора находится коллектор *5* для ввода пара.

В нижней части реактора размещен слой фарфоровых шаров, служащих опорой для нижнего слоя катализатора и обеспечивающий равномерный вывод продуктов реакции из аппарата. В верхнем днище имеются три штуцера для установки многозонных термопар *12*, контролирующих температурное поле в слое катализатора, кроме того, предусмотрена термопара в средней части реактора.

Катализатор выгружается из верхнего слоя через штуцер *11* в стенке аппарата, из нижнего слоя через дренажную трубу и штуцер в нижнем днище *9*. В стенке реактора между верхним и нижним слоями катализатора установлен люк. В нижней части имеются скобы для удобства обслуживания и ремонта.

Для аппаратов со стационарным слоем катализатора разработаны специальные энергосберегающие катализаторы, совмещающие функции катализатора и массообменной насадки. Применение таких катализаторов в реакторах позволяет снизить гидравлическое сопротивление насыпного слоя и энергозатраты при прохождении потока через слой, интенсифицировать тепло- и массообмен, повысить степень использования объема гранулы и увеличить срок эксплуатации катализатора. На рис. XXIV-3 показаны формы энергосберегающих катализаторов, выпускаемых ОАО "Рязанский НПЗ". Гранулы катализатора имеют форму цилиндров, одно- и многоканальных трубок, колец, звезд, размер гранул изменяется от 2,0 до 6,5. Энергосберегающие формованные катализаторы обладают высокой механической прочностью, что позволяет использовать в процессе его пневмотранспортные загрузку и выгрузку.

В "Ярсинтезе" для реакционно-ректификационных аппаратов при производстве метил-трет-бутилового эфира разработаны сульфоионитные катализаторы в форме цилиндров или колец размером 5—20 мм, позволяющие по сравнению с обычными катализаторами с размерами частиц до 0,5 мм в 10—20 раз увеличить линейные скорости потоков в слое.

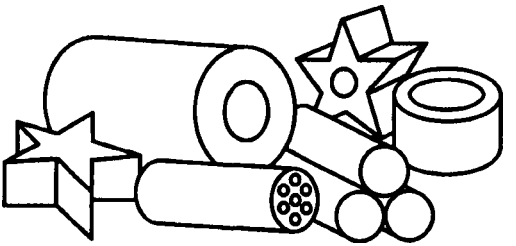


Рис. XXIV-3. Форма гранул энергосберегающего катализатора, выпускаемого ОАО "Рязанский НПЗ"

В промышленной практике также применяются пустотелые цилиндрические или змеевиковые реакционные аппараты с поверхностным теплообменом, характеризующиеся политропическими условиями ведения процесса. В качестве примера использования такого типа реакторов можно привести реактор для полимеризации этилена под высоким давлением. Тепло реакции из аппарата отводится испаряющейся водой в пароводяной рубашке, расположенной на боковой поверхности реактора. Для выравнивания температуры в реакторе и лучшего теплообмена с его внутренней поверхностью в аппарате размещают перемешивающее устройство.

В качестве реакторов процессов термического крекинга и пиролиза используются змеевики, размещаемые в трубчатых печах. В этом случае эндотермическое тепло реакции в аппарате компенсируется подводом тепла от дымовых газов через поверхность змеевика печных труб. Для осуществления пиролиза жидкого и газообразного нефтяного сырья используются многопоточные печи с жаропрочными трубами, позволяющими вести процесс при температуре 750–850 °С.

К аппаратам политропического типа относятся реакторы, выполненные в виде кожухотрубчатых теплообменных аппаратов, у которых обычно трубное пространство заполнено гранулированным катализатором и является таким образом реакционным объемом, а через межтрубное пространство пропускается агент, осуществляющий теплообмен через поверхность трубок. Такое конструктивное оформление реактора позволяет иметь сравнительно развитую поверхность теплообмена и небольшой толщины в направлении потока тепла слой катализатора, а следовательно, и сравнительно небольшое различие температур в слое катализатора. Последнее обстоятельство является особенно важным для реакций, которые эффективно протекают только в узких температурных пределах.

В аппаратах, где реакции экзотермические и температурный режим относительно невысок, отвод тепла зачастую осуществляют водой, испаряющейся в межтрубном пространстве. Использование испаряющейся воды в качестве теплоагента позволяет иметь заданную температуру в любой части теплообменной поверхности, изменяя давление испаряющейся воды, можно регулировать температурный режим процесса. При изменении давления в межтрубном пространстве изменяется температура кипения воды, разность температур между теплообменивающимися средами, а следовательно, и теплосъем.

К реакторам политропического типа относятся также аппараты, конструктивно оформленные по аналогии с теплообменниками типа «труба в трубе»: во внутренней трубе размещается катализатор, а через кольцевое пространство пропускается теплоагент.

Для осуществления химической реакции в изотермических условиях необходимо в аппарате обеспечить интенсивное перемешивание и высокоэффективный теплообмен. В реакторах для таких процессов обычно используют псевдоожиженные слои катализатора или теплоносителя, применяют различные смесительные устройства (мешалки) и т.п.

В качестве примера реактора с изотермическими условиями рассмотрим аппараты, применяемые для процесса алкилирования изобутана бутиленами с целью получения высокооктанового компонента бензина-алкилата (изооктана). Реакция в аппарате осуществляется в жидкой фазе при

температуре 5—10 °С с использованием в качестве катализатора 95—98%-ной серной кислоты. Концентрация кислоты в реакционной смеси в зоне реакции составляет около 50 % (объемн.) при расходе катализатора, равном 10—15 % массы продуктов алкилирования. С понижением ее концентрации кислота срабатывается вследствие поглощения ею некоторых органических соединений и воды, растворенной в исходном сырье. Для подавления реакции полимеризации бутиленов в зоне реакции обеспечивается значительный избыток циркулирующего изобутана.

На рис. XXIV-4 изображен горизонтальный реактор (контактор) сернокислотного алкилирования. Исходное сырье и кислота подаются в зону наиболее интенсивного смешения на вход пропеллерной мешалки *5*. Далее смесь сырья и кислоты поступает в кольцевое пространство между корпусом *1* и циркуляционной трубой *2*, циркулируя по замкнутому контуру в трубчатом пучке, как это показано стрелками на рисунке. Для отвода тепла, выделяющегося при экзотермической реакции, внутри циркуляционной трубы размещается развитая поверхность теплообмена с U-образными теплообменными трубками *4*. Охлаждающим агентом являются освобожденные от кислоты испаряющиеся продукты реакции. Подобные контакторы выполняются также и в виде вертикальных аппаратов с теплообменной поверхностью, выполненной из двойных трубок (свечи Фильда). Хладагентом в этом случае служит испаряющийся аммиак или пропан.

Для алкилирования изобутана бутиленами применяют также каскадный реактор (рис. XXIV-5), особенностью которого является отвод тепла за счет частичного испарения углеводородной фазы (в основном изобутана). В аппарате реакционная зона разделена *L*-образными перегородками *3* на ряд последовательно соединенных секций (см. рис. XXIV-5, пять секций). В каждую секцию вмонтирован цилиндрический контактор с пропеллерным насосом *2*. Циркулирующий изобутан вместе с серной кислотой поступает в головную часть аппарата *4* и проходит последовательно все секции, образуя основной поток. Охлаждение в аппарате осуществляется испарением части углеводородов. Пары углеводородов отводят сверху, затем после компрессии и охлаждения их подают в головную часть аппарата, где, смешиваясь с основным циркулирующим потоком, снижают температуру потока до его рабочей температуры.

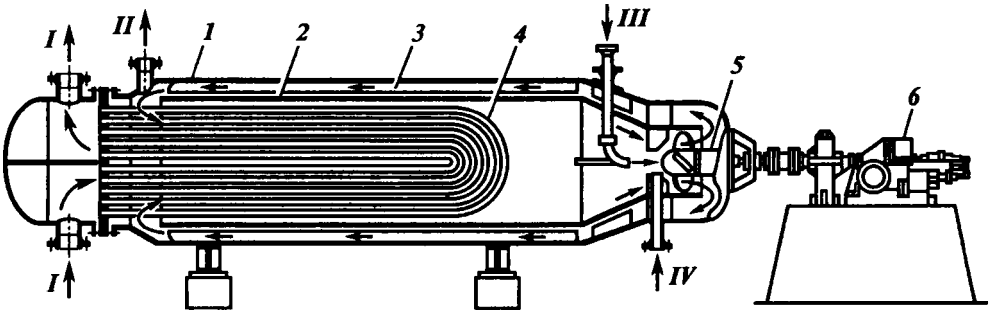


Рис. XXIV-4. Горизонтальный реактор алкилирования с турбосмесителем:
1 — корпус; *2* — циркуляционная труба; *3* — отражательные перегородки; *4* — трубчатый пучок; *5* — пропеллерная мешалка; *6* — привод. Потоки: *I* — хладагент; *II* — продукты реакции; *III* — кислота; *IV* — сырье

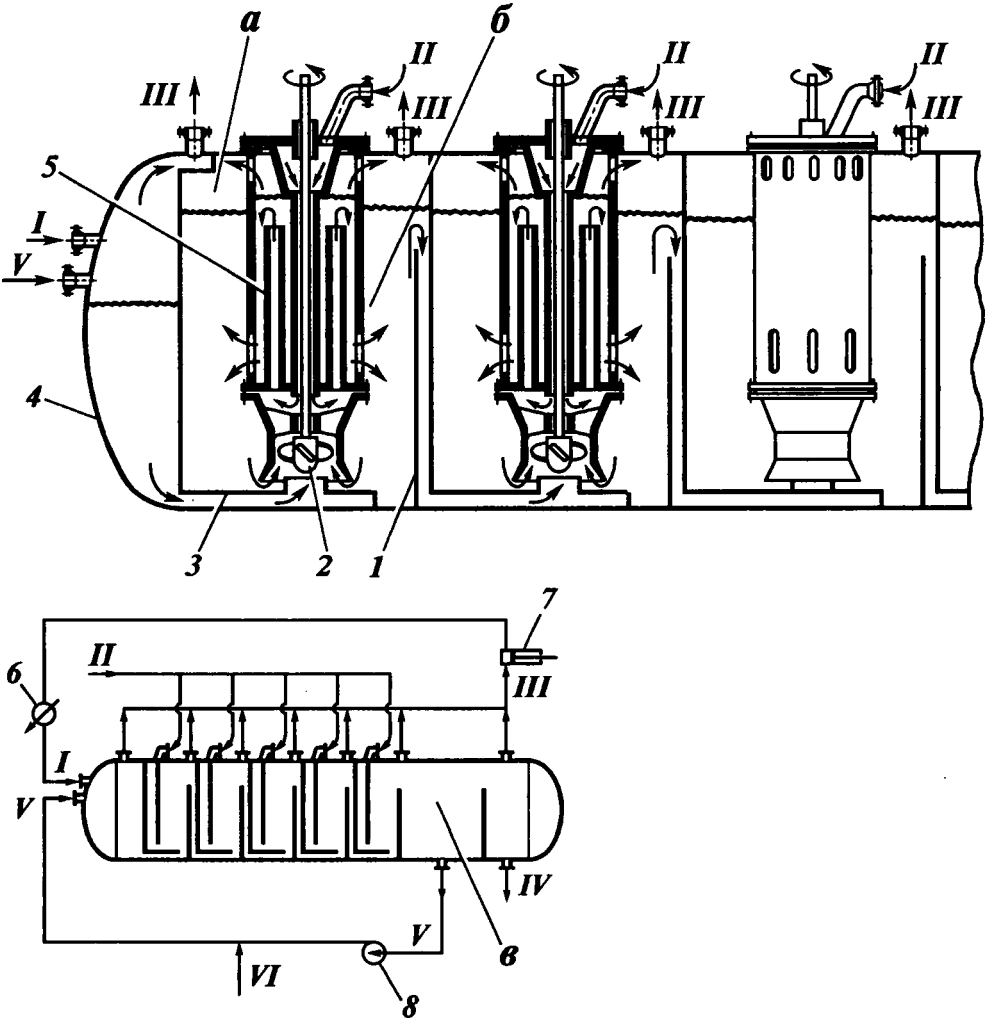


Рис. XXIV-5. Схема каскадного реактора сернокислотного алкилирования:
1 — сливная перегородка; *2* — пропеллерный насос; *3* — *L*-образная перегородка; *4* — головная часть аппарата; *5* — реакционные трубы *6* — конденсатор паров изобутана; *7* — компрессор для испаряющегося изобутана; *8* — насос; *а* — сепарационная зона; *б* и *в* — отстойные зоны. Потоки: *I* — охлаждающий изобутан; *II* — сырье; *III* — пары изобутана; *IV* — продукты алкилирования; *V* — смесь циркулирующего изобутана и серной кислоты; *VI* — свежая серная кислота

Сырье — смесь бутиленов с изобутаном подводится параллельными потоками к каждому контактору. Здесь оно смешивается с основным циркулирующим потоком и через реакционные трубы *5* направляется в сепарационную зону *а*, где от потока отделяются пары. Далее поток поступает в отстойную зону *б*, в которой он делится на две части. Сверху отстойной зоны легкая фаза с высоким содержанием углеводородов, переливаясь через перегородку *1*, направляется в следующую ступень к пропеллерному насосу. Снизу отстойной зоны тяжелая фаза с высоким содержанием сер-

ной кислоты направляется вновь к насосу этой же секции для смешения с сырьем.

Из последней секции поток попадает в отстойную зону *в*, предназначенную для отделения продуктов алкилирования от более тяжелого потока избыточного изобутана и серной кислоты.

При такой конструкции аппарата не требуется использование специальной системы охлаждения с трубчатыми холодильниками.

В нефтехимической промышленности широкое применение получили сменно-циклические реакционные процессы с твердым катализатором, который одновременно используется и в качестве теплоносителя.

Особенностью этих процессов (примером может служить каталитический крекинг) являются сравнительно быстрое отравление катализатора из-за отложений на его поверхности кокса и необходимость периодической регенерации катализатора путем выжига кокса. Проведение химической реакции и регенерации катализатора может быть осуществлено в одном и том же периодически переключающемся аппарате или в двух различных аппаратах — реакторе и регенераторе. В первом случае катализатор неподвижен, а для обеспечения непрерывности работы установки сооружается два или большее число аппаратов. В то время, как один аппарат используется как реактор, в другом осуществляется регенерация катализатора; затем аппараты взаимно переключаются. Во втором случае катализатор непрерывно перемещается из реактора, где осуществляется нефтехимический процесс, в регенератор, где с катализатора выжигается кокс. После регенерации катализатор поступает в реактор. В процессе регенерации температура катализатора повышается, он аккумулирует часть выделившегося тепла, которое в дальнейшем целиком или частично используется на осуществление эндотермической реакции, что приводит к понижению температуры катализатора. В этом случае катализатор одновременно используется и как теплоноситель. В процессе регенерации выделяется значительное количество тепла, часть которого отводится и используется, например, для получения водяного пара.

Реакторные блоки каталитических процессов с движущимся катализатором, включающие реактор, регенератор и систему транспорта катализатора, по взаимному расположению аппаратов и схемам циркуляции катализатора подразделяются на установки с одно- (рис. XXIV-6, *а*) и двукратным (рис. XXIV-6, *б*) подъемом катализатора.

На установках каталитического риформинга с движущимся слоем катализатора при расположении реакторов в один ряд применяют также схемы с многократным подъемом катализатора на верх каждого реактора.

Для схем с однократным подъемом катализатора используются два варианта — реактор располагают над регенератором или регенератор над реактором. При прочих равных условиях схемы с однократным подъемом катализатора отличаются большей высотой установки. Так, для установки каталитического крекинга с гранулированным катализатором высота реакторного блока при двукратном подъеме составляет 60—70 м, а при однократном 80—100 м.

На рис. XXIV-7 приведена схема реакторного блока установки платформинга фирмы «ЮОП» с движущимся катализатором и двукратным его подъемом. Реакторный блок установки состоит из четырех последовательно соединенных реакторов с радиальным движением газосырьевой смеси. Реакторы установлены соосно друг над другом, образуя единую конструк-

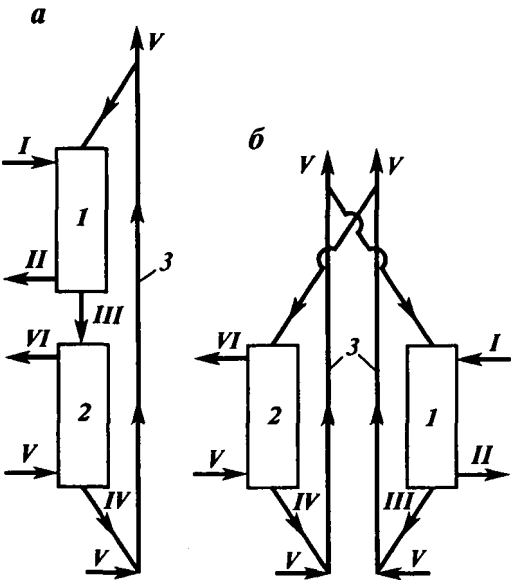


Рис. XXIV-6. Схемы реакторных блоков с одно- (*а*) и двукратным (*б*) подъемом катализатора:
1 — реактор; *2* — регенератор; *3* — пневмоподъемник. Потоки: *I* — сырье; *II* — продукты реакции; *III* — закоксованный катализатор; *IV* — регенерированный катализатор; *V* — воздух; *VI* — газы регенерации

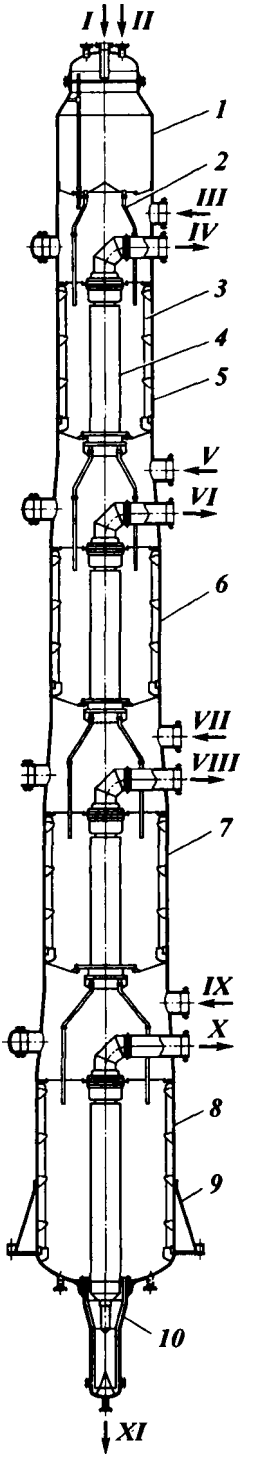


Рис. XXIV-7. Схема реактора каталитического риформинга с движущимся катализатором фирмы «ЮОП»:
1 — бункер для катализатора; *2* — переточные трубы; *3* — короба; *4* — сборник продуктов реакции; *5* — реактор первой ступени; *6* — реактор второй ступени; *7* — реактор третьей ступени; *8* — реактор четвертой ступени; *9* — опора; *10* — устройство вывода катализатора. Потоки: *I* — регенерированный катализатор; *II* — рециркулирующий газ; *III* — сырье; *IV* — продукты риформинга после реактора первой ступени; *V* — продукты риформинга реактора первой ступени после нагрева в печи; *VI* — продукты риформинга после реактора второй ступени; *VII* — продукты риформинга реактора второй ступени после нагрева в печи; *VIII* — продукты риформинга после реактора третьей ступени; *IX* — продукты риформинга реактора третьей ступени после нагрева в печи; *X* — продукты риформинга после реактора четвертой ступени; *XI* — закоксованный катализатор

цию, и связаны между собой системой переточных труб. Над верхним реактором первой ступени размещен бункер для регенерированного катализатора.

Газосырьевая смесь, пройдя систему теплообменников и первую секцию печи нагрева сырья, поступает в реактор первой ступени, затем последовательно проходит через соответствующие секции печи и блок реакторов второй, третьей и четвертой ступеней. Продукты платформинга из реактора четвертой ступени поступают в сепаратор, где выделяется водородсодержащий газ, а платформат направляется далее на стабилизацию.

Шариковый катализатор диаметром 1,6 мм по системе переточных труб свободно перетекает под действием силы тяжести из бункера в реактор первой ступени, а затем в реакторы второй, третьей и четвертой ступеней. Из нижнего реактора четвертой ступени через систему затворов с шаровыми клапанами катализатор поступает в питатель пневмотранспорта и азотом подается в бункер-накопитель регенератора.

Регенератор представляет собой аппарат с радиальным потоком реакционных газов, разделенный гидравлически на три зоны. В верхней зоне при мольном содержании кислорода не менее 1 % происходит выжиг кокса, в средней при содержании кислорода 10—20 % и подаче хлорорганических соединений — окислительное хлорирование катализатора. В нижней зоне катализатор дополнительно прокаливается в потоке сухого воздуха. Катализатор под действием силы тяжести проходит все зоны. Из регенератора через систему затворов катализатор поступает в питатель пневмотранспорта и водородсодержащим газом подается в бункер, расположенный над реактором первой ступени.

Таким образом без остановки системы или выключения одного из реакторов на регенерацию катализатора осуществляется непрерывный процесс платформинга. Возможность постоянно поддерживать свойства регенерированного катализатора на уровне, близком к свойствам свежего катализатора, позволяет проводить процесс платформинга под невысоким давлением и снизить кратность циркуляции газа.

Пневмотранспорт катализатора осуществляют в разбавленной или плотной фазе. Принципиальные схемы реакторных блоков с различной концентрацией частиц в пневмостволе при двукратном подъеме пылевидного катализатора показаны на рис. XXIV-8.

Пневмотранспорт в разбавленной фазе (см. рис. XXIV-8, *а*) характеризуется сравнительно невысокой концентрацией катализатора в подъемном стояке (порядка 25—35 кг/м^3) и высокой порозностью ($\varepsilon \geq 0{,}97$). Скорость газового потока в подъемном стояке составляет 7—10 м/с, количество циркулирующего в системе катализатора регулируется при помощи задвижек-шиберов, установленных в нижней части стояков.

Транспорт катализатора в плотной фазе (см. рис. XXIV-8, *б*) характеризуется высокой концентрацией катализатора: около 200—350 кг/м^3 в подъемном стояке (порозность $\varepsilon = 0{,}7-0{,}85$) и 550—700 кг/м^3 в спускном стояке. При таком способе транспорта перемещение катализатора обусловливается различием плотностей катализатора в нисходящей и восходящей ветвях; в каждой ветви высота столба слоя катализатора учитывается не только в трубопроводе, но и в аппарате. Количество циркулирующего катализатора регулируется изменением плотности катализатора в подъемных стояках, обеспечиваемым изменением количества водяного пара или воздуха, подаваемого в стояки. Скорость потока в подъемном стояке составляет примерно 1,5—3,0 м/с.

Широкое распространение в промышленности получили две основные системы каталитического крекинга с движущимся катализатором в зависимости от размера твердых частиц.

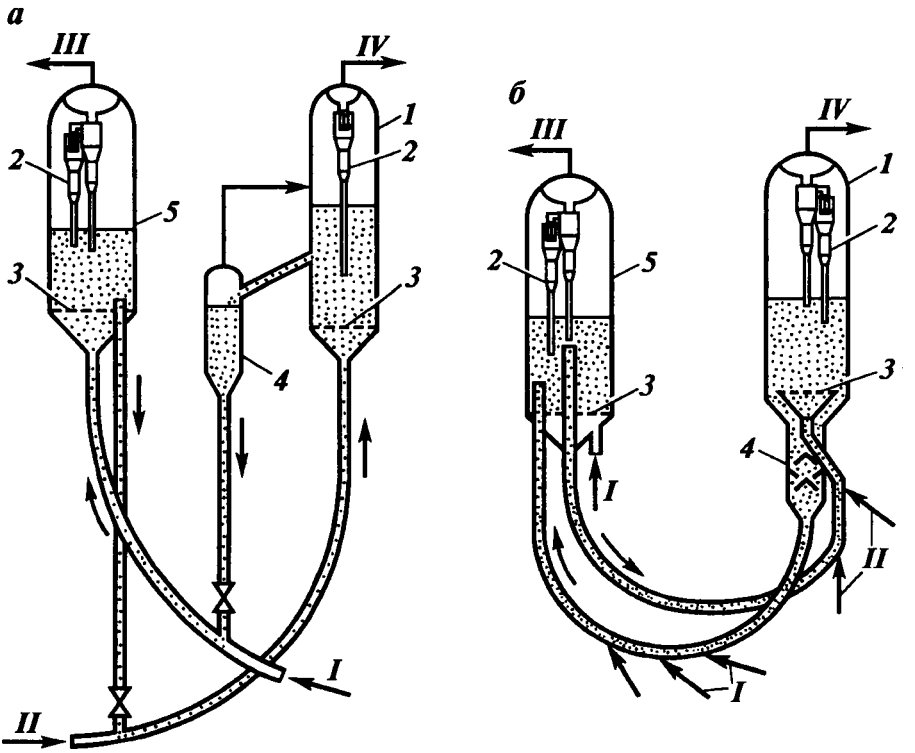


Рис. XXIV-8. Схемы пневмотранспорта пылевидного катализатора в разбавленной (*а*) и плотной (*б*) фазах:
1 — реактор; *2* — циклоны; *3* — распределительная решетка; *4* — отпарная секция; *5* — регенератор. Потоки: *I* — воздух; *II* — сырье; *III* — дымовые газы; *IV* — продукты крекинга

В системах, использующих гранулированный, в основном шариковый катализатор (размеры гранул 3—5 мм), процесс осуществляется в аппаратах шахтного типа, через которые сплошным потоком по всему сечению аппарата в направлении сверху вниз движется катализатор; в противотоке или прямотоке с ним движутся контактирующие с ним пары или газы.

В системах с мелкозернистым (частицы до 1 мм) или пылевидным (частицы 20—150 мкм) катализатором контактирование его с парогазовым потоком осуществляется в псевдоожиженном («кипящем») слое. Широкое внедрение в каталитические процессы высокоэффективных цеолитсодержащих микросферических катализаторов позволило при разработке реакторных блоков установок каталитического крекинга перейти от реакторов с псевдоожиженным слоем катализатора к созданию прямоточных лифт-реакторов с восходящим потоком катализаторной взвеси.

Эти системы каталитического крекинга различаются по способу транспорта катализатора, взаимному расположению реактора и регенератора, методам осуществления секционирования, а также конструктивному оформлению внутренних узлов аппарата — выравнивающих устройств (предназначены для обеспечения равномерного по сечению аппарата движения катализатора), газораспределительных и газосборных устройств, распределителей катализатора, отпарных секций и др.

Коксование нефтяных остатков также может осуществляться либо в реакторах шахтного типа на циркулирующем в системе гранулированном коксе-теплоносителе (частицы диаметром 5—10 мм), либо в реакторах с «кипящим» слоем мелкозернистого кокса-теплоносителя (частицы диаметром 0,1—0,4 мм). Реакторные блоки таких коксовых установок аналогичны установкам каталитического крекинга, с той разницей, что вместо регенератора установлен коксонагреватель, где циркулирующий кокс-теплоноситель нагревается за счет сжигания части кокса, образующегося в процессе; избыточный кокс выводится из системы в качестве одного из конечных продуктов. Все тепло, необходимое для нагрева сырья и проведения реакции коксования, сообщается коксом-теплоносителем, который получает это тепло в коксонагревателе.

При коксовании в «кипящем» слое псевдоожижающим и транспортирующим агентом в реакторе является водяной пар, а в коксонагревателе — воздух.

Расположение реактора и регенератора установок каталитического крекинга, используемые метод и система транспорта катализатора, а также давление в обоих аппаратах являются взаимосвязанными факторами. В зависимости от расположения реактора и регенератора, организации между ними транспорта катализатора реакторно-регенераторные блоки различают:

с параллельным разновысотным расположением реактора и регенератора и напорным транспортом катализатора в разбавленной фазе (установки I-A, I-A/ I-M, Г43-107, фирмы «ЮОП» и «Тексако дивелопмент»);

с параллельным равновысотным расположением реактора и регенератора и транспортом катализатора в плотной фазе в U-образных катализаторопроводах (установки 43-103, фирмы «Стоун энд Вебстер инжиниринг»);

с соосным расположением реактора над регенератором или регенератора над реактором и напорным транспортом катализатора (установки ГК-3, фирмы «Келлог», «Эйр Продактс энд кемиклз», «Экссон рисерч энд инжиниринг»).

Размещение регенератора выше уровня реактора позволяет иметь в нем более низкое давление, достаточное для обеспечения перетока регенерированного катализатора в реактор. При таком размещении аппаратов снижаются энергетические затраты при эксплуатации установки, но увеличиваются капитальные затраты при ее сооружении.

При соосном расположении аппаратов упрощается система пневмотранспорта закоксованного и регенерированного катализаторов, устраняются изгибы и повороты катализаторопроводов, уменьшается их абразивный износ.

Что касается конструктивного оформления реакторного блока, то при выборе того или иного типа реактора определяющим параметром является обеспечение требуемой глубины крекинга («глубины превращения сырья», «степени конверсии»).

В промышленной практике находят применение реакторы нескольких типов: реакторы с «кипящим» слоем катализатора (одноступенчатые, ступенчато-противоточные, с секционирующими вставками) и лифт-реакторы с разбавленной фазой катализатора в транспортной линии.

Аппарат с псевдоожиженным слоем катализатора (реактор, регенератор) имеет следующие основные части и зоны.

Распределительное устройство для ввода в слой смеси катализатора и паров сырья для реактора или воздуха для регенератора. Это устройство должно обеспечить равномерное псевдоожижение слоя без значительного образования пузырей. Над таким устройством находится псевдоожиженный слой катализатора. Для этих же целей служат газораспределительные решетки провального и непровального типов (см. рис. XVIII-8).

Реакционная или рабочая зона — псевдоожиженный слой катализатора, в котором осуществляется крекинг сырья (в реакторе) или выжиг кокса (в регенераторе).

Отстойная или сепарационная зона, расположенная над слоем катализатора. В этой зоне от потока паров отделяются наиболее крупные частицы катализатора, вынесенные из слоя и возвращаемые обратно в слой. Вынесенные из слоя более мелкие частицы, скорость витания которых равна или меньше скорости паров над слоем, уносятся потоком паров в циклоны.

Одно- или двухступенчатые циклоны, расположенные в верхней части отстойной зоны. Уловленный циклонами катализатор через соответствующие спускные стояки возвращается в слой.

Отпарная секция, в которой катализатор обрабатывается водяным паром с целью десорбции с его поверхности углеводородов (в реакторе) или продуктов сгорания (в регенераторе).

Водяной пар, введенный в отпарную секцию, вытесняет углеводородные пары или газы из свободного объема между частицами катализатора, предотвращая тем самым их взаимное проникновение.

Отпарные секции конструктивно выполняются по-разному. На рис. XXIV-9 представлены схемы вариантов отпарных устройств: кольцеобразные секции без отсеков или с отсеками, обеспечивающими более эффективный контакт с водяным паром; цилиндрические секции с перегородками типа диск—кольцо; сегментные отпарные секции; выносная цилиндрическая секция.

При отпарке отработанного катализатора углеводороды сравнительно легко удаляются из промежутков между отдельными частицами катализатора и сравнительно трудно из пор, поэтому режим работы такой отпарной секции предопределяется не только гидродинамикой потоков катализатора и отпаривающего агента, но и скоростью диффундирующих в порах катализатора встречных потоков водяного пара и углеводородов.

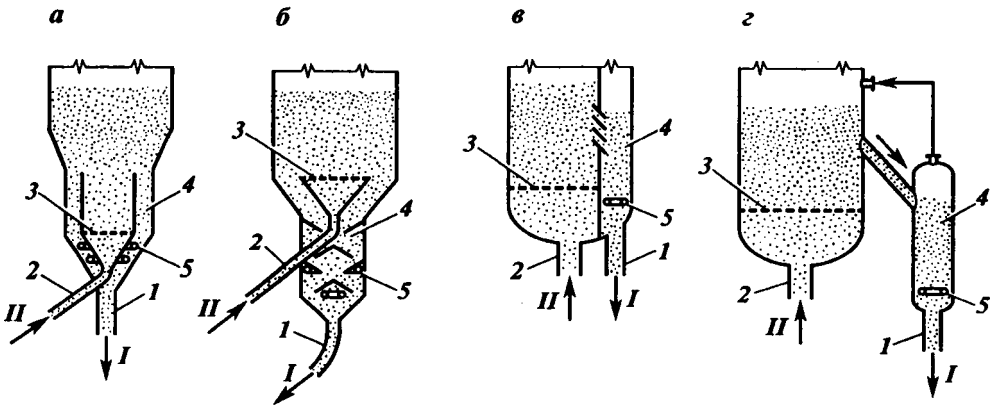


Рис. XXIV-9. Схемы отпарных секций реакторов и регенераторов установок каталитического крекинга:
а — кольцевая; *б* — цилиндрическая с перегородками «диск — кольцо»; *в* — сегментная; *г* — цилиндрическая выносная; *1* — стояк отработанного катализатора; *2* — ствол пневмоподъемника; *3* — распределительная решетка; *4* — отпарная секция; *5* — маточник для водяного пара. Потоки: *I* — отработанный катализатор; *II* — регенерированный катализатор

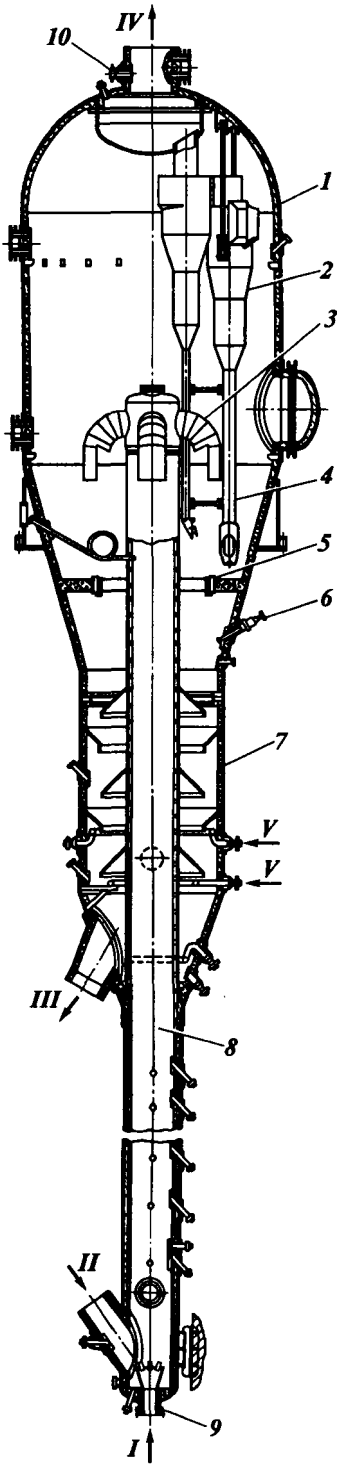


Рис. XXIV-10. Реактор с пылевидным катализатором установки Г43-107:
1 — корпус; *2* — двухступенчатые циклоны; *3* — баллистический сепаратор; *4* — стояки циклонов; *5* — подвижная опора; *6* — форсунка для шлама; *7* — десорбер; *8* — лифт-реактор; *9* — сопло с многочисленными форсунками; *10* — штуцер предохранительного клапана. Потоки: *I* — сырье; *II* — регенерированный катализатор; *III* — закоксованный катализатор; *IV* — продукты крекинга; *V* — водяной пар

Отпарное устройство должно обеспечить достаточно полную десорбцию углеводородов из отработанного катализатора, так как недесорбированные углеводороды выжигаются в регенераторе вместе с коксом, повышая тепловую нагрузку аппарата, расход воздуха и энергозатраты, а также увеличивая потери.

Эффективность работы отпарных устройств зависит от их конструкции, длительности пребывания катализатора в зоне отпарки, а также расхода отпаривающего агента.

На рис. XXIV-10 представлена конструкция усовершенствованного реактора установки каталитического крекинга Г43-107, предназначенной для переработки вакуумных дистиллятов производительностью 2,0 млн. т/год. Реактор представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат переменного сечения. Регенерированный катализатор из регенератора при температуре 650—700 °С поступает по напорному стояку в нижнюю часть лифт-реактора, где контактирует с каплями сырья, образовавшимися при прохождении сопла *9*. В результате теплообмена катализатор частично охлаждается до температуры 500—510 °С, а выделившееся тепло расходуется на нагрев и испарение сырья. При этом начинаются реакции каталитического крекинга с отложением кокса на частицах катализатора. Образовавшийся парогазовый поток транспортирует катализатор вверх по стволу лифт-реактора. Внутренний диаметр лифт-реактора и длину реакционной части определяют исходя из заданной производительности установки по сырью и условий проведения процесса. Отношение длины реакционной части лифт-реактора к его диаметру обычно составляет (20—25)/1,0.

Первоначально в верхней части лифт-реактора были установлены конический переходник и распределительная решетка, предназначенная для ввода и равномерного распределения катализатора в зоне форсированного кипящего слоя. При использовании более высоких температур крекинга и применении современных высокоэффективных катализаторов нежелательно длительное контактирование закоксованного катализатора и продуктов крекинга, так как это способствует протеканию вторичных реакций крекинга бензина. Поэтому распределительная решетка в верхней части лифт-реактора была заменена на баллистический сепаратор.

Для быстрого отделения катализатора от нефтепродуктов в верхней части лифт-реактора установлен баллистический сепаратор *3*, позволяющий исключить нежелательную излишнюю глубину превращения сырья и уменьшить время его контакта с катализатором. Верхняя часть лифт-реактора с баллистическим сепаратором оснащена подвижной опорой *5*.

Пройдя баллистический сепаратор, катализатор поступает в десорбер *7*, где отпаривается в противотоке с водяным паром. Десорбер секционирован каскадными перфорированными конусами, препятствующими созданию поршневого режима. В нижней части десорбера установлены кольцевые коллекторы для ввода водяного пара, в верхней части — форсунки *6* для ввода шлама, т.е. части остатка из ректификационной колонны, содержащей унесенный из реактора катализатор.

Для уменьшения уноса катализатора в ректификационную колонну и снижения количества рециркулирующего шлама в верхней части реактора устанавливаются одно- или двухступенчатые циклоны *2*. На спускных стояках циклонов используют устройства типа клапан-мигалка. Клапан-мигалка обычно находится в закрытом положении и открывается только под давлением столба катализатора, скопившегося в спускном стояке.

Корпус реактора изнутри футерован слоем жаростойкого торкрет-бетона толщиной 50 мм, а циклоны защищены эрозионно стойким бетоном толщиной 20 мм, нанесенным на панцирную сетку.

В корпусе реактора предусмотрены штуцеры для ввода сырья и катализатора, вывода продуктов крекинга и закоксованного катализатора, установки предохранительного клапана и термопар, а также люк-лаз, предназначенный для ремонта и монтажа оборудования, расположенного внутри аппарата.

Конструкция регенератора крекинг-установки приведена на рис. XXIV-11.

Основными узлами регенератора являются корпус *1*, коллектор ввода воздуха *2* для выжига кокса и поддержания кипящего слоя во взвешенном состоянии, топливные форсунки *3* для разогрева катализатора при пуске установки, форсунки для конденсата *4* с целью предотвращения догорания окиси углерода в двуокись, двухступенчатые циклоны *5*, сборная камера *6* и система ввода водяного пара в циклоны первой ступени и под днище сборной камеры для предотвращения догорания окиси углерода в двуокись. В отдельных случаях для съема избыточного тепла и упорядочения движения потока газовзвеси в зоне регенерации устанавливаются пароводяные змеевики.

Обычно регенератор — самый крупный аппарат на установке каталитического крекинга, его объем значительно превышает объем реактора.

Размеры регенератора зависят от его производительности по сжигаемому коксу (количество кокса, выжигаемого с поверхности закоксованного катализатора за единицу времени) и выбранного технологического режима процесса регенерации (температура, давление). Производительность регенератора характеризуется количеством выжженного кокса в единицу времени, и она определяется как произведение количества циркулирующего катализатора на разность содержаний кокса на нем до и после выжига.

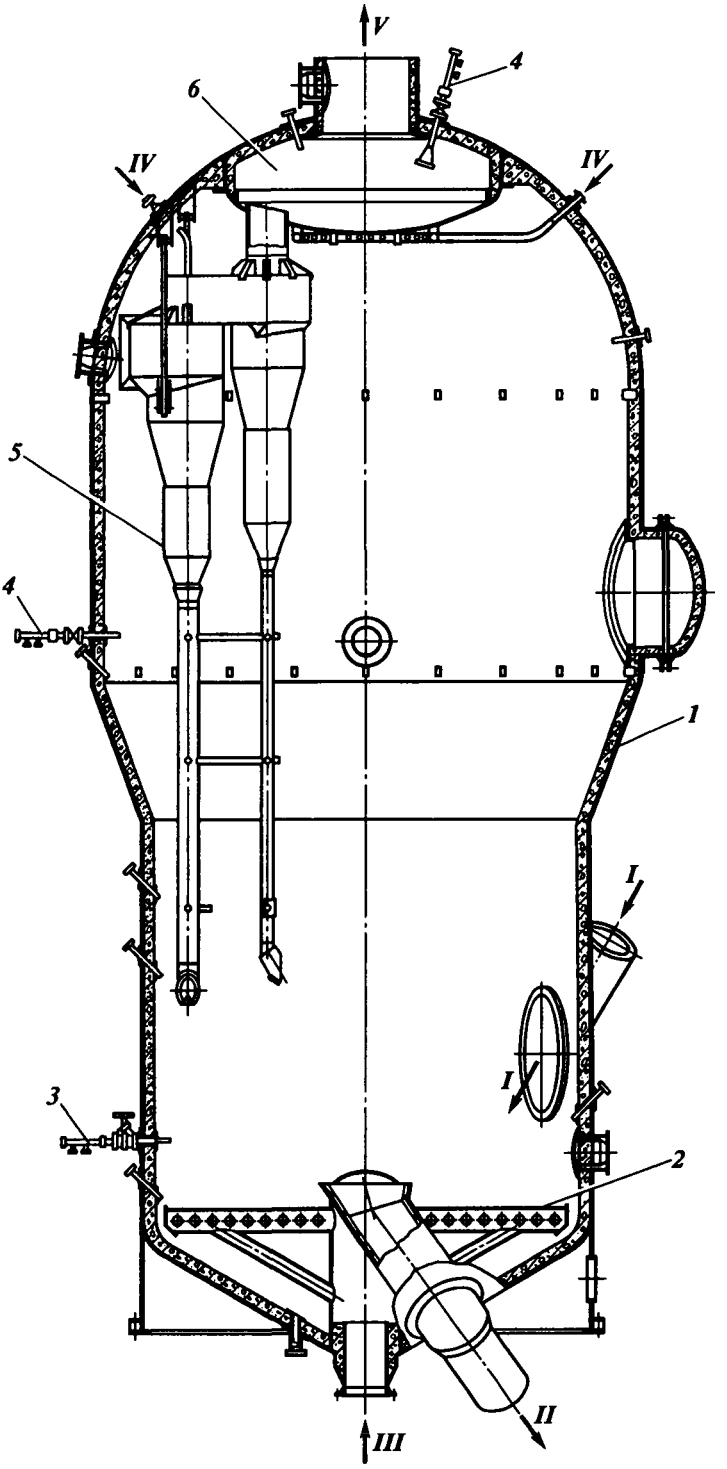
Для теплоизоляции и предотвращения абразивного износа корпуса регенератора со стороны постоянно движущихся значительных масс катализатора его изнутри покрывают слоем жаростойкого торкрет-бетона толщиной 150 – 200 мм, нанесенного на панцирную сетку. Применение торкрет-бетона позволяет снизить температуру и толщину стенки корпуса регенератора.

Быстрое отделение катализатора от паров нефтепродуктов на выходе из лифт-реактора стало необходимым условием современных высокотемпературных установок каталитического крекинга, работающих при температурах свыше 525 °С.

В настоящее время применяются несколько конструкций концевых устройств для лифт-реактора (рис. XXIV-12). В порядке увеличения эффективности к ним относятся инерционный сепаратор (см. рис. XXIV-12, *а*), циклоны с восходящим потоком (см. рис. XXIV-12, *б*) и разработанные фирмой «Мобил» циклоны с замкнутым потоком (см. рис. XXIV-12, *в*).

Для оптимального отделения катализатора от нефтепродуктов в лифт-реакторе необходимо во избежание повторного крекинга бензина предотвратить каталитический крекинг в разбавленной фазе после лифт-реактора и, сокращая время пребывания паров на участке между выходом из лифт-реактора и зоной резкого охлаждения, в главной ректификационной колонне свести к минимуму термический крекинг. Кроме того, система отделения катализатора от нефтепродуктов должна обладать операционной

Рис. XXIV-11. Регенератор с пылевидным катализатором:
1 — корпус; *2* — коллектор для ввода воздуха; *3* — топливная форсунка; *4* — форсунки для конденсата; *5* — двухступенчатые циклоны; *6* — сборная камера. Потоки: *I* — закоксованный катализатор из реактора; *II* — регенерированный катализатор; *III* — воздух; *IV* — водяной пар; *V* — дымовые газы



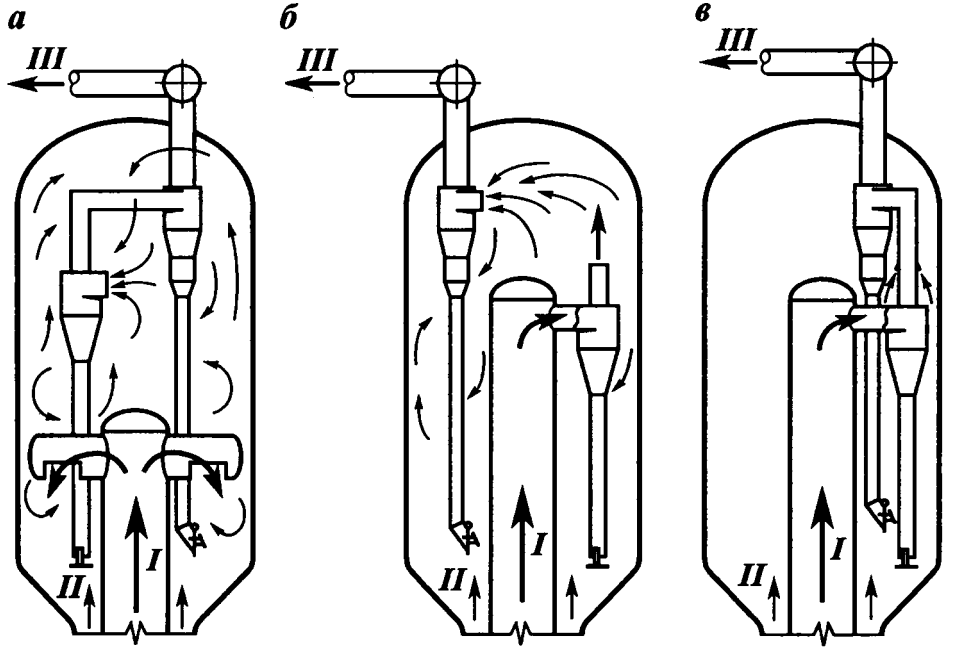


Рис. XXIV-12. Конструкции концевых устройств для лифт-реактора:
а — инерционный сепаратор; *б* — циклоны с восходящим потоком; *в* — циклоны с замкнутым потоком. Потоки: *I* — смесь катализатора и паров нефтепродуктов из лифт-реактора; *II* — парогазовый поток из десорбера; *III* — продукты крекинга

гибкостью и не требовать повышенного внимания со стороны оператора, сводить к минимуму коксование в трубопроводах и уменьшать потери катализатора в ректификационной колонне. Наиболее полно всем этим требованиям отвечает концевое устройство лифт-реактора в виде циклонов с замкнутым потоком.

Система впрыскивания сырья оказывает решающее влияние на выходы продуктов установок каталитического крекинга. В идеале реакции крекинга должны протекать в паровой фазе на поверхности твердого катализатора. Быстрое и равномерное смешение сырья и катализатора обеспечивает более полное испарение нефтепродуктов и лучший их контакт с катализатором на протяжении короткого времени их пребывания в лифт-реакторе.

На рис. XXIV-13 приведены некоторые конструкции распыливающих сопел для установок каталитического крекинга. Конструкция распыливающего сопла должна обеспечить образование мелких капель с узким распределением их по диаметру и небольшим средним диаметром. Если при впрыске сырья образуются крупные капли, то они будут испаряться медленно и могут вообще не испариться. Присутствие в лифт-реакторе частиц катализатора, смоченных неиспарившимся сырьем, ведет к образованию кокса, водорода и углеводородов $C_1 - C_2$. Сравнительная оценка (по данным фирмы «Келлог») показывает, что наилучшими характеристиками обладают сопла «Атомах». Если принять средний диаметр капель, образующихся в сопле «Атомах» за единицу, то для сопла с

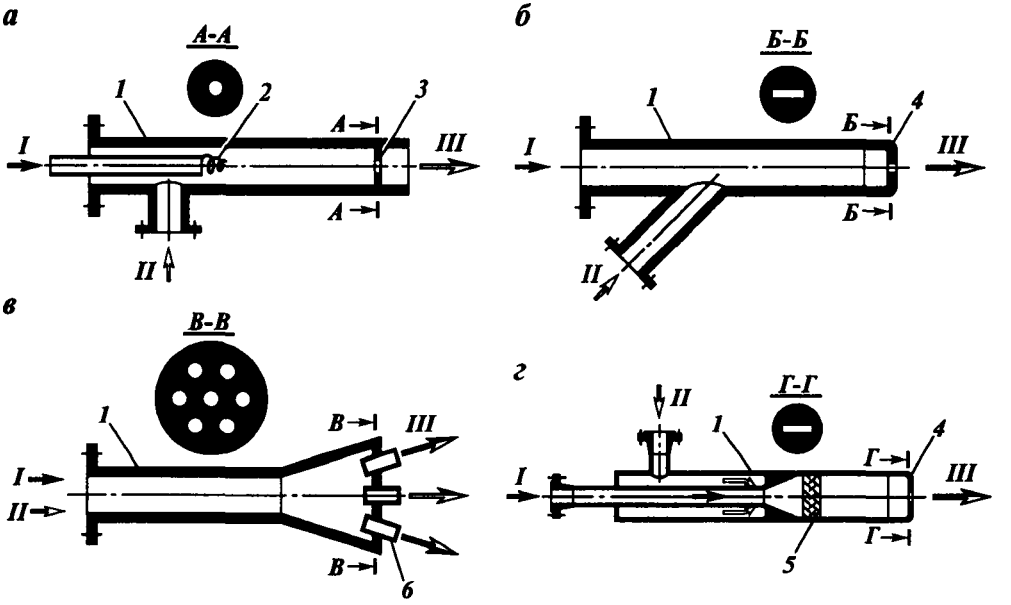


Рис. XXIV-13. Конструкции распыливающих сопел для установок каталитического крекинга:
а — сопло с круглым отверстием; *б* — сопло со щелевым отверстием фирмы «Келлог»; *в* — сопло с многочисленными форсунками; *г* — сопло «Атомах» фирм «Келлог» и «Мобил»; *1* — корпус; *2* — спираль; *3* — диафрагма с круглым отверстием; *4* — наконечник со щелевым отверстием; *5* — статический смеситель; *6* — форсунки. Потоки: *I* — сырье; *II* — водяной пар; *III* — паросырьевая смесь

круглым отверстием (см. рис. XXIV-13, *а*) средний диаметр капель равен 3, для сопла со щелевым отверстием (см. рис. XXIV-13, *б*) — 2,3, а для сопла с многочисленными форсунками — 7,8.

Схема установки сопел «Атомах» в нижней части лифт-реактора показана на рис. XXIV-14.

На рис. XXIV-15 приведена схема реакторно-регенераторного блока современной установки каталитического крекинга флюид ультра-ортфлоу фирмы "Келлог". Процесс используется для получения из различных фракций нефти, в том числе и тяжелых, высокооктанового бензина, легких олефиновых углеводородов для алкилирования и полимеризации, а также средних фракций, используемых как котельное или дизельное топливо.

На установке в качестве реактора используется выносной лифт-реактор *2* с системой сопел «Атомах» *1* для впрыска сырья, который заканчивается поворотным прямоугольным коленом. Для быстрого отделения катализатора от продуктов крекинга и исключения возможного излишнего углубления процесса крекинга на выходе из лифт-реактора установлены двухступенчатые циклоны с замкнутым потоком. Закоксованный катализатор поступает в отпарную секцию *6*, где водяным паром отпариваются захваченные им углеводороды. Далее катализатор по стояку подается на распределитель *8*, предназначенный для равномерного ввода катализатора в зону противоточной регенерации. Подача воздуха в зону регенерации

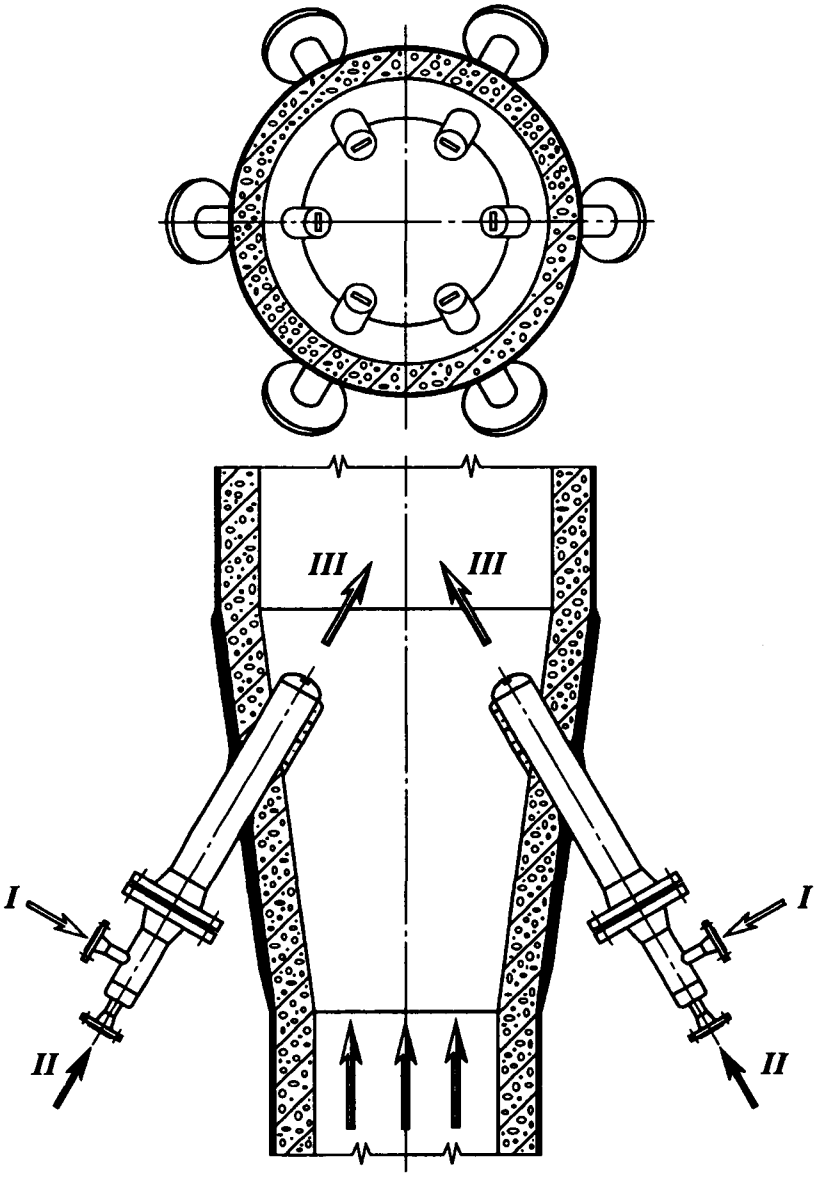


Рис. XXIV-14. Схема установки сопел «Атомах» в нижней части лифт-реактора.
Потоки: *I* — сырье; *II* — водяной пар; *III* — паросырьевая смесь

осуществляется через три распределителя *9* (см. рис. XXIV-15, условно показан один распределитель). Дымовые газы отделяются от катализаторной пыли в двухступенчатых циклонах *3* и через наружный коллектор *5* выводятся в атмосферу. Для оптимизации температуры регенератора при работе на тяжелом сырье применяется охладитель катализатора в плотной фазе *10*.

Рис. XXIV-15. Реакторно-регенераторный блок установки каталитического крекинга фирмы «Келлог»:
1 — сопла «Атомах»; *2* — лифт-реактор; *3* — двухступенчатые циклоны регенератора; *4* — двухступенчатые циклоны с замкнутым потоком; *5* — наружный коллектор дымовых газов; *6* — отпарная секция; *7* — коллектор для ввода водяного пара; *8* — распределитель закоксованного катализатора; *9* — распределитель воздуха; *10* — охладитель катализатора в плотной фазе; *11* — клапан ввода свежего катализатора; *12* — клапан ввода регенерированного катализатора в лифт-реактор. Потоки: *I* — сырье; *II* — продукты крекинга; *III* — дымовые газы; *IV* — воздух; *V* — катализатор

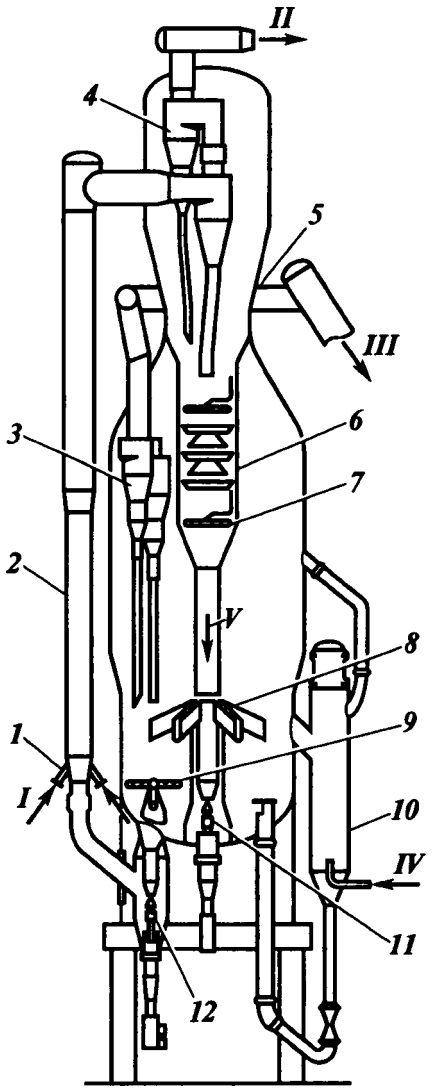


СХЕМА РАСЧЕТА РЕАКЦИОННЫХ АППАРАТОВ

Расчет реактора, предназначенного для осуществления той или иной химической реакции, имеет свою специфику для каждого конкретного случая и состоит из следующих основных этапов:

1) материальный баланс; 2) тепловой баланс; 3) расчет реакционного объема и выбор основных размеров с учетом размещения внутренних устройств (распределительные и выравнивающие решетки, сепарационная зона, циклоны, теплообменная поверхность и т.д.); 4) гидродинамический режим для всех основных материальных потоков при выбранной конструкции, размеры аппарата и внутренних устройств.

При осуществлении процесса в нескольких аппаратах или секционированном аппарате расчет по указанной схеме выполняется для каждого аппарата (секции) в отдельности.

Для периодически действующего реакционного аппарата выбирается и обосновывается график работы; соответствующие расчеты выполняются для каждой из стадий.

Общие приемы расчета материального баланса и определения реакционного объема были рассмотрены ранее. Некоторые особенности составления теплового баланса рассмотрим на примере распространенного и сложного процесса — каталитического крекинга применительно к реакторному блоку с мелкозернистым катализатором и аппаратами с «кипящим» слоем, схема которых с основными обозначениями представлена на рис. XXIV-16.

В приведенных далее уравнениях приняты следующие обозначения:

G_c — производительность реактора по загрузке, кг/ч;

$G_к$ — количество кокса, отложившегося на катализаторе при крекинге, кг/ч;

$G_{кат}$ — количество циркулирующего катализатора, кг/ч;

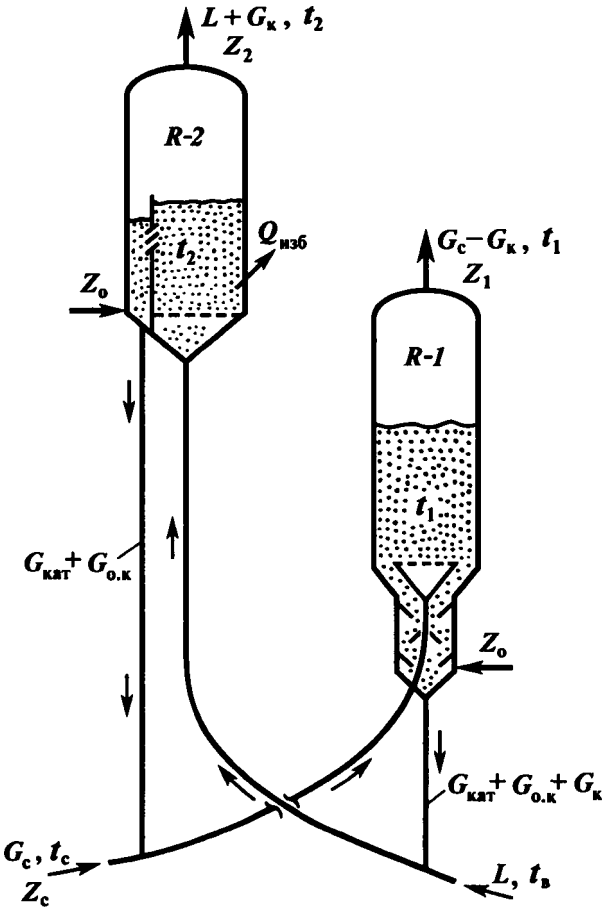


Рис. XXIV-16. Схема к расчету реакторного блока установки каталитического крекинга

t_1 и t_2 — температуры соответственно в реакторе и регенераторе, К;

s_0 — остаточное содержание кокса на регенерированном катализаторе, кг/кг;

$G_{о.к}$ — количество остаточного кокса на катализаторе $G_{о.к} = s_0 G_{кат}$, кг/ч;

L — количество воздуха, необходимого для сгорания кокса, образовавшегося при крекинге, кг/ч;

Z_1 и Z_2 — количество водяного пара, уходящего из реактора и регенератора, соответственно, кг/ч;

$Q_р$ — теплота сгорания кокса, кДж/кг.

Запишем тепловой баланс реакторного блока в целом:

Статьи прихода

Тепло, внесенное сырьем	$G_с h_{t_с}$
Тепло, внесенное воздухом	$LG_в t_в$
Тепло, выделенное при сгорании кокса	$G_к Q_р$

Статьи расхода

Тепло, уносимое с продуктами реакции	$(G_с - G_к) H_{t_1}$
Тепло реакции крекинга	$G_с q_р$
Тепло, уносимое дымовыми газами из регенератора	$(L + G_к) H_{t_2}$
Тепло, затрачиваемое на нагрев водяного пара, уходящего из реактора и регенератора	$Z_1 C_{вп}(t_1 - t_z) + Z_2 C_{вп}(t_2 - t_z)$
Потери тепла в окружающую среду	$Q_{пот}$
Избыточное тепло регенерации катализатора, которое может быть использовано на производство водяного пара	$Q_{изб}$

Запишем уравнение теплового баланса:

$$G_с h_{t_с} + LC_в t_в + G_к Q_р = (G_с - G_к) H_{t_1} + G_с q_р + (L + G_к) H_{t_2} +$$

$$+ Z_1 C_{вп}(t_1 - t_z) + Z_2 C_{вп}(t_2 - t_z) + Q_{пот} + Q_{изб}.$$

При заданном температурном режиме реактора и регенератора и выходе кокса из приведенного выше уравнения теплового баланса могут быть найдены энтальпия $h_{t_с}$ (а следовательно, и температура) сырья, питающего реактор и избыточное тепло $Q_{изб}$.

В тех случаях, когда количество циркулирующего в системе катализатора может быть достаточно большим, как это, например, имеет место на установке с мелкозернистым катализатором, тепловой баланс реакторного блока может решаться при $Q_{изб} = 0$; в этом случае из приведенного выше уравнения теплового баланса определяется температура сырья $t_с$, при которой приходные и расходные статьи баланса равны.

При заданной температуре $t_с$ из уравнения теплового баланса определяется величина $Q_{изб}$.

Запишем тепловой баланс реактора:

$$G_с h_{t_с} + G_{кат} C_{кат}(t_2 - t_1) + G_{о.к} C_к (t_2 - t_1) = (G_с - G_к) H_{t_1} +$$

$$+ G_c q_p + Z_1 C_{вп}(t_1 - t_z) + G_к C_к t_1 + Q'_{пот},$$

где $G_{кат} C_{кат}(t_2 - t_1)$ — количество тепла, выделенного в реакторе при охлаждении катализатора от температуры t_2 до t_1; $G_{о.к} C_к(t_2 - t_1)$ — то же, при охлаждении остаточного кокса (обычно остаточное содержание кокса на регенерированном катализаторе невелико, так что этим слагаемым в тепловом балансе часто можно пренебречь); $G_к C_к t_1$ — количество тепла, уносимого из реактора с вновь образовавшимся коксом; $Q'_{пот}$ — потери тепла реактором; остальные обозначения прежние.

Заменяя в приведенном уравнении теплового баланса $G_{о.к} = s_0 G_{кат}$ и решая его относительно массы циркулирующего катализатора, получаем:

$$G_{кат} = \frac{(G_c - G_к)H_{t_1} + G_c(q_p - h_{t_c}) + Z_1 C_{вп}(t_1 - t_z) + G_к C_к t_1 + Q'_{пот}}{(C_{кат} - s_0 C_к)(t_2 - t_1)}.$$

Кратность циркуляции катализатора

$R = G_{кат}/G_c$.

Запишем тепловой баланс регенератора:

$$G_к Q_p + G_к C_к t_1 + L C_в t_в = G_{кат} C_{кат}(t_2 - t_1) + G_{о.к} C_к(t_2 - t_1) +$$

$$+ (L + G_к)H_{t_2} + Z_2 C_{в.п}(t_2 - t_z) + Q''_{пот} + Q_{изб},$$

где $G_{кат} C_{кат}(t_2 - t_1)$ — тепло, затрачиваемое на повышение температуры катализатора от t_1 до t_2; $G_{о.к} C_к(t_2 - t_1)$ — то же, для остаточного кокса; $Q''_{пот}$ — потери тепла регенератором.

Из теплового баланса регенератора может быть найдено количество циркулирующего катализатора; оно должно быть таким же, как и найденное из уравнения теплового баланса реактора.

Когда задана кратность циркуляции катализатора R, а следовательно, и его количество, из теплового баланса реактора определяется температура сырья t_c, а из теплового баланса регенератора — значение $Q_{изб}$.

Рассмотрим тепловой баланс узла смешения. При смешении регенерированного катализатора с исходным сырьем катализатор охлаждается от температуры t_2 до t_3, а сырье и поступающие с ним водяные пары нагреваются от t_c до t_3, при жидкофазном питании сырье не только нагревается, но и испаряется.

Из теплового баланса смешения определяется температура t_3

$$G_{кат}(C_{кат} + s_0 C_к)(t_2 - t_3) = G_c(H_{t_3} - h_{t_c}) + Z C_{в.п}(t_3 - t_c).$$

При парофазном питании можно записать, что

$$H_{t_3} - H_{t_c} = C_н(t_3 - t_c),$$

где $C_н$ — теплоемкость паров сырья.

Для реактора с «кипящим» слоем объем реакционной зоны определяется по заданной массовой скорости n_g с помощью уравнения (XXIII.3).

Объем катализатора в регенераторе

$$V_{рег} = G_к/g_к,$$

где $q_к$ — удельный коксосъем в регенераторе, т.е. количество кокса, выжигаемого в 1 ч на 1 м^3 катализатора, кг/(м^3·ч). Эта величина находится из кинетических уравнений или принимается на основании опыта работы промышленных установок.

При найденном объеме кипящего слоя катализатора в реакторе диаметр аппарата, а затем и высоту слоя выбирают с таким расчетом, чтобы была обеспечена принятая порозность «кипящего» слоя ε, а следовательно, и его плотность. При этом скорость псевдоожижающего потока определяется из уравнения (XVIII.19).

Определив скорость W из уравнения (XVIII.22), находят унос частиц катализатора с потоком газа (паров) и запыленность этого потока при входе в циклоны. Если запыленность газа недопустимо велика, то изменяют либо скорость потока W, либо высоту сепарационного пространства $h_п$. Расход водяного пара или газа на аэрацию стояков и создание затворов определяют по уравнению (XVIII.30).

При выбранной конструкции и размерах аппаратов, распределительных устройств и катализатопроводов газодинамический расчет реак-

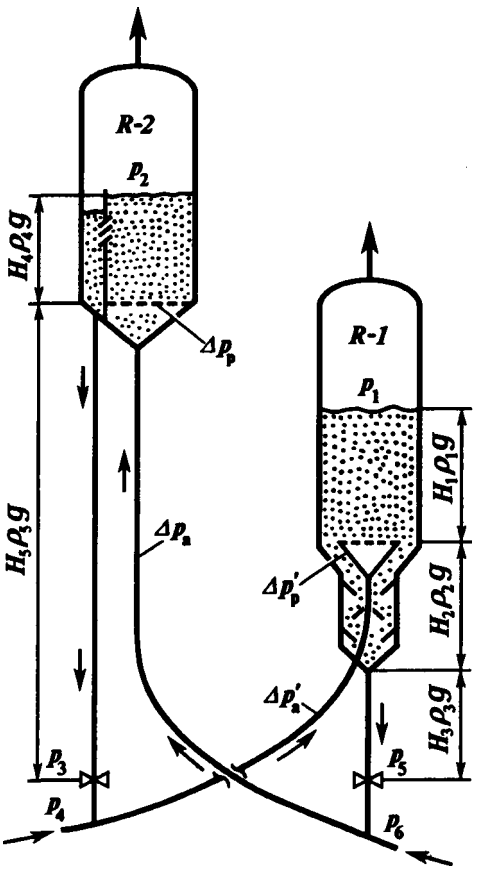


Рис. XXIV-17. Схема к гидравлическому расчету реакторного блока установки каталитического крекинга

торного блока установки каталитического крекинга с движущимся катализатором должен подтвердить возможность перемещения всех потоков (и, в частности, катализатора) и регулирования его расхода в соответствии с принятой схемой блока.

Основную идею газодинамического расчета проиллюстрируем на примере реакторного блока (рис. XXIV-17) установки каталитического крекинга с «кипящим» слоем катализатора и двукратным подъемом катализатора.

Давление над клапаном стояка реактора

$$p_5 = p_1 + H_1\rho_1 g + H_2\rho_2 g + H_3\rho_3 g,$$

где ρ_1 — абсолютное давление над «кипящим» слоем; H_1, H_2, H_3 — высота слоя соответственно в реакторе, отпарной секции и спускного стояка реактора; ρ_1, ρ_2, ρ_3 — плотность слоя соответственно в реакторе, отпарной секции и стояке.

Давление под клапаном стояка реактора

$$p_6 = p_2 + H_4\rho_4 g + \Delta p_р + \Delta p_а,$$

где ρ_2 — абсолютное давление над слоем в регенераторе; H_4 и ρ_4 — соответственно высота и плотность слоя в регенераторе; $\Delta p_р$ — сопротивление распределительной решетки регенератора; $\Delta p_а$ — потеря напора в пневмостволе, ведущем из реактора в регенератор.

Для обеспечения надежного регулирования количества циркулирующего катализатора, в клапане должен быть обеспечен соответствующий перепад давления

$$\Delta p_к = p_5 - p_6.$$

Аналогично определяется давление над клапаном p_3 и под клапаном p_4 стояка регенератора (обозначения см. рис. XXIV-17):

$$p_3 = p_2 + H_4\rho_4 g + H_5\rho_5 g; \qquad \text{(XXIV.1)}$$

$$p_4 = p_1 + H_1\rho_1 g + H_5\rho_5 g + \Delta p'_р + p'_а; \qquad \text{(XXIV.2)}$$

$$\Delta p_к = p_3 - p_4, \qquad \text{(XXIV.3)}$$

где $\Delta p'_р$ — сопротивление распределительной решетки реактора; $p'_а$ — потеря напора в пневмостволе, ведущем из регенератора в реактор.

Из уравнений (XXIV.1), (XXIV.2) и (XXIV.3) получим:

$$H_5 = \frac{p_1 - p_2 + \Delta p_к + H_1\rho_1 g + \Delta p'_р + \Delta p'_а - H_4\rho_4 g}{\rho_5 g}.$$

Из этого уравнения следует, что при прочих равных условиях высота размещения регенератора H_5 зависит от разности давлений $p_1 - p_2$ в реакторе и регенераторе.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

ОБЩАЯ

Абросимов А.А. Экологические аспекты производства и применения нефтепродуктов. — М.: Барс, 1999. — 732 с.

Бекиров Т.М. Первичная переработка природных газов. — М.: Химия, 1987. — 256 с.

Бекиров Т.М., Ланчаков Г.А. Технология обработки газа и конденсата. — М.: ООО "Недра-Бизнесцентр", 1999. — 596 с.

Берлин М.А., Гореченков В.Г., Волков Н.П. Переработка нефтяных и природных газов. — М.: Химия, 1981. — 472 с.

Владимиров А.И., Щелкунов В.А., Круглов С.А. Основные процессы и аппараты нефтегазопереработки (краткий справочник). — М.: Нефть и газ, 1996. — 155 с.

Гельперин Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии: В 2 кн. — М.: Химия, 1981. — 812 с.

Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии: Учеб. для вузов: В 2 кн. — М.: Химия, 1995. Ч. 1: Теоретические основы процессов химической технологии. Гидромеханические и тепловые процессы и аппараты — 1995. — 400 с.; Ч. 2. Массообменные процессы и аппараты. — 1995. — 368 с.

Идельчик И.Е. Справочник по гидравлическим сопротивлениям. — М.: Машиностроение, 1975. — 560 с.

Капустин В.М., Кукес С.Г., Бертлусини Р.Г. Нефтеперерабатывающая промышленность США и бывшего СССР. — М.: Химия, 1995. — 304 с.

Кузнецов А.А., Кагерманов С.М., Судаков Е.Н. Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности. — 2-е изд., перераб. и доп. — М.: Энергия, 1976. — 296 с.

Кузнецов А.А., Судаков Е.Н. Расчеты основных процессов и аппаратов переработки углеводородных газов: Справ. пособие. — М.: Химия, 1983. — 224 с.

Кутателадзе С.С., Стырикович М.А. Гидродинамика газожидкостных систем. — 2-е изд., перераб. и доп. — М.: Энергия, 1976. — 296 с.

Мановян А.К. Технология первичной переработки нефти и природного газа: Учеб. пособие для вузов. — М.: Химия, 1999. — 568 с.

Машины и аппараты химических производств: Учебник для вузов/И.И. Паникаров, О.А. Перелыгин, В.Н. Доронин, М.Г. Гайнуллин. — М.: Машиностроение, 1989. — 368 с.

Машины и аппараты химических производств: Учеб. пособие для вузов/И.В. Доманский, В.П. Исаков, Г.М. Островский и др.; Под общ. ред. В.Н. Соколова — 2-е изд., перераб. и доп. — С.-Пб.: Политехника, 1992. — 327 с.

Николаев В.В., Бусыгина Н.В., Бусыгин И.Г. Основные процессы физической и физико-химической переработки газа. — М.: ОАО "Издательство "Недра", 1998. — 184 с.

Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию/Г.С. Борисов, В.П. Брыков, Ю.И. Дытнерский и др.; Под ред. Ю.И. Дытнерского. — 2-е изд., перераб. и доп. — М.: Химия, 1991. — 486 с.

Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. — 8-е изд., перераб. и доп. — Л.: Химия, 1976. — 552 с.

Плановский А.Н., Николаев П.И. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии: Учеб. для вузов. — 3-е изд., перераб. и доп. — М.: Химия, 1987. — 496 с.

Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки: Справочник/Г.Г. Рабинович, П.М. Рябых, П.А. Хохряков и др.; Под ред. Е.Н. Судакова. — 3-е изд., перераб. и доп. — М.: Химия, 1979. — 568 с.

Синайский Э.Г. Разделение двухфазных многокомпонентных смесей в нефтегазопромысловом оборудовании. — М.: Недра, 1990. — 272 с.

Скобло А.И., Трегубова И.А., Молоканов Ю.К. Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимический промышленности. — 2-е изд., перераб. и доп. — М.: Химия, 1982. — 585 с.

Справочник нефтепереработчика: Справочник/Под ред. Г.А. Ластовкина, Е.Д. Радченко, М.Г. Рудина. — Л.: Химия, 1986. — 648 с.

Технологические расчеты установок переработки нефти: Учебное пособие для вузов/Р.А. Танаторов, М.Н. Ахметшина, Р.А. Фасхутдинов и др. — М.: Химия, 1987. — 352 с.

К ПЕРВОЙ ЧАСТИ

Александров И.А. Массопередача при ректификации и абсорбции многокомпонентных смесей. — Л.: Химия, 1975. — 320 с.

Александров И.А. Перегонка и ректификация в нефтепереработке. — М.: Химия, 1981. — 352 с.

Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. Методы расчета и основы конструирования. — 3-е изд., перераб. — М.: Химия, 1978. — 280 с.

Багатуров С.А. Основы теории и расчета перегонки и ректификации. — 3-е изд., перераб. — М.: Химия, 1974. — 440 с.

Бекиров Т.М. Первичная переработка природных газов. — М.: Химия, 1987. — 256 с.

Гриценко А.И., Александров И.А., Галанин И.А. Физические методы переработки и использования газа. — М.: Недра, 1981. — 224 с.

Гриценко А.И., Истомин В.А., Кульков А.Н., Сулейманов Р.С. Сбор и промысловая подготовка газа на северных месторождениях России. — М.: ОАО "Издательство "Недра", 1999. — 473 с.

Кафаров В.В. Основы массопередачи: системы газ—жидкость, пар—жидкость, жидкость—жидкость. Учеб. для хим.-технол. спец. вузов. — 3-е изд., перераб. и доп. — М.: Высшая школа, 1979. — 439 с.

Кельцев Н.В. Основы адсорбционной техники. — 2-е изд., перераб. и доп. — М.: Химия, 1984. — 591 с.

Колонные аппараты. Каталог ВНИИнефтемаш. — М.: Изд. ЦИНТИхимнефтемаш, 1992. — 26 с.

Молоканов Ю.К. и др. Разделение смесей кремнийорганических соединений. — 2-е изд., перераб. и доп. — Л.: Химия, 1986. — 336 с.

Рамм В.М. Абсорбция газов. — М.: Химия, 1976. — 656 с.

Романков П.Г., Рашковская Н.Б. Сушка во взвешенном состоянии. — 3-е изд., перераб. и доп. — Л.: Химия, 1979. — 272 с.
Сажин Б.С. Основы техники сушки. — М.: Химия, 1984. — 320 с.
Сажин Б.С., Сажин В.Б. Научные основы техники сушки. — М.: Наука, 1997. — 448 с.
Сушильные аппараты и установки. Каталог НИИхиммаш. — М.: Изд. ЦИНТИхимнефтемаш, 1992. — 80 с.
Трейбал Р. Жидкостная экстракция. — М.: Химия, 1966. — 742 с.

КО ВТОРОЙ ЧАСТИ

Белевицкий А.М. Проектирование газоочистительных сооружений. — Л.: Химия, 1990. — 288 с.
Берне Ф., Кордонье Ж. Водоочистка. Очистка сточных вод нефтепереработки. Подготовка водных систем охлаждения. Пер. с франц.; Под ред. Е.И. Хабаровой и И.А. Роздина. — М.: Химия, 1997. — 288 с.
Газоочистное оборудование. Каталог МНПО "ГАЗООЧИСТКА". — М.: Изд. ЦИНТИхимнефтемаш, 1988. — 120 с.
Гельперин Н.И., Айнштейн В.Г., Кваша В.Г. Основы техники псевдоожижения. — М.: Химия, 1967. — 664 с.
Карелин Я.А., Попова И.А., Евсеева Л.А., Евсеева О.Я. Очистка сточных вод нефтеперерабатывающих заводов. — М.: Стройиздат, 1982. — 184 с.
Пономарев В.Г., Иоакимис Э.Г., Монгайт И.Л. Очистка сточных вод нефтеперерабатывающих заводов. — М.: Химия, 1985. — 256 с.
Разумов И.М. Пневмо- и гидротранспорт в химической промышленности. — М.: Химия, 1979. — 248 с.
Расчеты аппаратов кипящего слоя: Справочник/Под ред. И.П. Мухленова, Б.С. Сажина, В.Ф. Фролова. — Л.: Химия, 1986. — 352 с.
Руденко К.Г., Калмыков А.В. Обеспыливание и пылеулавливание при обработке полезных ископаемых. — М.: Недра, 1987. — 264 с.
Роев Г.А. Очистные сооружения. Охрана окружающей среды: Учеб. для вузов. — М.: Недра, 1993. — 281 с.
Страус В. Промышленная очистка газов: Пер. с англ. — М.: Химия, 1981. — 616 с.
Ужов В.Н., Вальдберг А.Ю., Мягков Б.И., Решидов И.К. Очистка промышленных газов от пыли. — М.: Химия, 1981. — 392 с.
Фильтры для жидкостей. Каталог НПО "НИИхиммаш". Ч. II, кн. 1. Фильтры периодического действия. — М.: Изд. ЦИНТИхимнефтемаш, 1992. — 44 с.
Фильтры для жидкостей. Каталог УкрНИИхиммаш. Ч. II, кн. II. Фильтры периодического действия, фильтр-прессы, патронные керамические фильтры. — М.: Изд. ЦИНТИхимнефтемаш, 1991. — 70 с.
Чуянов Г.Г. Обезвоживание, пылеулавливание и охрана окружающей среды: Учеб. для вузов. — М.: Недра, 1987. — 260 с.
Шкоропад Д.Е., Новиков О.П. Центрифуги и сепараторы для химических производств. — М.: Химия, 1987. — 255 с.
Электродегидраторы. Трехфазные сепараторы. Электроразделители. Каталог ВНИИнефтемаш. — М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1992. — 7 с.

К ТРЕТЬЕЙ ЧАСТИ

Каталымов А.В., Любартович В.А. Дозирование сыпучих и вязких материалов. — Л.: Химия, 1990. — 240 с.

Объемные питатели и бункера. Каталог УкрНИИхиммаш. — М.: Изд. ЦИНТИхимнефтемаш, 1991. — 40 с.

Сиденко П.М. Измельчение в химической промышленности. — 2-е изд., перераб. — М.: Химия, 1977. — 368 с.

К ЧЕТВЕРТОЙ ЧАСТИ

Владимиров А.И., Косьмин В.Д. Гидравлический расчет теплообменных аппаратов: Учеб. пособие. — М.: Изд. ГАНГ им. И.М. Губкина, 1997. — 58 с.

Головачев В.Л., Марголин Г.А., Пугач В.В. Справочник-каталог. Промышленная кожухотрубчатая теплообменная аппаратура. — М.: Изд. ИНТЭК ЛТД, 1992. — 265 с.

Ентус Н.Р., Шарихин В.В. Трубчатые печи в нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. — М.: Химия, 1987. — 304 с.

Кожухотрубчатые теплообменные аппараты общего и специального назначения. Каталог ВНИИнефтемаш. — М.: Изд. ЦИНТИхимнефтемаш, 1991. — 106 с.

Основы расчета и проектирования теплообменников воздушного охлаждения: Справ./А.Н. Бессонный, Г.А. Дрейцер, В.Б. Кунтыщ и др.; Под общ. ред. В.Б. Кнтыща и А.Н. Бессонного. — С.-Пб.: Недра, 1996. — 512 с.

Пластинчатые теплообменные аппараты. Каталог УкрНИИхиммаш. — М.: Изд. ЦИНТИхимнефтемаш, 1990. — 51 с.

Стальные спиральные теплообменники. Каталог УкрНИИхиммаш. — М.: Изд. ЦИНТИхимнефтемаш, 1976. — 22 с.

Теплообменные аппараты "труба в трубе". Каталог ВНИИнефтемаш. — М.: Изд. ЦИНТИхимнефтемаш, 1992. — 23 с.

Трубчатые печи. Каталог АООТ "ВНИИнефтемаш". — М.: Изд. ЦИНТИхимнефтемаш, 1998. — 27 с.

К ПЯТОЙ ЧАСТИ

Владимиров А.И. Каталитический крекинг с кипящим (псевдоожиженным) слоем катализатора. Реакторно-регенераторный блок. — М.: Нефть и газ, 1992. — 47 с.

Владимиров А.И. Установки каталитического риформинга. — М.: Нефть и газ, 1993. — 60 с.

Орочко Д.И., Сулимов А.Д., Осипов Л.Н. Гидрогенизационные процессы в нефтепереработке. — М.: Химия, 1971. — 350 с.

Промышленные установки каталитического риформинга/В.А. Гуляев, Г.А. Ластовкин, Е.М. Ратнер и др./Под ред. Г.А. Ластовкина. — Л.: Химия; 1984. — 232 с.

Смидович Е.В. Технология переработки нефти и газа. Ч. 2. Крекинг нефтяного сырья и переработка углеводородных газов. — 3-е изд., перераб. и доп. — М.: Химия, 1980. — 328 с.

Суханов В.П. Каталитические процессы в нефтепереработке. — М.: Химия, 1979. — 343 с.

ПРЕДМЕТНЫЙ УКАЗАТЕЛЬ

А

Абсорбент 192
Абсорбер 215 сл.
  баланс материальный 196
  — тепловой 201
  фракционирующий 195
  число теоретических тарелок 198
Абсорбционно-десорбционная установка 194 сл.
Абсорбция 191 сл.
  газов жирных 207
  — сухих 205
  движущая сила 193
  скорость 193
Автомодельная область 449
Агент
  аэрирующий 473
  нагревающий 595
  разделяющий 184
  охлаждающий 596
Адельсон уравнение 540
Адсорбат 274
Адсорбент 274 сл.
  активность 276
  время защитного действия 275
  расход 282
Адсорбер(ы) 284 сл.
  размеры 293
  со слоем адсорбента движущимся 298 сл.
  — неподвижным 285 сл.
  — псевдоожиженным 292
Адсорбируемость 275
Адсорбтив 274
Адсорбция 274 сл.
  физическая 274
Азеотропная ректификация 183 сл.
Азеотропные смеси 75, 183 сл.
Азеотропы 75
Активность
  адсорбентов 276
  коэффициент 73, 74, 184
Алкилирование 619
Антуана уравнение 54
Аппараты
  охлаждения воздушного 587 сл.
  теплообменные см. Теплообменные аппараты
Аргумент излучения 539
Архимеда критерий 47
Ашворта уравнение 56 сл.
Аэрирующий агент 473

Б

Бакланова
  метод 554, 556
  уравнение 556
Баланс
  материальный см. Материальный баланс
  тепловой (энергетический) см. Тепловой баланс
Барботер 450
Барометрический конденсатор 590 сл.
Бегуны 493
Белоконя метод 538 сл.
Берля седла 262
Бинарные смеси 57 сл.
  азеотропные 75
  постепенное испарение (конденсация) 97
  равновесие 63
  ректификация 101 сл.
Блок
  реакторный 641
  регенераторный 643
Боковые погоны 104

В

Вакуум-фильтр барабанный 387 сл.
Взвеси 358
Влага
  адсорбционно-химическая 333
  капиллярная 333
  набухания 333
  поверхностная 333

Влагосодержание 332
Влажность
воздуха относительная 331
осадка 359
равновесная 332
Воздухоподогреватель 548
Время
защитного действия адсорбента 275
реакции фиктивное 625
Высота
насадка, эквивалентная одной теоретической тарелке (ВЭТТ) 273, 45
эквивалентная единице переноса (ВЕП) 42

Г

Газы
влажность 211
дымовые см. Дымовые газы
идеальный 58
осушка см. Осушка газов 211
Газлифт 450
Газовые сушилки 344 сл.
барабанная 346
ленточная 344
пневматическая 349
распылительная 351
с псевдоожиженным слоем 352
Гидравлическое перемешивание 452
Гидрокрекинг 619
Гидроочистка 619
Гидроциклоны 420
Генри
закон 60, 61
константа 60
Гесса закон 623
Гигроскопический материал 332
Горение топлива 510
Горячая струя 150, 592 сл.
Градиент концентраций 36
Грасгофа критерий 47
График Хоттеля 518
Грохоты
барабанные 496
вибрационные 498
качающиеся 497 сл.
неподвижные 495
подвижные 496 сл.
Грохочение 494

Д

Давление
паров насыщенных 53
парциальное 64
и ректификация 154, 155
Дальтона закон 65
Движущая сила
диффузии 25
средняя 40
Двухкомпонентные системы см. Бинарные смеси
Дегидрирование 620
Дезинтеграторы 487
Десорбер
баланс материальный 202
— тепловой 204
размеры 293
число теоретических тарелок 202
Десорбция 194, 279
Диаграмма (ы)
треугольные 297
энтальпийная 69
Диаметр
колонны тарельчатой 255
труб теплообменных 604
эквивалентный
канала порового 459
каналов насадки
Дисмембраторы 487
Дистиллят
Диффузия
движущая сила 25
конвективная см. Конвективная диффузия
коэффициент 25
молекулярная см. Молекулярная диффузия
поверхностная 279
Дозатор 501
Дозирование твердых материалов 501
Доля отгона 85 сл.
в змеевике печи 553, 561
сырья 152
Дробилка (и)
валковые 484 сл.
конусная 484
молотковая 486
щёковая 483
Дробление 480
крупное 481
среднее и мелкое 481
Дымовые газы
объем 511
плотность 511
скорость 507
температура 514
утилизация тепла 548
Дымы 358
Дюгема-Маргулиса уравнение 186 сл.
Дюринга метод 55

Е

Единица переноса 40 сл.
Емкость адсорбента 278

З

Закон (ы)
  Генри 60, 61
  Гесса 623
  Дальтона 65
  конвективной диффузии 29
  массообмена 24 сл.
  Рауля 64
  фазового равновесия 58
Затвор газовый (паровой) 471
Захлебывание колонны 253
Змеевик трубчатый 552

И

Излучатели вторичные 507
Излучение
  обратное 518
  прямое 534
Измельчение
  степень 479
  тонкое 488 сл.
Изомеризация 619
Изотерма
  адсорбции 277
  уравнение 278, 64
Инверсия фаз 225
Индекс противоточности 607
Интенсивность перемешивания 443
Испарение
  многократное 93
  однократное 85 сл.
  постепенное см. Постепенное испарение
Испарители 566, 570, 571

К

Камеры конвекции и радиации 504 сл.
Каналы поровые 459
Катализатор
  гранулированный 636, 642
  псевдоожиженный 646
Кипятильники 566
Киреева уравнение 55
Кладка 507
Классификаторы
  воздушные 494, 500
  центробежные гидравлические 494
Классификация зернистого материала 494
Коксование 619
Колонна (ы)
  абсорбционно-отпарная 195
  атмосферные 220
  вакуумные 220
  под давлением 220
  захлебывание 253
  насадочные см. Насадочные колонны
  отпарные 104
  пленочные 221
  ректификационная см. Ректификационная колонна
  сложная 162
  схемы соединения 163
  тарельчатые см. Тарельчатые колонны
  температура верха и низа 155 сл.
Колпачки тарелки
Кольца
  Глитч каскад мини ринг 262
  Палля 261
  Рашига 260
  Хай-Пек 261 сл.
Компонент
  концентрация 20 сл.
  эталонный 55, 62
Конвективная диффузия
  закон 29
  уравнения дифференциальные 28, 29
Конвекция
  вынужденная 505
  эффективность 505
Конверсия 624
Конденсатор(ы)
  барометрический 590
  парциальный 144
Конденсаторы-холодильники 567
Конденсация
  многократная 93
  однократная 85
  постепенная см. Постепенная конденсация
Конода 70
Константа
  Генри 60
  скорости реакции 624
  фазового равновесия 71
Контакт фазовый
  при перекрестном токе 38
  противоточный 34
  прямоточный 37
Контактные сушилки
  барабанная роторная 353
  вакуумная с вращающимся барабаном 353 сл.
  вальцовая 355

расчет 355, 357
Концентрации компонентов 20 сл.
градиент 24
Котел-утилизатор 548
Коэффициент
активности 73,184
взвеси 469
гидравлического сопротивления 238, 460, 565
диффузии 25
избытка воздуха 511
извлечения
при абсорбции 199
при десорбции 209
излучения взаимного угловой 540
летучести относительный 67 сл.
массоотдачи 32, 33
массопередачи 30 сл.
при абсорбции 193
полезного действия
печи 514
тарелки 258
прямой отдачи 540
распределения 296
степени очистки 416
фракционной 416 сл.
теплоотдачи 600 сл.
теплопередачи 602
угловой средний 516
формы 518
Крекинг каталитический 619
Кривая (ые)
бинодальные 303 сл.
изобарная 68
кипения температурная 69
конденсации паров 69
равновесия 66 сл.
на треугольной диаграмме 303
распределения составов 90
растворимости 77
типа второго 79
— первого 78
Кристаллизаторы 578 сл.
Критерий(и)
Архимеда 47, 363
гидродинамические
Грасгофа 47
диффузионные 46
мощности 449
Нуссельта 46, 47
Пекле 47
подобия 18, 46
Прандтля 47
Рейнольдса 47, 362
модифицированный
Фруда 47
модифицированный
Фурье 49
Критическая точка 53 сл.

Л

Лева насадка 262
Летучесть 61, 62
Линия
кипения 69
конденсации 69
оперативная 109, 111
рабочая 109, 111
сырья 114
Лопасть 448
Лэнгмюра уравнение 278

М

Массообмен
баланс материальный 34 сл.
законы 24
и подобие 46
с фазой твердой 48
Массоотдача, коэффициент 32, 33
Массопередача
коэффициент 30 сл.
скорость 30
уравнение 30 сл.
Материальный баланс
абсорбера 196
адсорбера 282
десорбера 202, 282
колонны ректификационной 105 сл.
— сложной 178
потоки внешние 13 сл.
— внутренние 15
процесса массообменного 34 сл.
— химического 629
ректификации многокомпонентной 165
составление 13
статьи 14
сушки 333
Мельница (ы)
барабанные (шаровые) 488 сл.
вибрационные 492 сл.
кольцевые 491
молотковые 486
ударно-дисковые 487 сл.
центробежная кольцевая 491
— маятниковая 491
— шаровая 491 сл.
Мельницы-бегуны 492
Мельпольдера и Хидингтона уравнение 68

Менделеева-Клапейрона уравнение 58
Метод
Бакланова 554, 556
Белоконя 538 сл.
Дюринга 55
«от тарелки к тарелке» 132
Трегубова 55
Мешалки 443
Многокомпонентные смеси
постепенные испарение и конденсация 99
равновесие в присутствии водяного пара 81
режим полного орошения 169
ректификация 161 сл.
Многократная конденсация 95
Многократное испарение 93
Моделирование
гидравлическое 17
математическое 17 сл.
теория 16, 17
физическое 17
Молекулярная диффузия
движущая сила 24
уравнение дифференциальное 26
Молекулярные сита

Н

Нагреватели 566
огневые 504
Нагревающие агенты 595
Нагрузка
печи тепловая 509 сл.
— полезная 515
Напор
статический 470 сл., 564
температурный средний 605 сл.
Насадка(и)
Ваку-пак 265
высота, эквивалентная теоретической
тарелке (ВЭТТ) 273, 45
диаметр каналов 272
Зульцер 263
насыпная 260 сл.
Нортон 263
поверхность удельная 260
регулярная 263
свободный объем 260
со струйным истечением фаз 326
число теоретических тарелок на метр высоты насадки (ЧТТМ) 273
Насадочные колонны 260 сл.
гидравлические условия 267 сл.
сопротивление 271
эффективность 272
Нуссельта критерий 47

О

Область автомодельная 449
Объем
дымовых газов 511
парциальный 60
Однократная конденсация (ОК) 85
Однократное испарение (ОИ)
смесей
— бинарных 85
— многокомпонентных 88
— сложных 90
Оребрение труб 577
Орошение
полное 169
промежуточное 164
холодное испаряющееся 146
циркуляционное 147
— промежуточное 164
Осадок
влажность 359
неоднородный и сжимаемый 375
промывка 380
сопротивление 376
Осаждение
режимы 363
свободное 361, 365
скорость 362 сл.
стесненное 366
электрическое 430
Остаток ректификации 104
Отдача прямая 540
Отсев (остаток) 495
Отстаивание 360
Отстойники 367
Охлаждающие агенты 595
Охлаждение воздушное 585
Очистка газа
инерционная 434
коэффициент степени 416
мокрая 441

П

Палля кольца 261
Пар
насыщенный 53
перегретый 53
Паровое число 111
бесконечное 137
рабочее 139
и число теоретических тарелок 141 сл.

Парциальный конденсатор 144
Пекле критерий 47
Пены 358
Перегородки фильтрующие
керамические 374
набивные 374
насыпные 374
плетеные 374
тканевые 374
Перекрестный ток 224
Перемешивающие устройства
ленточные 445, 448
лопастные 445
пропеллерные (винтовые) 445, 446
рамные 445
турбинные
открытого типа 445, 446
закрытого типа 445, 446
шнековые 445, 448
якорные 445, 446, 447
Перемешивание
барботажное 449
интенсивность 443
механическое 443
эффективность 443
Перенос вещества 31
Печи трубчатые см. Трубчатые печи
Пиролиз 619
Питатель
плунжерный 503
тарельчатый 502
шлюзовой 501
Плотность
воздуха влажного 331
газов дымовых 511
теплового потока 509
частиц кажущаяся 458
Пневмотранспорт 468
Поверхность
аппаратов теплообменных 604
конвекционная 545
нагрева 541
насадки удельная 263
радиантная 534
теплообмена 604
эквивалентная абсолютно черная 538
Поглощение тепла пучком труб 515
Подача 469
Подобие
критерии 47
и массообмен 46
теория 16
Подогреватель с паровым пространством 571
Полимеризация 620
Порозность 457
Постепенная конденсация 84
смеси бинарные 98
– многокомпонентные 100
Постепенное испарение 84
смеси бинарные 97
– многокомпонентные 99
Потенциал сушки 337
Потеря напора
общая 558
в трубчатом змеевике 554
Правило фаз (Гиббса) 52
Прандтля критерий 47
Продукты сгорания 512
Проект технический 12
Проектное задание 12
Прорези колпачков, расчет открытия 244
Просев 495
Проскок 275
газа поршневой 466
Противоток 34 сл.
Процессы
гидромеханические 7
массообменные (диффузионные) 7
механические 8
непрерывные 11
периодические 8
тепловые 8
химические 8
Прямая отдача 540 сл.
Прямоток 37
Псевдоожижение 462 сл.
скорость начала 463
структура 466
Пыли 358

Р

Рабочая линия 107, 110
Рабочие чертежи 12
Равновесие
кривая 66 сл.
смесей бинарных 63
– многокомпонентных 61 сл.
термодинамическое 50
фазовое
– законы 58
– константа 71
– кривая 67
Радиантная поверхность 534
Разделяющий агент 184
Раствор(ы)
идеальные 58
неидеальные 58
нормальные 58

рафинатный 295
экстрактный 296
Растворимость 77
Растворители селективные (избирательные) 295
Расчет
гидравлический 11
механический 11
технологический 11
Рауля закон 64
Рафинатный раствор 295
Рашига кольца 260
Реактор(ы)
адиабатические 631
идеального вытеснения 621
– смешения 621
изотермические
с кипящим слоем
непрерывные 621
периодические 621
политропические 637
расчет 653
и регенератор 648
частичного перемешивания 622
Реакции химические см. Химические реакции
Регенератор(ы)
пародистиллятные 608
и реактор 646
Регенерация
адсорбента см. Десорбция
тепла 566
Режим
«захлебывания» 253
начала подвисания жидкости 268
орошения полного 137
осаждения 360
ламинарный 363
переходный 363
турбулентный 363
пленочный 269
пневмотранспорта 468 сл.
смоченной тарелки 252
транспорта частиц 456
Рейнольдса критерий 47, 362
Ректификат 104
Ректификационная(ые) колонна(ы) 104
баланс материальный 107
– тепловой 117
с вводом водяного пара 158
давление 154
отгонная 104
полные и неполные 104
простые 104
сложные 104
температура сырья
укрепляющая 104
часть
концентрационная (укрепляющая) 104
отгонная (исчерпывающая) 104
Ректификация 101
давление 154
смесей азеотропных 183
– бинарных 105 сл.
– многокомпонентных 165 сл.
экстрактивная 188
Рециркуляция 163
Решетки распределительные
непровальные 477
провальные 474
Риформинг каталитический 618

С

Сверхцентрифуги 412
Седла
Берля 262
Инталлокс 262
Секция питания 104
Сепараторы 412 сл.
Системы гетерогенные (дисперсные) 358
Сита 495
молекулярные 276
Скорость
адсорбции 278
витания частиц 463
дымовых газов 508
захлебывания 253
в каналах поровых 458
критическая (начала псевдоожижения) 463 сл.
массопередачи 30
осаждения 360
паров минимальная 226
процесса внешнедиффузионного 278
– внутридиффузионного 278
реакции 624
сушки 343
фильтрации 458
фильтрования 375 сл.
Сложные смеси
доля отгона 91
кривые распределения 90
Слой
«кипящий» 456
плотный 456, 457
полидисперсный 465
псевдоожиженный, взвешенный или кипящий 456, 462
Смесители

статические 452
циркуляционного типа 455
Смеситель-отстойник 320
Смесь (и)
азеотропные 75
бинарные см. Бинарные смеси
близкокипящие 183
взаимно нерастворимые 79
— растворимые 63
граница деления 170
многокомпонентная см. Многокомпонентная смесь
сложные см. Сложные смеси
Смешение 443
Сопротивление(я)
гидравлическое 238
колонны насадочной 271
местные 238
осадка и перегородки 376
пучка конвекционных труб 564
стенки тепловое 602 сл.
тарелки 243
трения в газоходе 565
Сортировка 494
Состав равновесных фаз 61, 71
Статический смеситель 452 сл.
Степень
измельчения 488 сл.
очистки 416
превращения сырья 624
регенерации тепла 607
свободы 52
черноты поглощающей среды 540
экранированности кладки 540
Стокса уравнение 464
Стояки 471
Стриппинг-секция 104
Струя горячая 149, 150, 592 сл.
Суспензии 358
Сушилки
воздушные 342
газовые см. Газовые сушилки
контактные см. Контактные сушилки
Сушка
баланс материальный 333
— тепловой 335
газовая 330
кинетика 343
контактная 353
потенциал 338
скорость 343
теоретическая 340
Схемы соединения колонн 163
Сырье
ректификационной колонны 151 сл.
степень превращения 624
температура ввода 155

Т

Тарелка(и)
барботажные 221, 224, 227
диапазон рабочих нагрузок 226
жалюзийные 322
клапанные 232 сл.
классификация 221
колпачки 228
колпачковые 227
из S-образных элементов 231
коэффициент полезного действия 143
провальные 236
ситчатые 225
сопротивление 238
струйные 235
теоретическая см. Теоретическая тарелка
с устройствами переливными 231 сл.
чешуйчатые (язычковые) 235
число 137
эффективность 258
Тарельчатые колонны
диаметр 255
размеры 142
Температура
ввода сырья 151 сл.
верха колонны 155 сл.
газов дымовых 514
границы деления смеси 169 сл.
низа колонны 156
стенки трубы печи 542
— теплообменного аппарата 604
сырья ректификационной колонны 151
термометра мокрого 337
Температурный напор средний 605
Теоретическая тарелка
высота эквивалентная (ВЭТТ) 45, 273
число 43
в абсорбере 198, 200
в десорбере 202 сл.
расчет методом графическим
— «от тарелки к тарелке» 132
Теоретическое количество воздуха 510
Теория
моделирования 16, 17
подобия 16, 17
Тепловой баланс
абсорбера 201
десорбера 204
колонны ректификационной 117
печи трубчатой

потоки
внешние 14, 15
внутренние 14, 15
ректификации многокомпонентной 165 сл.
составление 14
статьи 15
сушки 333
теплообменного аппарата 598
Теплонапряженность
локальная 509
поверхности нагрева 509
пространства топочного 509
среднедопустимая 543
Теплообмен в печах трубчатых 504 сл.
Теплообменники 566
Теплообменные аппараты
баланс тепловой 598
с головкой плавающей 568
кожухотрубчатые 567 сл.
с компенсатором температурным 570
одно- двух- и многоходовые 567 сл.
оросительные 586
поверхностные 566
поверхность 604
погружные 585
расчет гидравлический 616
— поверхности 598
смешения 566
спиральные 580
температура стенки 604
типа «труба в трубе» 574 сл.
с трубками двойными 573
— U-образными 571
эффективность 572
Теплоотдача
коэффициент 600 сл.
Теплопередача
коэффициент 602
эффективность 508
Технический проект 12
Тодеса, Горошка, Розенбаума уравнение 464
Топливо
газообразное 512
горение 510
Точка росы
Трегубова метод 55
Трубчатая(ые) печь(и)
баланс тепловой
двухкамерная вертикальная с настильным пламенем 526
доля оттона в змеевике 553 сл.
камеры конвекции и радиации 505 сл.
коэффициент полезного действия 514
нагрузка тепловая полезная 515
расчет поверхности конвекционной 545
— радиантной 534
методами аналитическими 535
— эмпирическими 535
температура стенки трубы 542
теплообмен 504
типы 520 сл.
Трубы оребренные 577
Туманы 358
Тяга
естественная 562 сл.
искусственная 565

У

Унос
жидкости 226, 247 сл.
частиц 467
Уравнение
Адельсон 540
Антуана 54
Ашворта 56 сл.
Бакланова 556
диффузии дифференциальные
молекулярной 27
— и конвективной 29
Дюгема — Маргулиса 186 сл.
изотермы
фазы жидкой 64
— паровой 65
Киреева 55
Лэнгмюра 278
массопередачи 30 сл.
Мельпольдера и Хидингтона 68
Менделеева — Клапейрона 58
оперативной линии 109, 111
рабочей линии 109, 111
Стокса 464
Тодеса, Горошка, Розенбаума 464
Фенске 139
Фрейндлиха 278
Эргуна 461
Установка адсорбционно-десорбционная 194 сл.
Устройство(а)
газораспределительные
беспровальные 477
провальные 474
Утилизация тепла 548

Ф

Факел 504 сл.
Фактор

абсорбции 197
десорбции 209
Фенске уравнение 139
Фиктивное время реакции 625
Фильтр (ы)
барабанный 387 сл.
действия непрерывного 381
— периодического 381
емкостный 381
камерный 383
листовой 387
мешочные (рукавные) 395
Фильтрат 375
Фильтрование 373 сл.
под вакуумом 373
под давлением 373
газов 395 сл.
гидростатическое 373
режим при постоянной скорости 376, 378 сл.
— постоянном перепаде давления 376, 377 сл.
скорость 375, 376
центробежное 402 сл.
Фильтр-пресс
камерный 483 сл.
рамный 381 сл.
Флегма 104
Флегмовое число
бесконечное 137
рабочее 139
и число теоретических тарелок 141 сл.
Форсунки 506
Фрейндлиха уравнение 278
Фруда критерий 47
Фугат 398 сл.
Фугитивность 71
Фурье критерий 49

Х

Характеристика излучения 538
Химическая(ие) реакция(и)
время фиктивное 625
гетерогенные 621
гомогенные 621
каталитические и некаталитические 621
скорость 624
фиктивное время 625
экзотермические и эндотермические 621
эффект тепловой 622
Холодильники 567
Хоттеля график 518

Ц

Центрифуга (и)
с ножевой выгрузкой осадка 405
со шнековой выгрузкой осадка 407
маятниковые 404
периодическая подвесная 405
тарельчатые 413
трубчатые 412
Центрифугирование 397
отстойное 398
Цеолиты 276
Циклон(ы) 415 сл.
батарейный 418 сл.
гидроциклон 420

Ч

Чертежи рабочие 12
Число
единиц переноса (ЧЕП) 40
паровое см. Паровое число
степеней свободы 52
тарелок
теоретических 43
на метр высоты насадки 273
флегмовое см. Флегмовое число

Э

Эвапорационное пространство 104
Эквивалентная абсолютно черная поверхность 538
Экранированность кладки 507
Экстрактивная ректификация
схемы 188
Экстрактный раствор 295
Экстракторы
колонные
вибрационные 323
насадочные 320
пульсационные 323
тарельчатые 321
размеры 327
ротационные 324 сл.

типа смеситель-отстойник 319
Экстракция 305 сл.
многократная 310
многоступенчатая противоточная 306
однократная 308
противоточная 306
Электродегидраторы 421 сл.
Электрокоалесцер 423
Электроочистка газа 425
Электрофильтры 428 сл.
мокрые 428
пластинчатые 428
сухие 428
трубчаты 428, 430
Эргуна уравнение 461
Эффективность
извлечения 199
колонн насадочных 272 сл.
конвекции 505
перемешивания 443
тарелки 143
теплообменников кожухотрубчатых 566
теплопередачи 508

СОДЕРЖАНИЕ

Предисловие ... 3

Введение. Общие сведения по курсу "Процессы и аппараты" ... 5

Содержание курса и его назначение ... 5
Тенденции развития процессов нефтегазопереработки ... 6
Классификация основных (типовых) процессов и аппаратов технологии нефтегазопереработки ... 7
Назначение расчета процессов и аппаратов и его содержание ... 11
Общие положения о составлении материальных и энергетических балансов ... 13
Роль теорий подобия и моделирования в современных условиях ... 16

ЧАСТЬ ПЕРВАЯ. **МАССООБМЕННЫЕ (ДИФФУЗИОННЫЕ) ПРОЦЕССЫ** 19

Глава I. Основные понятия и законы массообмена ... 19

Роль массообменных процессов в нефтегазопереработке и нефтехимии ... 19
Общие признаки массообменных процессов ... 20
Способы выражения состава фаз ... 20
Основные законы массообмена ... 24
Дифференциальные уравнения молекулярной и конвективной диффузии ... 26
Основное уравнение массопередачи ... 30
Определение коэффициента массопередачи через коэффициенты массоотдачи ... 31
Материальный баланс массообменного процесса ... 34
Средняя движущая сила диффузионного процесса и число единиц переноса ... 40
Число теоретических тарелок ... 43
Подобие в процессах массообмена ... 46
Массообмен в системах с твердой фазой ... 48

Глава II. Равновесные системы ... 50

Правило фаз и его применение к процессам массообмена ... 50
Насыщенные и перегретые пары ... 53
Определение давления насыщенных паров индивидуальных веществ и нефтепродуктов ... 54
Классификация двухкомпонентных смесей жидкостей ... 57
Основные законы фазового равновесия ... 58
Равновесные составы фаз ... 61
Равновесие двухкомпонентных систем ... 63
Уравнение и кривая равновесия фаз бинарной смеси ... 66
Изобарные температурные кривые ... 68
Энтальпийная диаграмма ... 69
Расчет равновесных составов фаз при помощи констант фазового равновесия ... 71
Равновесие при высоких давлениях ... 72
Равновесие двухкомпонентных систем, частично отклоняющихся от закона Рауля ... 73
Равновесие взаимно растворимых двухкомпонентных систем, образующих азеотропные смеси ... 75
Равновесие частично растворимых жидкостей ... 77
Равновесие взаимно нерастворимых жидкостей ... 79
Равновесие многокомпонентной смеси в присутствии водяного пара (инертного газа) 81

Глава III. Испарение и конденсация ... 83

Сущность процессов испарения и конденсации ... 83
Однократное испарение (конденсация) ... 85
Многократное испарение и конденсация ... 93
Постепенное испарение (конденсация) ... 97

Глава IV. Ректификация ... 101

Сущность процесса ректификации двухкомпонентных смесей ... 101

Принципиальное устройство ректификационной колонны ... 103
Материальный баланс ректификационной колонны ... 105
Уравнение рабочей линии ... 107
Расчет составов потоков в секции питания ... 113
Минимальные потоки орошения и паров ... 116
Тепловой баланс колонны ... 117
Построение рабочих линий на энтальпийной диаграмме ... 120
Влияние изменения потоков паров и флегмы по высоте колонны на рабочую линию ... 124
Построение рабочей линии на диаграмме *x*—*y* при помощи энтальпийной диаграммы 125
Определение числа теоретических тарелок графическим методом на диаграмме *x*—*y* ... 127
Определение числа теоретических тарелок методом "от тарелки к тарелке" ... 132
Графическое определение числа теоретических тарелок на энтальпийной диаграмме ... 134
Аналитические методы расчета числа теоретических тарелок ... 137
Определение оптимального флегмового (парового) числа ... 141
Эффективность тарелки ... 143
Способы создания орошения в колонне ... 144
Способы подвода тепла в низ колонны ... 149
Влияние температуры вводимого сырья на работу ректификационной колонны ... 151
Влияние давления на процесс ректификации ... 154
Расчет температур в различных сечениях колонны ... 155
Особенности работы ректификационной колонны с вводом водяного пара ... 158
Ректификация многокомпонентных смесей ... 161
Особенности расчета ректификации многокомпонентных смесей ... 165
Расчет режима полного орошения при ректификации многокомпонентных смесей ... 169
Приближенный метод расчета ректификации многокомпонентных смесей при рабочем флегмовом числе ... 173
Аналитический расчет числа тарелок в колонне при ректификации многокомпонентной смеси ... 175
Особенности расчета сложной колонны для ректификации многокомпонентной смеси 178
Особенности работы сложной колонны с промежуточным орошением ... 181

Глава V. Азеотропная и экстрактивная ректификация ... 183

Особенности ректификации близкокипящих и азеотропных смесей ... 183
Влияние концентрации разделяющего агента и температуры системы на величину коэффициента относительной летучести ... 186
Принципиальные схемы азеотропной и экстрактивной ректификации ... 188

Глава VI. Абсорбция и десорбция ... 191

Физическая сущность процесса абсорбции ... 191
Основное уравнение массопередачи при абсорбции ... 193
Принципиальные схемы абсорбционных установок ... 194
Материальный баланс абсорбера ... 196
Графический расчет числа теоретических тарелок в абсорбере ... 200
Тепловой баланс абсорбера ... 201
Графический расчет числа теоретических тарелок в десорбере ... 202
Тепловой баланс десорбера ... 204
Расчет процесса абсорбции многокомпонентной смеси ... 205
Расчет процесса десорбции многокомпонентной смеси ... 209
Осушка природных газов ... 211
Основные факторы, влияющие на процессы абсорбции и десорбции ... 214
Конструкции абсорберов ... 215

Глава VII. Основные типы и расчет ректификационных и абсорбционных колонн ... 220

Основы классификации аппаратов колонного типа ... 220
Тарельчатые колонны ... 221
Гидравлический расчет тарелок с переливными устройствами ... 238
Гидравлический расчет тарелок провального типа ... 251
Определение диаметра тарельчатых колонн ... 255
Эффективность тарелок различных конструкций ... 258
Насадочные колонны ... 260

Глава VIII. Адсорбция ... 274

Сущность процесса адсорбции ... 274
Характеристики адсорбентов ... 276
Изотерма адсорбции ... 277
Десорбция ... 279
Расчет процесса адсорбции (десорбции) ... 282
Адсорберы ... 284
Расчет основных размеров адсорбера (десорбера) ... 293

Глава IX. Экстракция ... 295

Сущность процесса экстракции ... 295
Треугольные диаграммы ... 297
Основные свойства треугольной диаграммы ... 300
Кривая равновесия фаз на треугольной диаграмме ... 303
Основные методы осуществления экстракции ... 305
Расчет однократной экстракции ... 308
Расчет многократной экстракции ... 310
Расчет противоточной экстракции ... 312
Расчет противоточной экстракции на диаграмме $x-y$ ... 316
Экстракторы ... 319
Расчет основных размеров экстракционных аппаратов ... 327

Глава X. Сушка ... 330

Основные представления о сушке ... 330
Физические свойства влажного воздуха ... 331
Равновесная влажность и виды связи влаги с материалом ... 332
Материальный и тепловой балансы процесса сушки ... 333
Диаграмма $H-x$ для влажного воздуха ... 337
Определение расхода воздуха и тепла на сушку по диаграмме $H-x$ ... 339
Кинетика газовой сушки ... 343
Конструкции газовых сушилок ... 344
Контактные сушилки ... 353

ЧАСТЬ ВТОРАЯ. **ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ** ... 358

Глава XI. Характеристика дисперсных систем ... 358

Глава XII. Отстаивание ... 360

Скорость осаждения ... 360
Производительность отстойников ... 366
Аппаратура для отстаивания ... 367

Глава XIII. Фильтрование ... 373

Виды фильтрующих перегородок и осадков ... 374
Теоретические основы фильтрования ... 375
Фильтрование при постоянном перепаде давления ... 377
Фильтрование при постоянной скорости ... 378
Промывка осадка на фильтре ... 380
Аппаратура для фильтрования ... 381
Схема расчета фильтров ... 393
Фильтрование газов ... 395

Глава XIV. Центробежное осаждение и центробежное фильтрование ... 397

Центробежная сила и фактор разделения ... 397
Отстойное центрифугирование ... 398
Центробежное фильтрование ... 402
Конструкции центрифуг и сепараторов ... 404
Разделение неоднородных систем в циклонах ... 415

Глава XV. Электрическое осаждение ... 421

Электрические способы разделения нефтяных эмульсий ... 421
Электрическая очистка газа ... 425
Расчет электрофильтров ... 430

Глава XVI. Разделение газовых дисперсных систем ... 433

Глава XVII. Перемешивание жидкостей ... 443

Назначение и способы перемешивания ... 443
Механическое перемешивание ... 443
Барботажное перемешивание ... 449
Гидравлические способы перемешивания ... 452

Глава XVIII. Гидродинамика слоя зернистых материалов ... 456

Движение потока газа (паров или жидкости) через плотный слой зернистого материала ... 457
Движение потока газа (паров или жидкости) через взвешенный слой зернистого материала ... 462
Режим пневмотранспорта ... 468
Гидродинамика стояков, затворов, распределительных решеток ... 471

ЧАСТЬ ТРЕТЬЯ. **МЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ** ... 479

Глава XIX. Измельчение твердых материалов ... 479

Физические основы измельчения твердых материалов ... 479
Машины крупного дробления ... 483
Машины среднего и мелкого дробления ... 484
Машины тонкого измельчения ... 488

Глава XX. Классификация и дозирование твердых материалов ... 494

Основные виды классификации зернистого материала ... 494
Классификаторы ... 495
Дозирование твердых материалов ... 501

ЧАСТЬ ЧЕТВЕРТАЯ. **ТЕПЛОВЫЕ ПРОЦЕССЫ** ... 504

Глава XXI. Трубчатые печи ... 504

Теплообмен в трубчатой печи ... 504
Основные показатели работы трубчатых печей ... 509
Расчет процесса горения топлива ... 510
Тепловой баланс ... 513
Полезная тепловая нагрузка печи и расход топлива ... 515
Поглощение тепла пучком радиантных труб ... 515
Основные типы печей ... 520
Расчет радиантной поверхности ... 534
Расчет конвекционной поверхности ... 545
Утилизация тепла дымовых газов ... 548
Гидравлический режим и расчет потери напора в трубчатом змеевике ... 552
Газовое сопротивление и тяга ... 562

Глава XXII. Теплообменные аппараты ... 565

Классификация теплообменных аппаратов ... 566
Нагревающие и охлаждающие агенты ... 595
Расчет поверхностных теплообменных аппаратов ... 598
Выбор и расчет системы регенерации тепла нефтеперерабатывающих установок ... 607
Особенности расчета конденсаторов-холодильников, пародистиллятных регенераторов и кристаллизаторов ... 608
Особенность расчета аппаратов воздушного охлаждения ... 614
Гидравлический расчет теплообменных аппаратов ... 616

ЧАСТЬ ПЯТАЯ. **ПРОЦЕССЫ ХИМИЧЕСКОЙ ПЕРЕРАБОТКИ НЕФТЯНОГО СЫРЬЯ** 618

Глава XXIII. Основные закономерности нефтехимических процессов ... 618

Краткая характеристика важнейших химических процессов переработки нефтяного сырья ... 618
Основы классификации химических процессов и реакторов ... 620
Тепловой эффект химической реакции ... 622
Основы кинетики нефтехимических реакций. Определение реакционного объема ... 624
Особенности материального баланса химического процесса ... 629

Глава XXIV. Реакционные аппараты ... 631

Основные типы реакционных аппаратов ... 631
Схема расчета реакционных аппаратов ... 653

Список литературы ... 659

Предметный указатель ... 663

УЧЕБНОЕ ИЗДАНИЕ

Скобло Александр Ионович
Молоканов Юрий Константинович
Владимиров Альберт Ильич
Щелкунов Владимир Алексеевич

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ НЕФТЕГАЗОПЕРЕРАБОТКИ И НЕФТЕХИМИИ

Заведующий редакцией *Т.К. Рубинская*
Редакторы издательства *Е.Г. Вороновская, Н.В. Сергеева, В.Н. Слесаренко, С.А. Скотникова*
Переплет художника *Н.П. Новиковой*
Художественный редактор *Н.П. Новикова*
Технический редактор *Г.В. Лехова*
Корректоры *Е.И. Микрякова, Л.Н. Пантелеева*
Операторы *Л.Е. Конькова, М.Г. Чеснокова*
Компьютерная верстка *И.В. Севалкина*

Изд. лиц. № 071678 от 03.06.98. Подписано в печать с репродуцированного оригинал-макета 22.02.2000. Формат 70×100 1/16. Гарнитура "Балтика". Печать офсетная. Усл. печ. л. 54,82. Уч.-изд. л. 56,12. Тираж 1500 экз. Заказ 1810 /879.
Набор выполнен на компьютерной технике в ОАО "Издательство "Недра"

ООО "Недра-Бизнесцентр"
125047 Москва, пл. Тверская застава, 3

ППП "Типография "Наука" Академиздатцентр РАН
121099 Москва, Шубинский пер., 6

ДЛЯ ЗАМЕТОК