

СЕРИЯ «ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ХИМИЧЕСКОЙ И НЕФТЕХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ» ОЛЕВСКИЙ В. М., РУЧИНСКИЙ В. Р. Роторно-пленочные и тепло- и массообменные аппараты, 1977

АКСЕЛЬРУД Г. А., МОЛЧАНОВ А. Д. Растворение твердых веществ, 1977

ГЕЛЬПЕРИН Н. И., ПЕВАЛК В. Л., КОСТАНЯН А. Е. Структура потоков и эффективность колонных аппаратов химической промышленности, 1977

ЖОРОВ Ю. М. Моделирозание физико-химических процессов нефтепереработки и нефтехимии, 1978.

АЛЕКСАНДРОВ И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. Методы расчета и основные конструкции. Изд. 3-е, 1978.

ХАМСКИЙ Е.В. Кристаллизация в химической промышленности, 1979

РОМАНКОВ П. Г., РАШКОВСКАЯ Н. Б. Сушка во взвешенном состоянии. Изд. 3-е, 1979.

ПЛАНОВСКИЙ А. Н., МУМТАЕВ В. И., УЛЬЯНОВ В. М. Сушка дисперсных материалов в химической промышленности, 1979.

РАЗУМОВ И. М. Пневмо- и гидротранспорт в химической промышленности, 1979

МОЛОКАНОВ Ю. К. Процессы и аппараты нефтегазопереработки, 1980

РУДОБАШТА С. П. Массоперенос в системах с твердой фазой, 1980

Масштабный переход в химической промышленности, 1980

ВОЛЬТЕР Б. В., САЛЬНИКОВ И. Е. Устойчивость режимов работы химических реакторов, 1981

ПРОТОДЬЯКОНОВ И.О., МАРЦУЛЕВИЧ Н.А., МАРКОВ А.В. Явление переноса в процессах химической технологии, 1981

ГЕЛЬПЕРИН Н. И. Основные процессы и аппараты химической технологии, 1981

ШЕРВУД Т., ПИГФОРД Р., УИЛКИ Ч. Массопередача, 1982



Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности

2-е ИЗДАНИЕ, ПЕРЕРАБОТАННОЕ И ДОПОЛНЕННОЕ

Допущено Министерством высшего и среднего специального образования СССР в качестве учебника для студентов нефтяных специальностей вузов





МОСКВА «ХИМИЯ» 1982

6П7.1 + 6П7.43 С 44

УДК 66.011.665.6/.7 (075.8)

А. И. Скобло, И. А. Трегубова, Ю. К. Молоканов

Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. — 2-е изд., перераб. и доп. — М.: Химия, 1982 — (Серия: «Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии») — 584 с., 363 ил.

Книга является учебником для студентов нефтяных высших учебных заведений и факультетов механических, технологических и автоматизации производственных процессов, готовящих специалистов для нефтегазоперерабатывающей, нефтехимической и других родственных отраслей промышленности.

В книге изложены теоретические основы типовых процессов переработки углеводородных смесей, принципиальное устройство и методы расчета аппаратов и машин, применяемых для проведения массообменных, гидродинамических, механических, тепловых и нефтехимических процессов.

Учебник может быть использован студентами указанных специальностей при курсовом и дипломном проектировании, он будет полезен для работников научно-исследовательских и проектных организаций, а также промышленных предприятий нефтегазоперерабатывающей, нефтехимической и других отраслей промышленности.

584 с., 15 табл., 363 рис., список литературы 67 ссылок

Рецензент: кафедра процессов и аппаратов Уфимского нефтяного института (зав. кафедрой проф. КОНДРАТЬЕВ А. А.)

C 2803020100-071 050(01)-82 71.82.



Предисловие	11
Введение. Общие сведения по курсу «Процессы и аппараты»	13
Содержание курса и его значение Тенденции развития процессов нефтегазопереработки. Классификация основных (типовых) процессов и аппаратов технологии нефтегазопереработки Назначение расчета процессов и аппаратов и его содержание. Общие положения о составлении материальных п энергетических балан- сов Роль теорий подобия и моделирования в современных условиях.	13 14 15 19 21 25
HACTH HEPRAS	

массообменные (диффузионные) процессы

<i>Глава Г.</i> Основные понятия и законы массооомена	21
Роль массообменных процессов в нефтепереработке и нефтехными	27
Общие признаки массообменных процессов	27
Способы выражения состава фаз	28
Основные законы массообмена	28
Молекулярная диффузия	31
Дифференциальное уравнение молекулярной диффузии	32
Дифференциальное уравнение конвективной и молекулярной диффузии	35
Основное уравнение массопередачи	3/
Определение коэффициента массопередачи через коэффициенты массо-	-
Индачи в насто в констраната произост	09
Срания прихишая спла виффизионного процесса	41
Чисто теоретических таровок	40
Полобие в процессах массообмена	51
Массопбиен в системах с твервой фазой	53
	00
Елава II. Равновесные системы	56
Правило фаз и его применение к процессам массосбмена.	56
Насыщенные п перегретые пары	59
Определение давления насышенных паров индивидуальных вешеств и	
нефтепродуктов	60
	-

Классификация двухкомпонентных смесей жидкостей Основные законы фазового равновесия	63 64
Равновесные составы фаз	69
Уравнение и кривая равновесия фаз бинарной смеси.	72
Изобарные температурные кривые	74
Энтальпийная диаграмма Расчет равновесных составов фаз при помощи констант фазового равно-	75
весия	- 77
Равновесне при высоких давлениях	10
Равновесие двухкомпонентных систем, частично отклоняющихся от закона	78
Равновесие взаимно растворимых двухкомпонентных систем, образующих	
азеотволные смеси	80
Равновесие частично растворимых жидкостей.	82
Равновесие взаимно нерастворимых жидкостей	85
Равновесие многокомпонентной смеси в присутствии водяного пара (инерт-	
ного газа)	87
<i>Елава III.</i> Испарение в конденсация	89
Ознократное испарение (конленсация)	90
Многократное испарение и конденсация	98
Постепенное испарение (конденсация)	101
Глава IV. Ректификация	105
Сущность процесса ректификации двухкомпонентных смесей	105
Принципиальное устоойство ректификационной колонны.	106
Материальный баланс ректификационной колонны	108
Тепловой баланс колонны	109
Уравнение рабочей линии	111
Расчет составов потоков в секции питания	117
Построение рабочих линий на энтальпийной диаграмме	119
Минимальные потоки орошения и паров	122
Влияние изменения потоков паров и флегмы по высоте колокны на рабо-	104
Чую линию	124
	126
Определение числа теоретических тарелок графическим метолом на лиа-	120
$r_{\text{Damme } x-y}$	127
Графическое определение числа теоретических тарелок на энтальпийной	
диаграмме	132
Аналитические методы расчета числа теоретических тарелок	134
Определение числа теоретических тарелок методом «от тарелки к тарелке»	139
Эффективность тарелки	142
Определение флегмового (парового) числа	143
Влияние температуры вводимого сырья на работу ректификационной	1.47
КОЛОННЫ	145
Способы создания орошения в колоние,	140
Влицина тартерия на прошесс ректимизации	155
Расиет температур в различных сечениях колонны	156
Особенности работы ректификационной колонны с вволом воляного вара	158
Ректификация многокомпонентных смесей	162
Особенности расчета ректификации многокомпонентных смесей.	166
Расчет режима полного орошения при ректификации многокомпонентных	
CMECEN - to a reason of a set with a set of a set of the set of th	170

Приближенный метод расчета ректификация многокомпонентных смесей при рабочем флегмовом числе Аналитический расчет числа тарелок в колоние при ректификации много-	173
компонентной смеси Особенности расчета сложной колонны для ректификации многокомпо-	176
нентной смеси Особенности работы сложной колонны с промежуточным орошением	182
Глава V. Азеотропная и экстрактивная ректификация	184
Особенности ректификации близкокипящих и азеотропных смесей компо-	
нентов	184
величину коэффициента относительной летучести	187 189
Глава VI. Абсорбция и десорбция	193
Физическая сущность процессов абсорбции и десорбшии	193
Основное уравнение массопередачи при абсорбции	194
Материальный оаланс авсорбера	196
Расчет абсорбщии жирных газов	201
Графический расчет числа теоретических тарелок в абсорбере	203
Тепловой баланс абсорбера	205
Расчет процесса десорбции	206
Графический расчет числа теоретических тарелок в десорбере	208
Ссновные факторы, влияющие па процессы абсорбции и десорбции	210
Гадая VII Основные типы и васнет ректификационных и обсорбнион-	
ных колони	213
Основы классификации аппаратов колонного типа	213
Насадочные колонны	215
Тарельчатые колонны	227
Определение основных размеров тарельчатых колонн	239
идравлический расчет тарелок с переливными устроиствами Гидравлический расчет тарелок провального типа	240 252
Глава VIII. Адсорбция	256
Сущность процесса адсорбции	256
Характеристики адсорбентов	258
Изотерма адсорбции	269
Матория решиналариения процессо слеорбным	262
Расцет процесса алсорбници (лесорбници)	204
Расчет основных размеров адсорбера (десорбера).	271
Глава IX. Экстракция	273
Сушность процесса экстракции	273
Треугольные диаграммы	275
Основные свойства треугольной диаграммы	278
Кривая равновесия фаз на треугольной днаграмме	281
Основные методы осуществления экстракции.	283

Расчет однократной экстракции	286
Расчет многократной экстракции	266
Расчег противоточной экстракции	289
Расчет противоточной экстракции на диаграмме х-и	292
Экстракторы	294
Расчет основных размеров экстракционных аппаратов	299
Глава Х. Сушка	302
Основные представления с процессе сушки	302
Физические свойства влажного воздуха	303 🗸
Равновесная влажность и виды связи влаги с материалом	305 V
Материальный и тепловой балансы процесса сушки.	306
Диаграмма И-х для влажного воздуха	309
Определение расхода воздуха и тепла на сушку, по диаграмме И-х	312
Кинетика газовой сушки	315
Конструкции газовых сушилок	316
Контактные сушилки	321

ЧАСТЬ ВТОРАЯ

гидродинамические процессы

Глава XI. Характеристика дисперсных систем	·	. 327
Глава XII. Осаждение под действием силы тяжести	•	. 330
Скорость осаждения		. 330
Производительность отстойников		. 335
Аппаратура для отстаивания	•	. 336
Глава XIII. Фильтрование		. 340
Виды фильтрующих перегородок и осадков		. 340
Теоретические основы фильтрования		. 341
Фильтрование при постоянном перепаде давления		. 343
Фильтрование при постоянной скорости.		. 345
Промывка осадка на фильтре		. 346
Аппаратура для фильтрования		. 347
Схема расчета фильтров		. 355
Фильтрование газов	÷.,	358
Глава XIV. Центробежное осаждение и центробежное фильтрование.		. 360
Центробежная сила и фактор разделения		. 360
Отстойное центрифугирование		, 361
Центробежное фильтрование		. 365
Конструкция центрифуг		. 367
Разделение неоднородных систем в циклонах.		372
Глава XV. Электрическое осаждение	÷	. 377
Электринеские способы взавеления нефтяных эмульсии		077
Электрические спосоош разденения асфилиах эмульсии	• •	. 3/7
CMERIPHACERAN OUNCINA 1030	• •	· 379

Глава XVI. Разделение газовых дисперсных	систем					÷			384
Глава XVII. Перемешивание жидкостей			•	• •	•				387
Назначение и способы перемешивания	e Serre rye	9 A							387
Механическое перемешивание		÷. •		• •	• •		•	•	388
Бароогажное перемешивание			•	E 4			•	÷.,	202
Глава XVIII. Гипоодинамика слоя зернистых	матери	ало	8.				-	Ì	395
Движение газа через плотный слой зернист	TOTO MAT	ерна	ала					÷	396
Движение газа через взвешенный слой зерн	истого м	атер	нал	ıa .					400
Режим пневмотранспорта				45.5×					406
Гидродинамика стояков, затворов, распредел	пительны	x p	еш	eto	к.				409

ЧАСТЬ ТРЕТЬЯ

МЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ

Глава XIX. Измельчение твердых [материалов	414
Физические основы измельчения твердых материалов	. 414
Машины крупного дробления	. 417
Машины среднего и мелкого дробления	. 418
Машины тонкого измельчения	421
Глава XX. Классификация и дозирование твердых материалов	. 426
Основные виды классификации зернистого материала	. 427
Классификаторы	. 427
Дозирование твердых материалов	. 431

ЧАСТЬ ЧЕТВЕРТАЯ

тепловые процессы

Глава XXI. Грубчатые печи	433
Назначение и основные характеристики огневых нагревателей	433
Теплообмен в трубчатой печи	434
Основные показатели работы трубчатых печей.	438
Расчет процесса горения топлива.	439
Тепловой баланс	442
Полезная тепловая нагрузка печи и расхол топлива	444
Поглощение тепла пучком радиантных труб	445
Основные типы печей	449
Расчет радиантной поверхности	458
Расчет конвекционной поверхиости	471
	174
Сиправлинский рачин и расная назак на ста триблатом писание	477
Кларавинисский режим и расчет нотера напора в трубчатом зысевике	400
казовое сопротивление и тяга	460
Глава XXII. Теплообменные аппараты	490
Классификания теплообменных аппаратов	100
	430
	500
вибор и воерхностных тепловоженных аппаратов.	510
высор и расчет системы регенерации тепла пефтеперерабатывающих уста-	
HOBOK	520

Особенности расчета конденсаторов-холодильников, пародистиллятных	
регенераторов и кристаллизаторов	521
Особенность расчета аппаратов воздушного охлаждения	527
Гидравлический расчет теплообменных аппаратов	530

ЧАСТЬ ПЯТАЯ

процессы химической переработки нефтяного сырья

Глава XXIII. Основные закономерности нефтехимических процессов . . . 533

Краткая характеристика важнейших химических процессов переработки	
нефтяного сырья	533
Основы классификации химических процессов и реакторов.	536
Тепловой эффект химической реакции	538
Основы кинетики нефтехимических реакций. Определение реакционного	
объема	540
Особенности материального баланса химического процесса	54 5
Глава XXIV. Реакционные аппараты	548
Основные типы реакционных аппаратов	548
Схема расчета реакционных аппаратов	566
Литератира	572
Предметный указатель	575

Учебник «Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности» авторов А.И.Скобло, И.А.Трегубовой и Н. Н. Егорова, вышедший в 1962 году первым изданием, стал основным учебником студентов нефтяных вузов и факультетов, связанных с вопросами нефтегазопереработки и нефтехимии.

За истекшие годы был накоплен определенный опыт преподавания данного курса, некоторые представления и взгляды подверглись пересмотру и уточнению, в практику расчетов различных процессов и аппаратов широко вошли электронно-вычислительные машины (ЭВМ) разных поколений, что позволило применять более сложные расчетные методы и уравнения и повысить требования к точности вычислений.

Настоящий учебник написан для студентов нефтяных высших учебных заведений и факультетов специальностей:

машины и аппараты химических производств со специализацией машины и аппараты нефтегазоперерабатывающей и нефтехимической промышленности;

технология нефтяного аппаратостроения;

химическая технология переработки нефти и газа;

технология органического и нефтехимического синтеза;

радиационная химия;

автоматизация производственных процессов.

Он может быть полезным также и для студентов других специальностей нефтяного и газового профилей, специализирующихся на переработке нефти, газа и другого углеводородного сырья и применяемом для этих целей оборудовании.

В учебнике рассмотрены основные вопросы теории и расчета типовых процессов и аппаратов, являющихся составными частями сложных современных технологических установок переработки нефти, природного и попутного углеводородных газов, вторичного сглеводородного сырья.

Разделы, связанные с изучением гидравлики, насосов и компрессоров, а также холодильных процессов, в учебнике не представлены, так как в вузах нефтяного профиля эти дисциплины читаются по специальным программам и учебникам вне курса «Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности». В учебнике не приведены примеры расчетов различных процессов и аппаратов, включая расчеты на ЭВМ, 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.

При работе над вторым изданием в учебник внесены изменения и дополнения, ряд разделов переработан, обновлен графический и иллюстративный материал.

Введение и главы с первой по десятую включительно написаны проф. Ю. К. Молокановым, остальные главы — совместно проф. А. И. Скобло и доц. И. А. Трегубовой.

Авторы выражают признательность рецензенту проф. А. А. Кондратьеву за полезные замечания и конструктивные предложения, способствовавшие улучшению качества книги.

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

Авторы

Введение

Общие сведения по курсу "Процессы и аппараты"

СОДЕРЖАНИЕ КУРСА И ЕГО ЗНАЧЕНИЕ

На современном этапе развитие нефтегазоперерабатывающей и нефтехимической промышленности характеризуется значительным ростом объемов добычи и переработки нефти и газа, расширением ассортимента и повышением качества выпускаемой продукции, строительством установок большой единичной мощности, увеличением глубины переработки нефти. 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 химической и нефтехимической технологии; б) принципов устройства оборудования для осуществления этих процессов; в) основных методов расчета типовых процессов и аппаратов химической и нефтехимической технологии. 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 соответствии с «Основными направлениями развития народного хозяйства СССР на 1976—1980 гг.» к концу десятой пятилетки, надежная сырьевая создана база для увеличения производства высокооктановых бензинов, малосернистых дизельных и авнационных топлив, ароматических углеводородов, высококачественных смазочных масел.

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.

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. м³/год. Существенно возросли мощности установок, осуществляющих вторичные процессы (вторичная перегонка бензинов, каталитический крекинг, пиролиз и др.).

Основная тенденция современной нефтегазопереработки и нефтехимии — создание крупнотоннажных и комбинированных установок на базе агрегатов большой единичной мощности.

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 ввиду такие процессы, как ректификация, абсорбция, экстракция, адсорбция, сушка, отстаивание, фильтрование, центрифугирование и др., а также различные 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 загрузки 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 крупнотокнажные 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, температуры 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 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, хладоагентов, 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, определяется 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.

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 назаконе 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).

Принции 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 получаем 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.



Рис. В-З. Схема внешних потоков для составления матернального и энергетического (теплового) балансов.

В согласни с изложенными принципами можно записать следующие балансовые уравнения: для установившегося процесса: материальный баланс

$$\sum_{i} G'_{i} = \sum_{i} G'_{i} \qquad (B, 1)$$

энергетический (тепловой) баланс

$$\sum Q'_i = \sum Q''_i \qquad (B, 2)$$

для неустановившегося процесса:

материальный баланс

$$\sum_{i} dG'_{i} - \sum_{i} dG'_{i} = dG \qquad (B, 3)$$

энергетический (тепловой) баланс

$$\sum_{i} dQ'_{i} - \sum_{i} dQ'_{i} = dQ \tag{B. 4}$$

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.

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 энергин, необходимо определить материальные и тепловые потоки в соответствующих

ТАБЛИЦА В.1

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

Πατοκ η ετο условное οбозначение	Плотность. Кр/м ³	Температура, °С	Энтальпия, кДж/кг	Поток массы, кг/с	Поток тепла, Вт
Приход					
Нефть (н)	ρμ	$t'_{\rm H}$	$h'_{\rm H}$	G'u	Q' ₁₁
Горячая струя (г. с.)	ρ _{r.c}	Fr.c.	h' _{r.c}	<i>G</i> ' _{F.c}	Q'c. c
Хладоагент (охл.)	Р _{охл}	t _{́охл}	h _{охл}	G _{охл}	Q _{oxa}
Итого				$\sum_{i} G'_{i}$	$\sum_{i} Q'_{i}$
Расход		1. 1. 1.			
Газ (г.)	ρŗ	$t_p^{\prime\prime}$	h",	G _r	$Q_{\rm r}^{\prime\prime}$
Бензин (б.)	ρ ₆	ť ₆	$h_{6}^{''}$	G_6	Q _o
Нефть отбензиненкая (и. о.)	ρ., ο	t"	h. 0	G. 0	Q", 0
Горячая струя (г. с.)	Pr. c	t _{r.c}	h", c	<i>G</i> ", c	Q., c
Хладоагент (охл.)	, Рохл	l'oxn	h _{oxn}	Goxn	Q _{oxn}
Потери (пот)	ρ,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,,	t _{nor}	h"	G _{not}	Q _{nor}
Итого				$\sum_{i} G_{i}^{*}$	$\sum_{i} Q_{i}^{*}$



Рис. В-4. Схема для определения внутренних потоков: *а* — верхияя часть аппарата (выше сечения *I*-1); *б* — нижняя часть аппарата (ниже сезения *I*-1).

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 Gв произвольном сечении аппарата, приведена на рис. В-4. Для определения указанных потоков мысленно разрежем аппарат в интересующем нас сечении I-1 (см. рис. В-3) и отбросим одну из частей (см. рис. В-4, a, b). Действие отброшенной части на оставшуюся заменим внутренними потоками. Затем для любого из двух вариантов, представленных на рис. В-4, запишем уравнения материального и энергетического балансов. Так, например, для части аппарата, находящейся выше сечения I-1, материальный и тепловой балансы будут выглядеть следующим образом:

материальный баланс

$$\sum_{i} G'_{i} + G = \sum_{i} G'_{i} + L$$
 (B, 5)

тепловой баланс

$$\sum_{i} Q'_{i} + GH_{g} = \sum_{i} Q''_{i} + Lh_{L}$$
(B, 6)

При известных энтальпиях внутренних потоков H_{G} и h_{L} из уравнений (B, 5) и (B, 6) можно определить 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 электронно-вычислительных машин (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 этана 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.

ЧАСТЬ ПЕРВАЯ

МАССООБМЕННЫЕ (ДИФФУЗИОННЫЕ) ПРОЦЕССЫ

Глава І

Основные понятия и законы массообмена

РОЛЬ МАССООБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ В нефтепереработке 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 пропанпропиленовой, бутан-бутиленовой, бензиновой фракций, которые служат сырьем для нефтехимической промышленности.

Для извлечения ароматических углеводородов из бензиновых фракций, при производстве масел, применяется процесс экстракции.

Процесс сушки нашел применение в производстве катализаторов.

Даже такой неполный перечень использования массообменных процессов в нефтепереработке свидетельствует о их широком распространении и важности решаемых с помощью этих процессов технологических задач.

Рис. I-1. Схема переноса вещества между двумя фазами: $a - ns \phi ass G n \phi asy L: G - us$ $\phi ass L n \phi asy G.$ $L x y_p = y_p(x)$ $L x y_p = y_p(x)$

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 или градиент концентраций. При этом перенос массы осуществляется за счет разности 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 (рис. I-1).

5. Перенос вещества из одной фазы в другую происходит через границу раздела фаз, на которой предполагается состояние равновесия 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 чистыми компонентами, а с их смесями в различных фазах. Для характеристики состава такой смеси пользуются относительными содержаннями (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) будем обозначать через x_i , в другой фазе (например, в паровой) — через y_i .

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

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

Очевидно, что x_l ≪ 1 и

$$\sum_{l=1}^{n} x_{l} = \sum_{l=1}^{n} \frac{g_{l}}{g} = 1$$
 (1, 2)

(1, 1)

Аналогично для второй фазы можно записать

$$y_{l} = \frac{G_{l}}{G} = \frac{G_{l}}{\sum_{i=1}^{n} G_{i}}$$
(1, 3)

и уі ≤ 1, н

$$\sum_{i=1}^{n} y_i = \sum_{i=1}^{n} \frac{G_i}{G} = 1$$
 (1, 4)

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.

$$x_{i}' = \frac{N_{i}}{N} = \frac{N_{I}}{\sum_{i=1}^{n} N_{i}}$$
(1, 5)

Соответственно $x'_i \ll 1$ н

$$\sum_{i=1}^{n} x_i' = \sum_{i=1}^{n} \frac{N_i}{N} = 1$$
 (I, 6)

Аналогичные выражения можно записать и для компонентов y'_{ℓ} второй фазы.

Объемная доля v_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.

$$v_{i} = \frac{V_{i}}{V} = \frac{V_{i}}{\sum_{i=1}^{n} V_{i}}$$
(1, 7)

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

$$\sum_{i=1}^{n} v_i = \sum_{i=1}^{n} \frac{V_i}{\sum_{j=1}^{n} V_j} = 1$$
 (I, 8)

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

$$N_l = \frac{g_l}{M_l} \tag{I, 9}$$

Тогда можно получить следующее уравнение взаимосвязи для мольных и массовых долей:

$$\dot{x_i} = \frac{N_i}{\sum N_i} = \frac{\frac{g_i}{M_i}}{\sum \frac{g_i}{M_i}} = \frac{\frac{g_i}{gM_i}}{\sum \frac{g_i}{gM_i}} = \frac{\frac{x_i}{M_i}}{\sum \frac{x_i}{M_i}}$$
$$\dot{x_i} = \frac{\frac{x_i}{M_i}}{\sum \frac{x_i}{M_i}}$$
(1, 10)

т, е.

Аналогично

$$x_{i} = \frac{g_{i}}{\sum g_{i}} = \frac{N_{i}M_{i}}{\sum N_{i}M_{i}} - \frac{\frac{N_{i}M_{i}}{N}}{\sum \frac{N_{i}M_{i}}{N}} = \frac{x_{i}^{*}M_{i}}{\sum x_{i}^{*}M_{i}}$$
$$x_{i} = \frac{x_{i}^{*}M_{i}}{\sum x_{i}^{*}M_{i}} = \frac{x_{i}^{*}M_{i}}{M_{cp}}$$
(1, 11)

т. е,

Знаменатель этого выражения представляет собой среднюю мольную массу смеси

$$M_{\rm cp} = \sum x_i M_i \tag{I, 12}$$

Среднюю мольную массу можно найти также и через массовые доли, преобразовав выражение (1, 12)

$$M_{\rm cp} = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{M_i}} \tag{1, 13}$$

При пересчете объемных концентраций в массовые или мольные (например, при пересчете кривых разгонок, построенных в объемных долях) пользуются соответствующими формулами пересчета. Так, в уравнении (1, 1) можно записать массу компонента gi через его плотность о и объем V_i, тогда

$$x_{i} = \frac{g_{i}}{\sum g_{i}} = \frac{V_{i}\rho_{i}}{\sum V_{i}\rho_{i}} = \frac{V_{i}\rho_{i}}{\rho_{cM}\sum V_{i}} = \frac{v_{i}\rho_{i}}{\rho_{cM}}$$
$$x_{i}\rho_{cM} = v_{i}\rho_{i} \qquad (1, 14)$$

т. е.

Из уравнений (I, 11) и (I, 14) получаем также следующее соотношение

$$M_i \rho_{csr} x_i = M_{cp} \rho_i v_i \tag{I. 15}$$

Среднюю плотность смеси р_{см} можно определить через объемные или массовые концентрации компонентов. Так, сложив левые и правые части уравнения (I, 14), получим

$$\rho_{\rm CM} = \sum v_i \rho_i \tag{I, 16}$$

С другой стороны, воспользовавшись условием (1, 8), из уравнения (I, 14) получим

$$\rho_{\rm CM} = \frac{1}{\sum \frac{x_\ell}{\rho_\ell}} \tag{I, 17}$$

На практике пользуются также объемной концентрацией с_и, представляющей собой отношение массы *i*-то компонента g_i к объему смеси $V = \sum V_i$, т. е.

$$c_i = \frac{g_i}{V} = \frac{g_i}{\sum V_t} \tag{I, 18}$$

Если просуммировать объемные концентрации *с*_l всех компонентов, то получим массу смеси в единице ее объема, т. е. плотность смеси р_{см}

$$\sum c_i = \sum \frac{g_i}{V} = \frac{\sum g_i}{V} = \frac{g}{V} = \rho_{\text{eM}} \qquad (1, 19)$$

Кроме того, из выражений (І, 14) и (І, 18) получим следующее соотношение

$$c_i = \frac{g_i}{V} = \frac{\frac{g_i}{R}}{\frac{V}{g}} = \frac{x_i}{\frac{1}{\rho_{\text{cM}}}} = x_i \rho_{\text{cM}} = v_i \rho_i \qquad (1, 20)$$

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

основные законы массообмена

Рассмотрим основные закономерности, которые определяют передачу вещества из одной фазы в другую.

Схема переноса вещества между фазами представлена на рис. І-2.

Пусть в фазе G концентрация рассматриваемого компонента больше концентрации того же компонента в фазе L, т. е. данный компонент переходит из фазы G в фазу L. Скорость переноса вещества равна M. Интересующий нас компонент должен быть доставлен к границе раздела фаз, чтобы мог произойти процесс массообмена между фазами.

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.



Рис. І-2. Схема массообмена в двухфазной системе.

В каждой фазе различают ядро потока данной фазы, в котором перенос вещества осуществляется преимущественно за счет конвективной диффузии, и пограничные слои толщиной δ_{G} и δ_{L} , расположенные у границы раздела фаз. В этих пограничных слоях массоперенос происходит в основном за счет молекулярной диффузии, роль

которой возрастает при затухании вихрей по мере приближения к границе раздела фаз. Толщина пограничных слоев зависит в первую очередь от скоростей движения взаимодействующих фаз, т. е. от гидродинамического режима в каждой фазе. Поскольку перенос вещества в пограничном слое происходит медленнее, чем в ядре потока, считают что основное сопротивление переходу вещества из фазы в фазу сосредоточено в пограничном слое.

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

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

МОЛЕКУЛЯРНАЯ ДИФФУЗИЯ

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.

$$dM = -D\left(\frac{dc}{dn}\right)dF \tag{I, 21}$$

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

$$\left(\frac{dc}{dn}\right)_{\rm cp} = \frac{\Delta c}{\delta} \tag{1, 22}$$

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 поверхности в единицу времени при градиенте концентрации, равном единице.

В СИ единицей измерения коэффициента диффузии будет м²/с.

Коэффициент диффузии характеризует природную способность одного вещества проникать в среду другого. Коэффициент диффузии зависят от свойств диффундирующего компонента и фазы, в которой он диффундирует, а также температуры и давления (для газов). Числовые значения D определяют экспериментально; они приведены в справочниках.

Приближенно значения коэффициентов диффузии можно рассчитать по следующим уравнениям.

При диффузии газа А в газе В

$$D = \frac{0,0043 \cdot 10^{-5} T^{3/2}}{P \left(V_A^{1/3} + V_B^{1/3} \right)^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}$$
(1, 23)

где T — температура, К; P — давление, МПа; V_A и V_B — мольные объемы газов A и B, см²моль; M_A и M_B — мольные массы газов A и B, кг/моль.

При диффузии газа А в жидкости В при 20 °С коэффициент диффузии можно рассчитать по формуле

$$D_{20} = \frac{1 \cdot 10^{-0}}{AB\mu^{1/2} \left(V_A^{1/3} + V_B^{1/3}\right)^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}$$
(I, 24)

где µ — динамическая вязкость жидкости, мПа с; А и В — 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

 $D_t = D_{20} \left[1 + b \left(t - 20 \right) \right] \tag{1, 25}$

в котором коэффициент b определяется по формуле

$$b = \frac{0.2\mu^{1/2}}{\alpha^{1/3}} \tag{1, 26}$$

где и — вязкость жидкости при 20°С; мПа·с; р — плотность жидкости, кг/м³.

2 Скобло А. И. и др.

1204 105 06 Taul

Приведенные уравнения позволяют проанализировать влияние виешних 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 жидко-CTII.

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

ДИФФЕРЕНЦИАЛЬНОЕ УРАВНЕНИЕ МОЛЕКУЛЯРНОЙ **ДИФФУЗИИ**

Выделим в среде параллелепипед с ребрами длиной dx, dy и dz рассмотрим потоки вещества в пределах данного объема И (рис. 1-3). Если объемная концентрация на входе в выделенный элемент равна с, 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 du · dz в единицу времени, входит масса вещества М,, которая, согласно закону Фика, равна

$$M_x = -D \frac{\partial c}{\partial x} \, dy \cdot dz$$

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

$$M_{x+dx} = -D \frac{1}{\partial x} \left(c + \frac{1}{\partial x} dx \right) dy \cdot dz$$

$$M_{x+dx} = -D \frac{1}{\partial x} \left(c + \frac{1}{\partial x} dx \right) dy \cdot dz$$

$$M_{x+dx} = \frac{M_{x+dx}}{M_{x+dx}}$$

$$M_{y} = \frac{M_{x+dx}}{M_{y+dy}}$$

$$M_{y} = \frac{M_{x+dx}}{M_{y+dy}}$$

$$M_{y} = \frac{M_{x+dx}}{M_{y+dy}}$$

$$M_{y} = \frac{M_{y+dy}}{M_{x+dx}}$$

$$M_{y} = \frac{M_{y+dy}}{M_{y+dy}}$$

$$A_{x+dx} = -D \frac{\partial}{\partial x} \left(c + \frac{\partial c}{\partial x} dx \right) dy \cdot dz$$

Рис. І-З. Схема к выводу дифференциального уравнения молекулярной диффузии.

Μ.

Рис. І-4. Схема к выводу дифференциального уравнения конвективной и молекулярной диффузии.

34

 \mathbf{Z}

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

$$dM_{\mathbf{x}} = M_{\mathbf{x}} - M_{\mathbf{x}+d\mathbf{x}} = D \frac{\partial^2 c}{\partial x^3} dx \cdot dy \cdot dz$$

Аналогично для диффузии вещества в направлении других осей получим следующие выражения

в направлении оси у

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

в направлении оси г

$$dM_z = M_z - M_{z+dz} = D \frac{\partial^2 c}{dz^2} dx \cdot dy \cdot dz$$

Общее приращение вещества в выделенном объеме будет равно

$$dM = dM_x + dM_y + dM_z = D\left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2}\right) dx \cdot dy \cdot dz \quad (I, 27)$$

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

$$dM = \frac{\partial c}{\partial \tau} \, dx \cdot dy \cdot dz \tag{I, 28}$$

Из сопоставления уравнений (I, 27) и (I, 28) получим следующее уравнение молекулярной диффузии для нестационарного процесса:

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} = D\left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^3}\right) \tag{1, 29}$$

Если процесс стационарный, т. е. концентрации во времени не изменяются, то $\partial c/\partial \tau = 0$ и уравнение (1, 29) примет вид

$$\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^3} = 0 \tag{I, 30}$$

35

ДИФФЕРЕНЦИАЛЬНОЕ УРАВНЕНИЕ КОНВЕКТИВНОЙ И молекулярной диффузии

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 но соответствующим осям координат (рис. 1-4).

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

$$M_{x+dx} = M_{x+dx} + M_{x+dx}$$

2ª

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

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

Приращение массы вещества dM'_x за счет молекулярной диффузии определяется уравнением (I, 27). Составляющую dM'_x , представляющую конвективную диффузию, найдем следующим образом

$$M_{x} = cW_{x} dy \cdot dz$$
$$M_{x+dx}^{\prime} = \left(c + \frac{\partial c}{\partial x} dx\right) \left(W_{x} + \frac{\partial W_{x}}{\partial x} dx\right) dy \cdot dz$$

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

$$dM''_{x} = M''_{x} - M''_{x+dx} = -\frac{\partial c}{\partial x} W_{x} dx \cdot dy \cdot dz$$

Полное приращение вещества в выделенном объеме составит

$$dM = \left[D\left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right) - \left(\frac{\partial c}{\partial x} \, W_x + \frac{\partial c}{\partial y} \, W_y + \frac{\partial c}{\partial z} \, W_z \right) \right] dx \cdot dy \cdot dz$$
(I, 31)

С учетом уравнения (I, 28) получим следующее уравнение молекулярной и конвективной диффузии для нестационарного процесса

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} = D\left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2}\right) - \left(\frac{\partial c}{\partial x}W_x + \frac{\partial c}{\partial y}W_y + \frac{\partial c}{\partial z}W_z\right) (1, 32)$$

Приведенные выше уравнения в общем виде не интегрируются. Однако они могут быть использованы для получения так называемых критериев подобия методами подобных преобразований (см. с. 51—53).

При практических расчетах применяют закон конвективной диффузии в следующем виде

$$dM = \beta_{\Delta} \Delta_{rP} \, dF = \beta_{\Delta} \, (c - c_{rP}) \, dF \tag{I, 33}$$

где β_{Δ} — коэффициент массоотдачн; $\Delta_{rp} = c - c_{rp}$ — движущая сила между ядром потока и границей раздела фаз; c и c_{rp} — концентрации в ядре потока и на границе раздела фаз.

Уравнение (I, 33) отражает факт переноса массы из ядра потока к границе раздела фаз ($c > c_{\rm rp}$) или от границы в ядро потока ($c < c_{\rm rp}$).

Козффициент массоотдачи β представляет собой массу вещества, прошедшую через единицу поверхности в единицу времени при разности концентраций в ядре потока и на границе, 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 с — сгр в ядре потока и на границе раздела фаз.

Для расчета коэффициента массоотдачи в обычно используют уравнения вида

$$N_{Un} = A \operatorname{Re}^m \operatorname{Pr}_n^n \tag{I. 34}$$

где Nu_д = $\frac{\beta l}{D}$ – диффузионный критерий Нуссельта; Re = $\frac{Wl}{v} = \frac{Wl\rho}{\mu}$ - критерий Рейнольдса; Pr_д = $\frac{\mu}{\rho D} = \frac{v}{D}$ – диффузионный критерий Прандтля; l – характерный линейный размер.

Величины коэффициента А и показателей степени т и п 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.

Следовательно, можно записать, что

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

или

$$dM = K \Delta dF$$

Величина К 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. Одновременно следует воздействовать и на величину поверхности контакта фаз, стремясь к ее максимальному развитию и обновлению в единице объема аппарата. 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 $\Delta_{\rm CP}$. Тогда уравнение (I, 35) в интегральной форме запишется в следующем виде

$$M = K_{\rm A} \,\Delta_{\rm CP} F \tag{I.36}$$

Движущая сила Δ или Δ_{cp} может быть выражена в любых единицах концентраций, о которых речь шла выше. Однако неза-

(1, 35)

висимо от этого, $\Delta = c - c_p$, где c_p — концентрация компонента для данной фазы, которая равновесна рабочей концентрации; c - рабочая (фактическая) концентрация компонента в ядре потока соответствующей фазы.

Из сопоставления уравнений (I, 33) и (I, 35) легко установить, что коэффициенты массоотдачи β и массопередачи К имеют одинаковую размерность. В зависимости от способа выражения движущей силы процесса массообмена будут изменяться единицы измерения β и К и уравнения для их расчета.

Движущая сила процесса массообмена может быть выражена разностью концентраций в той или другой фазе. Поэтому уравнение массопередачи (I, 36) может быть записано в следующем виде:

$$M = K_{\mu} (y - y_{\rm P})_{\rm CP} F = K_x (x_{\rm P} - x)_{\rm CP} F$$

Очевидно, что

$$K_{y}(y-y_{\mathbf{D}})_{\mathbf{C}\mathbf{D}}=K_{x}(x_{\mathbf{D}}-x)_{\mathbf{C}\mathbf{D}}$$

или

$$K_x = \frac{(y - y_p)_{cp}}{(x_p - x)_{cp}} K_y = \frac{\Delta y_{cp}}{\Delta x_{cp}} K_y$$
(1,37)

Отношение

$$\frac{(y - y_{\rm p})_{\rm cp}}{(x_{\rm p} - x)_{\rm cp}} = \frac{\Delta y_{\rm cp}}{\Delta x_{\rm cp}}$$

определяет средний тангенс угла наклона линии равновесия в рассматриваемом диапазоне изменения концентраций (см. с. 47), т. е. коэффициенты массопередачи K_y и K_z однозначно взаимосвязаны через соответствующие движущие силы.

В тех случаях, 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, то уравнение (I, 36) запишется в следующем виде:

$$M = K_{\Delta} \Delta_{cp} F = (K_{\Delta} f) \Delta_{cp} V = K_{V} \Delta_{cp} V$$
(1,38)

где f — поверхность контакта фаз в единице рабочего объема аппарата, M^2/M^3 .

Уравнение массопередачи (I, 36) и его разновидности обычно используются для нахождения соответствующей поверхности или рабочего объема аппарата при найденных по соответствующим уравнениям коэффициенте массопередачи и средней движущей силе процесса.

ОПРЕДЕЛЕНИЕ КОЭФФИЦИЕНТА МАССОПЕРЕДАЧИ ЧЕРЕЗ Коэффициенты массоотдачи

Рассмотрим процесс массопередачи из фазы G в фазу L (рис. I-5).

Перенос массы *dM* вещества из фазы *G* к границе раздела фаз в единицу времени будет определяться согласно уравнению конвективной диффузии

$$dM = \beta_{\mu} \left(y - y_{\rm CP} \right) dF \tag{1,39}$$

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

$$\mathrm{d}M = \beta_x \left(x_{\mathrm{rp}} - x \right) \mathrm{d}E \tag{1.40}$$

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

$$\mathrm{d}M = K_y \left(y - y_\mathrm{p} \right) \mathrm{d}F \tag{1,41}$$

Пусть состояние равновесия, в том числе и на границе раздела фаз, будет описываться уравнением

$$y_{\rm p} = A_{\rm p} x - B_{\rm p} \tag{1.42}$$

В общем случае A_p и B_p могут быть некоторыми функциями концентраций. При $B_p = 0$ A_p отождествляется с константой равновесия (см. с. 66).

Из уравнений (I, 39) — (I, 40) выразим разности концентраций через остальные переменные

$$y - y_{rp} = \frac{dM}{\beta_{\nu}dF}$$

$$x_{rp} - x = \frac{dM}{\beta_{x}dF}$$

$$y - y_{p} = \frac{dM}{K_{\nu}dF}$$
(1,43)

Приняв во внимание уравнение равновесия (1, 42), второе уравнение системы (I, 43) запишем в виде

$$y_{\rm rp} - y_{\rm p} = \frac{A_{\rm p} dM}{\beta_x \, dF} \qquad (1,44)$$

Сложив левые и правые части первого уравнения системы (1, 43) и уравнения (1, 44), получим

$$y - y_{p} = \frac{\mathrm{d}M}{\mathrm{d}F} \left(\frac{1}{\beta y} + \frac{A_{p}}{\beta x}\right) (1, 45)$$

Рис. I-5. Схема к определению зависимости между коэффициентами массоотдачи и массопередачи.



Сопоставив между собой третье уравнение системы (1, 43) и уравнение (1, 45), приходим к следующему соотношению

$$\frac{1}{\mathcal{K}_{\mathcal{Y}}} = \frac{1}{\beta_{\mathcal{Y}}} + \frac{A_{p}}{\beta_{x}}$$
(1,46)

Это уравнение и отражает закон аддитивности фазовых сопротивлений массопереносу.

Если основное уравнение массопередачи записать в виде

$$dM = K_x \left(x_p - x \right) dF \tag{1,47}$$

то путем аналогичных преобразований получим следующее выражение

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{\beta_x} + \frac{1}{A_p \beta_y}$$
(1.48)

Это вторая форма закона аддитивности фазовых сопротивлений массопереносу.

Из уравнений (I, 46) и (I, 48) следует, что

$$K_x = A_p K_y \tag{1.49}$$

(1,50)

В отличие от уравнения (I, 37), описывающего зависимость между средними величинами коэффициентов массопередачи, уравнение (I, 49) справедливо для локального участка процесса.

Уравнения (I, 46) и (I, 48) позволяют определить величины коэффициентов массопередачи K_y и K_x , располагая коэффициентами массоотдачи β_y и β_x , которые могут быть определены 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 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, т. е. один коэффициент массоотдачи значительно меньше другого, то величина коэффициента массопередачи может быть приравнена к этому 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

$$\beta_y \approx D_y^{(0.50-0.67)}$$
$$\beta_x \approx D_x^{0.50}$$

К
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 и 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-6). 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 и x. В результате массообмена концентрации рассматриваемого компонента изменятся в одной фазе от $y_{\rm H}$ до $y_{\rm G}$, а в другой — от $x_{\rm H}$ до x. 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:

$$Gy_{\rm H} + Lx_{\rm H} = Gy_{\rm H} + Lx_{\rm H}$$

Следовательно, количество переданной массы М можно выразить следующим образом

$$M = G(y_{\rm H} - y_{\rm E}) = L(x_{\rm K} - x_{\rm H})$$

Отсюда соотношение между потоками контактирующих фаз равно

$$l = \frac{L}{G} = \frac{y_{\rm ff} - y_{\rm ff}}{x_{\rm ff} - x_{\rm ff}} \tag{1.51}$$

При заданных концентрациях это выражение может быть использовано для определения величины l, а при заданной величине l — для расчета одной из конечных концентраций $y_{\rm H}$ или $x_{\rm H}$.



Рис. І-6. Схема к расчету потоков и концентраций в противоточном массообменном аппарате:

а -- схема потоков; б -- изменение концентраций вдоль поверхности контакта фаз.



Рис. I-7. График уравнения рабочей линии для противоточного процесса.

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:

$$Gy + Lx_{\rm R} = Gy_{\rm H} + Lx$$

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

$$y = \frac{L}{G} x + \left(y_{\rm H} - \frac{L}{G} x_{\rm R}\right) = lx + (y_{\rm H} - lx_{\rm R}) \tag{1.52}$$

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 становится уравнением прямой, когда тангенс угла ее наклона к оси абсцисс равен l (рис. I-7)

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

При $x = x_{\rm H}$ и $y = y_{\rm K}$ уравнение рабочей линии приводится к уравнению (I, 51).

На диаграмме *х—у* рабочая линия может располагаться как ниже, так и выше равновесной кривой в зависимости от направления переноса данного компонента из фазы G в фазу L или наоборот. На рис. I-8 даны взаимные положения равновесной и рабочей линий, соответствующие разным случаям переноса компонента между фазами.

Для характеристики потоков и концентраций в локальном объеме аппарата выделим элементарный объем между сечениями 1—1 и 2—2 (см. рис. I-6) и составим материальный покомпонентный баланс для выделенного объема

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

 $G dy + L dx = 0$ (1, 53)

Откуда

Проинтегрировав это уравнение в пределах от начальных до конечных концентраций для всего аппарата, получим уравнение (1, 51), а для части аппарата — уравнение рабочей линии (1, 52).

Необходимо отметить, что при противотоке может быть обеспечена достаточно большая разность концентраций у, и х, в потоках,



Рис. I-8. Взаимные положения рабочей (1) и равновесной (2) линий при разных направлениях переноса компонента: $a - из фазы G в фазу L (y > y_p и x < x_p); 6 - из фазы L в фазу G (y < y_p и x > x_p).$

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. 1-9.

В случае прямотока общий материальный баланс для аппарата записывается, как и для противотока, в виде уравнения (I, 51). Соответственно материальный баланс для локального объема аппарата будет представлен уравнением (I, 53).

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

$$Gy_{\rm H} + Lx_{\rm H} = Gy + Lx$$



Рис. І-9. Схема к расчету потоков и концентраций в массообменном арямоточном аппарате:

а — схема потоков; б — график изменения концентраций вдоль новерхности контакта фаз.



Рис. 1-10. График уравнения рабочей линии для прямотока.

Отсюда получим уравнение рабочей линии для прямотока

$$y = -lx + (y_{\rm H} + lx_{\rm H})$$
 (I, 54)

Таким образом, в отличие от противотока, при прямотоке тангенс угла наклона рабочей линии отрицателен. График рабочей линии прямоточного процесса представлен на рис. 1-10.

Отличительной особенностью прямоточного процесса является то обстоятельство, что в пределе выходные концентрации $y_{\rm R}$ и $x_{\rm R}$ стремятся к равновесию. Поэтому большую разность этих концентраций обеспечить не удается.

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

Перекрестный ток. Схема потоков и график изменения концентраций при перекрестном способе контактирования фаз приведены на рис. I-11.

Общий материальный баланс для случая перекрестного тока представляется уравнением (I, 51).

Если ввести относительную координату $\xi = h/H$, $1 \ge \xi \ge 0$, 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

$$Lx_{\rm H} + G\xi y_{\rm H} = Lx + G\xi y$$



Рис. І-11. Схема к расчету потохов и концентраций в массообменном аппарате перекрестного тока:

схема потоков; б – изменение концентраций вдоль поверхности контакта фаз.

Рис. I-12. График уравнения рабочих линий для процесса с перекрестным током фаз:

1-5-рабочие линии, соответствующие различным величинам 5 от 6 до 1.

Отсюда получим уравнение рабочей линии для случая перекрестного тока

$$y = -\frac{1}{\xi} x + \left(y_{\rm H} + \frac{1}{\xi} x_{\rm H}\right)$$
 (I, 55)

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 ξ , проходят через точку (x_n , y_n). Разбив контактную зону на несколько участков, можно получить изменение концентраций вдоль контактной зоны.

На рис. 1-12 дано графическое представление рабочих линий при перекрестном токе.

При $\xi = 1$ и $x = x_n$, $y = y_n$ уравнение (I, 55) сводится к уравнению общего материального баланса (I, 51).

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 $y_{\rm K}$ и $x_{\rm K}$. 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 но потокам фаз. При этом по аппарату в целом осуществляется противоток.

Для бесконечно малого участка аппарата между сечениями 1—1 и 2—2 (см. рис. 1-11) материальный баланс будет выглядеть следующим образом:

$$Lx + dGy_{\rm H} = L \left(x + dx \right) + dGy$$

или

$$(y_{\rm H} - y) dG = L dx$$
 (1, 56)

Проинтегрировав это уравнение в пределах от $\xi = 0$ до заданного значения ξ , получим уравнение (I, 55) рабочей линии, а в пределах от $\xi = 0$ до $\xi = 1$ — уравнение (I, 51) общего материального баланса.



СРЕДНЯЯ ДВИЖУЩАЯ СИЛА ДИФФУЗИОННОГО ПРОЦЕССА и число единиц переноса

Как следует из основного уравнения массопередачи (I, 36), средняя движущая сила процесса определяет количество переданной массы вещества. Поскольку рабочие и равновесные концентрации изменяются вдоль поверхности контакта фаз, необходимо рассчитывать среднюю движущуюся силу процесса.

Из основного уравнения массопередачи поверхность фазового контакта F определяется следующим образом:

$$F = \frac{M}{K_y \Delta y_{\rm CP}} \quad \text{илн} \quad F = \frac{M}{K_x \Delta x_{\rm CP}} \tag{1, 57}$$

Для вычисления, например, Δy_{cp} напишем дифференциальные уравнения материального баланса фазы G и массопередачи

$$dM = -G dy$$

И

$$dM = K_{y} \left(y - y_{\mathbf{P}} \right) dF$$

откуда

$$dF = -\frac{G}{K_y} \cdot \frac{dy}{y - y_{\rm P}}$$

С другой стороны

$$M = G\left(y_{\rm H} - y_{\rm R}\right)$$

$$dF = -\frac{M}{K_y (y_{\rm H} - y_{\rm R})} \frac{dy}{y - y_{\rm P}}$$

Интегрируя последнее выражение в пределах изменения концентраций в аппарате, получим:

$$F = \frac{M}{K_y (y_{\rm R} - y_{\rm R})} \int_{y_{\rm R}}^{y_{\rm R}} \frac{dy}{y - y_{\rm P}}$$
(1, 58)

 $\Delta y_{\rm CP} = \frac{y_{\rm H} - y_{\rm H}}{\int\limits_{y_{\rm H}} \frac{dy}{y - y_{\rm P}}} \tag{I, 59}$

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

$$F = \frac{M}{K_x (x_{\rm R} - x_{\rm H})} \int_{x_{\rm H}}^{x_{\rm R}} \frac{dx}{x_{\rm P} - x}$$
(1, 60)

т. е.

Сопоставив найденное с уравнением (I, 57), имеем

 $\Delta x_{\rm cp} = \frac{x_{\rm B} - x_{\rm B}}{\int\limits_{x_{\rm B}} \frac{dx}{x_{\rm p} - x}}$

При практическом применении полученных равенств интегралы в этих выражениях могут быть найдены численным или графическим интегрированием. С этой целью для ряда значений yнаходят соответствующие им величины $x, y_p, y - y_p$ и $I/(y - y_p)$. Затем в координатах $y, 1/(y - y_p)$ строят кривую (рис. I-13) площадь S_y под которой между ординатами y_n и y_n в соответствующем масштабе и определяет искомый интеграл:

Интегралы

$$u_y = \int_{y_{\rm H}}^{y_{\rm H}} \frac{dy}{y - y_{\rm P}} = \frac{y_{\rm H} - y_{\rm R}}{\Delta y_{\rm CP}} \tag{1, 62}$$

И

$$n_x = \int_{x_{\rm R}}^{x_{\rm R}} \frac{dx}{x_{\rm P} - x} = \frac{x_{\rm R} - x_{\rm H}}{\Delta x_{\rm CP}}$$

представляют собой изменение концентраций в пределах контактной зоны, приходящееся на единицу движущей силы, и называются числом единиц переноса (ЧЕП). Они используются при расчетах различных массообменных процессов. Если равновесная и рабочая линии являются прямыми, могут быть получены более простые соотношения для вычисления средних движущих сил и ЧЕП.

Пусть уравнение рабочей линии будет представлено в виде

$$y = Ax + B$$

а уравнение равновесия в виде

$$y_{\mathbf{p}} = A_{\mathbf{p}}\mathbf{x} + B_{\mathbf{p}}$$

Найдем разность рабочей и равновесной концентраций

$$y - y_{\rm p} = (A - A_{\rm p}) x + (B - B_{\rm p})$$

и подставим это выражение под интеграл, приняв во внимание, что $dy = A \, dx$

Получим

$$n_{y} = \int_{y_{\rm R}}^{y_{\rm H}} \frac{dy}{y - y_{\rm P}} = \frac{A}{A - A_{\rm P}} \int_{x_{\rm R}}^{x_{\rm H}} \frac{d\left(x + \frac{B - B_{\rm P}}{A - A_{\rm P}}\right)}{x + \frac{B - B_{\rm P}}{A - A_{\rm P}}} = \frac{A}{A - A_{\rm P}} \ln \frac{x_{\rm R} + \frac{B - B_{\rm P}}{A - A_{\rm P}}}{x_{\rm R} + \frac{B - B_{\rm P}}{A - A_{\rm P}}} = \frac{A}{A - A_{\rm P}} \ln \frac{(y - y_{\rm P})_{\rm R}}{(y - y_{\rm P})_{\rm R}}$$

47

(1, 61)



Рис. I-13. Графическое определение величины интеграла

 $\int_{y_{\rm R}}^{y_{\rm H}} \frac{dy}{y - y_{\rm P}} \, .$

Рис. I-14. Схема потоков для теоретической тарелки.

Таким образом

$$n_y = \frac{A}{A - A_{\rm P}} \ln \frac{(y - y_{\rm P})_{\rm H}}{(y - y_{\rm P})_{\rm R}} = \frac{A}{A - A_{\rm P}} \ln \frac{\Delta y_{\rm H}}{\Delta y_{\rm R}}$$
(I, 63)

С другой стороны

 $y_{\rm R} - y_{\rm R} = \frac{A}{A - A_{\rm P}} \left(\Delta y_{\rm R} - \Delta y_{\rm R} \right)$

Приняв во внимание уравнение (I, 59), окончательно получим

$$\Delta y_{\rm CP} = \frac{\Delta y_{\rm H} - \Delta y_{\rm R}}{\ln \frac{\Delta y_{\rm H}}{\Delta y_{\rm R}}} \tag{I, 64}$$

Аналогично можно показать, что

$$\Delta x_{\rm CP} = \frac{\Delta x_{\rm H} - \Delta x_{\rm R}}{\ln \frac{\Delta x_{\rm H}}{\Delta x_{\rm R}}} \tag{I, 65}$$

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

При практических расчетах для определения средней движущей силы процесса массопереноса и в тех случаях, когда равновесная н рабочая линии криволинейны, пользуются уравнениями (I, 64) и (I, 65). Возникающая при этом некоторая ошибка в определении средней движущей силы может быть уменьшена в ходе расчета при уточнении поля концентраций в пределах контактной зоны. Для определения высоты контактной зоны аппарата используют высоту, эквивалентную единице переноса (BEII), обозначаемую через H'_{3} , которую определяют экспериментально. В этом случае

$$H = H'_{yy}n_y = H'_{yx}n_x \tag{I}$$

, 66)

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-14 дана схема потоков для теоретической тарелки. Потоки G и L контактирующих фаз, имеющие начальные концентрации компонента y_n и x_n , входят в контактную зону. В результате процесса массообмена концентрации в потоках изменятся и станут равными y_n и x_n . Для теоретической тарелки эти концентрации будут равновесными, т. е.

$$y_{\rm R} = y_{\rm P, R} = y_{\rm P} \left(x_{\rm R} \right)$$

Концентрации y_{H} и x_{R} или y_{K} и x_{H} соответствующих встречных потоков удовлетворяют уравнению рабочей линии

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

Однако в целом ряде случаев использование этого понятия нозволяет исследовать 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 необходнов располагать лишь уравнениями равновесия и рабочей линии, привлекая в отдельных случаях 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-15) при переходе компонента из фазы L в фазу $G(y < y_p)$.

На первой тарелке поток G с начальной концентрацией компонента (y_n) 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 $x_1 = x_R$. Согласно определению теоретической тарелки концентрации y_1 и x_R находятся в равновесии, а концентрации y_R и $x_1 = x_R$ должны удовлетворять уравнению рабочей линии. Это определяет следующий характер процедуры построения числа теоретических тарелок.

Точка A с координатами $x_1 = x_{\rm R}$ и $y_{\rm R}$ находится на рабочей линии и определяет составы потоков G на входе в аппарат и L



Рис. I-15. Графическое определение числа теоретических тарелок: a — схема потоков; 6 — расчетный график; 1—4 — номера теоретических тарелок; AB — рабочая линия; ОС — линия равновесия.

на выходе из аппарата. Точка D с абсциссой $x_1 = x_{\kappa}$, 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.

Проведя построение до достижения концентраций $y_{\rm K}$ и $x_{\rm II}$, получим ломаную линию, 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 $N_{\rm T}$, необходимых для заданного изменения концентраций контактирующих фаз. В данном случае $N_{\rm T} = 4$.

Число теоретических тарелок зависит от взаимного расположения рабочей и равновесной линий, т. е. от величины движущей силы процесса. При взаимном сближении рабочей и равновесной линий 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 уменышению числа теоретических тарелок. Найденное число теоретических тарелок используется для определения высоты контактной зоны аппарата H или числа реальных тарелок $N_{\rm R}$. В первом случае используют высоту контактной зоны, эквивалентную одной теоретической тарелке (ВЭТТ) $H_{\rm a}$, тогда

$$H = H_0 N_{\rm T} \tag{1, 67}$$

Во втором случае определяют число реальных тарелок используя понятие эффективности (к. п. д.) тарелки η_т

$$N_{\rm II} = N_{\rm T} / \eta_{\rm T}$$
 (I, 68)

а высоту контактной зоны тарельчатого аппарата рассчитывают, зная число реальных тарелок N_{π} и расстояние между ними H_{π}

$$H = H_{\rm T} N_{\rm R} \tag{1, 69}$$

Величины H_э и ц_т определяют экспериментально или рассчитывают по эмпирическим уравнениям.

Следует заметить, что $\eta_{\rm T}$ в строгом смысле слова не является к. п. д. тарелки, т. е. величиной, которая всегда меньше единицы. На практике могут встретиться случаи, когда $\eta_{\rm T} > 1$. Однако обычно $\eta_{\rm T} < 1$ и $N_{\rm R} > N_{\rm T}$. Поэтому термин эффективность тарелки является более правильным, хотя термин к. п. д. тарелки широко используется.

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 *п*-го порядка совпадает с размерностью самой переменной, а произведение *n* дифференциалов первого порядка имеет размериость переменной в *n*-ой степени, т. е.

И

 $\begin{bmatrix} d^n x \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} x \end{bmatrix}$ $\begin{bmatrix} dx^n \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} x^n \end{bmatrix}$ (I, 70)

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

$$dM = -D \frac{dc}{dn} dF$$

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

 $-D\frac{dc}{dn}=\beta\,\Delta c$

Разделив правую часть уравнения на левую и приняв во внимание соотношения (I, 70), получим диффузионный критерий Нуссельта

$$Nu_{\pi} = \beta l/D \tag{I, 71}$$

где l — характерный линейный размер.

Критерий Нуссельта содержит искомую величину — коэффициент массоотдачи β.

Для получения других критериев воспользуемся уравнением (I, 32) конвективной диффузии.

Разделив все члены уравнения на dc/dt с учетом правила (1, 70), получим диффузионный критерий Фурье

$$\frac{D\tau}{l^2} = F_{og} \qquad (I, 72)$$

который характеризует нестационарные диффузионные процессы.

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

$$\frac{Wl}{D} = Pe_{g} \tag{I, 73}$$

Критерий Пекле можно представить также в виде произведения двух критериев: критерия Рейнольдса Re, характеризующего гидродинамическое подобие потоков в массообменных аппаратах, и диффузионного критерия Прандтля Pr = v/D, характеризующего влияние сил вязкости

$$\operatorname{Pe}_{\mathbf{g}} = \frac{WI}{D} = \frac{WI}{v} \cdot \frac{v}{D} = \operatorname{RePr}_{\mathbf{g}}$$
(1.74)

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

$$Fr = \frac{W^2}{gl} \tag{I, 75}$$

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

$$Ar = \frac{gl^2}{v^2} \cdot \frac{\Delta \rho}{\rho} = \frac{gl^3 \rho^2}{\mu^2} \cdot \frac{\Delta \rho}{\rho}$$
(I, 76)

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

Критериальное уравнение массопереноса можно представить в следующем виде:

$$Nu_{II} = f (Re, Fr, Ar, Pr_{II}, Fo_{II})$$
(I, 77)

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 В обычно записывают в виде уравнения (I, 34)

$$Nu_{\pi} = A \operatorname{Re}^{m} \operatorname{Pr}_{\pi}^{n}$$

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

$$\beta = N u_n D / l \tag{I, 78}$$

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-химичесних характеристик, имеющая размерность длины, например, капиллярная постояиная

где о - 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-16. 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 б, 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 с_ж. В ядре потока жидкости (газа) концентра-

Рис. I-16. Схема массопередачи с участием твердойфазы.





Рис. I-17. Общий вид зависимостей при массообмене с участием твердой фазы.

ции 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. По-

этому 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

$$dM = -K \frac{dc}{dn} dF \tag{1, 79}$$

где *К* — коэффициент массопроводности, аналогичный коэффициенту молекулярной диффузии *D*.

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

$$dM = \beta \left(c_{\rm fp} - c_{\rm H} \right) dF = \beta \,\Delta c \, dF \tag{I, 80}$$

Поскольку на границе раздела фаз вещество не накапливается и не исчерпывается, то из уравнений (I, 79) и (I, 80) получим

$$-K \frac{dc}{dn} = \beta \,\Delta c$$

Разделив правую часть этого уравнения на левую и приняв во внимание соотношения (I, 70), получим диффузионный критерий Био для массообменных процессов в присутствии твердой фазы

$$Bi_{\pi} = \frac{\beta l}{K}$$
(I, 81)

Аналогично уравнению (I, 29) молекулярной диффузии можно получить следующее дифференциальное уравнение массопроводности

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} = K \left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right)$$
(I, 82)

При делении левой части последнего уравнения на один из членов правой части с учетом соотношений (1, 70) получим диффузионный критерий Фурье для процесса массопередачи в твердой фазе

$$Fo_{fI} = \frac{K\tau}{l^3}$$
(1, 83)

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

$$\frac{c - c_{\rm p}}{c_{\rm H} - c_{\rm p}}$$

где с, с_и и с_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

$$f\left(\frac{c-c_{\rm P}}{c_{\rm H}-c_{\rm P}}, \text{ Bi}_{\rm H}, \text{ Fo}_{\rm H}, \frac{n}{l}\right) = 0 \tag{1.84}$$

В практических расчетах обычно определяют время $\tau_{\rm R}$, в течение которого средняя концентрация компонента в твердой фазе достигнет заданной величины $c_{\rm R}$. Тогда из уравнения (I, 84) можно исключить симплекс геометрического подобия n/l и результирующее уравнение представить в таком общем виде

$$Fo_{\mathfrak{A}} = I\left(\frac{c_{\mathfrak{K}} - c_{\mathfrak{P}}}{c_{\mathfrak{R}} - c_{\mathfrak{P}}}, \operatorname{Bi}_{\mathfrak{A}}\right)$$
(I, 85)

Общий вид подобных зависимостей приведен на рис. I-17. Определив величину критерия Фурье, рассчитывают требуемую продолжительность процесса

$$\tau_{ll} = Fo_{\pi} \frac{l^2}{K} \tag{1, 86}$$

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 (массо- 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, условнем, 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 теплои 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 всетоянию равновесия 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 переменных, которое можно менять в определенных пределах, не меняя числа и состава фаз, 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 следующем виде:

$$L = n + 2 - N \tag{11, 1}$$

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

В качестве степеней свободы системы могут выступать температура, давление, концентрации компонентов, что характерно для процессов химической технологии.

Если система находится в состоянии равновесия (L = 0), то из уравнения (II, 1) следует, что

$$N = n + 2 = N_{\text{Maße}}$$

57

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 = 1и y = 1).

Так, например, если для жидкого бензола и его паров зафиксировать давление системы $\pi = 101325$ 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 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 такой системы вполне определены. Так, например, вода лед и водяной пар могут находиться в равновесии при температуре 0,0076 °C, н давлении $\pi = 610,6$ Па (4,58 мм рт. ст.)

Для двухкомпопентной системы, 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 тем самым обусловить значения концентраций компонентов в равновесных паровой и жидкой фазах.

. Например, для смеси бензола и толуола при давленни 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 бы 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 произвольно может быть выбран только один. Так, например, давлению системы $\pi = 101325$ Па соответствуют температура t = 84.2 °C 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 l, 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 $\pi = 101325$ Па задание температуры t > 110 °C, которая выше температуры кипения толуола, приведет к исчезновению жидкой фазы (система будет представлять собою 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 состояниях.

Насыщенным называется пар, находящийся (сосуществующий) в равновесни с жидкостью. Условия равновесия в этом случае (для однокомпонентных систем) определяются температурой или давлением. Это означает, что между этими параметрами при равновесии существует взаимно однозначное соответствие: чем выше температура системы, тем выше давление, обусловленное образованием равновесной паровой фазы.

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. Другими словами, давление перегретых паров при данной температуре меньше давления насыщенных паров, которые могли бы существовать при той же температуре.

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



Рис. II-1. Общий вид зависимости давления насыщенных паров от температуры.

AR - кривая давления насыщенных пароя; <math>R - критическая точка. <math>I = область кидкой фазы; II = область перегретых (иснасыщенных) паров.

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). Ниже этой кривой (область II) находятся перегретые пары, а выше (область I) только жидкая фаза.

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 ВНЕФТЕПРОДУКТОВ

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:

$$\lg P = A - \frac{B}{C+t} \tag{II, 2}$$

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

Из уравнения (II, 2) можно определить температуру кипения компонента при заданном давлении насыщенных паров *Р*

$$t = \frac{B}{A - \lg P} - C \tag{11, 3}$$

На принципе соответственных состояний основаны методы определения давления насыщенных паров Киреева, Дюринга, Трегубова.



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).

Уравнение Киреева дает связь между давлением насыщенных паров эталонного вещества (P₂) и данного вещества (P)

$$P = AP^B \tag{II, 4}$$

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

$$\frac{t_1 - t_2}{\theta_1 - \theta_2} = k \tag{11, 5}$$

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, 5) можно найти температуру t для данной жидкости, которая соответствует давлению насыщенных паров P эталонной жидкости при температуре 0. 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 кривую зависимости давления насыщенных паров от температуры, имея только одну величину давления насыщенных паров при соответствующей температуре. Уравнение



Рис. 11-4. Общий вид графической зависимости давления насыщенных паров нефтепродуктов от температуры.

Трегубова является следствием уравнения (II, 5); оно имеет вид

$$\frac{t-\tau}{\tau-\theta} = \frac{t_1-\tau_1}{\tau_1-\theta_1} = \frac{t_2-\tau_2}{\tau_2-\theta_2} = k_1 \ (11,\ 6)$$

где *t*, т, 6 — температуры кинения исследуемой и двух эталонных жидкостей при давлении *P*; *k*_I — величина, постоянная для сравниваемых жидкостей. Графическая интерпретация метода

Трегубова дана на рис. 11-3.

По уравнению (II, 6) 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 θ и т при том же давлении, а затем по уравнению (II, 6) определяют искомую температуру t.

Для определения давления насыщенных паров P исследуемой жидкости при заданной температуре t поступают следующим образом. По уравнению (II, 6) определяют температуры кипення исследуемой жидкости t_1 , t_3 , t_3 при трех произвольно выбранных давлениях P_1 , P_2 , 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, 6) 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 Pпри 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 (Ашворта, Кокса, Вильсона, 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; их характерной чертой 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 нутем может быть найдена средняя температура кипения нефтепродукта $T_{\rm ср}$ 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

$$\lg (P \cdot 10) = \frac{2,68 [F(T_0) - F(T)]}{F(T_0) - 8 \cdot 10^{-4}}$$
(II, 7)

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

$$F(T) = \left(\sqrt{T^2 + 108\,000} - 307,6\right)^{-1} \tag{II, 8}$$

При заданном давлении P из уравнения (II, 7) 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; к этим группам относят жидкости:

взаимно растворимые в любых отношениях;

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

$$PV = NRT = \frac{m}{M}RT \tag{11, 9}$$

где *т* — масса газа, кг; *М* — мольная масса газа; *V* — объем газа, м³; *R* — универсальная газовая постоянная (*R* = 8,326 кДж/(моль · K); *T* — абсолютная температура. При давлениях, близких или значительно превосходящих

При давленнях, близких или значительно превосходящих критические, в правую часть уравнения (II, 9) необходимо вводить множитель z, называемый коэффициентом сжимаемости, значение которого зависит от приведенных давления $P_{\rm np} = P/P_{\rm kp}$ и температуры $T_{\rm np} = T/T_{\rm kp}$ (см. 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

$$\pi = \sum p_i \tag{II, 10}$$

для парциальных объемов

$$V = \sum V_i \tag{II, 11}$$

где π и V — соответственно давление и объем газовой 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 создавал 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.

$$\rho_i = \pi y_i \tag{I1, 12}$$

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

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

С другой стороны, согласно уравнению (II,10)

$$\pi = \sum p_i = \sum N_i \frac{RT}{V} = N \frac{RT}{V}$$

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 р, компонента идеального жидкого раствора равно произведению

З Скобло А. И. в др.

давления насыцевных паров P_i компонента при данной температуре на мольную долю компонента x'_i в жидкой фазе, т. е.

$$p_i = P_i x_i \tag{11, 13}$$

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

$$p_i = K_i x_i \tag{II. 14}$$

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,14)] и Дальтона [уравнение (II,12)] позволяет получить следующее уравнение равновесия для разбавленных растворов

$$y'_{i} = \frac{K_{i}}{\pi} x'_{i} = H_{i} x'_{i}$$
 (11, 15)

где H_i — константа Генри, определяемая экспериментально.

Совместное решение уравнений (II,12) и (II,13) приводит к следующему уравнению равновесия

$$y'_{t} = \frac{P_{i}}{\pi} x'_{i} = K_{t} x'_{i}$$
 (II, 16)

где K_i — константа фазового равновесия данного компонента смеси.

Для идеальных растворов

$$K_i = \frac{P_i}{\pi} = \frac{P_i(T)}{\pi}$$
 (II, 17)

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,16) по всем компонентам, получим

$$\sum_{i} \frac{P_{i}}{\pi} x_{i}^{\prime} = \sum_{i} K_{i} x_{i}^{\prime} = 1$$
(II, 18)

Это так называемое уравнение изотермы жидкой фазы идеального раствора. Оно используется для определения температуры кипения смеси при давлении л. Уравнение (II,16) 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,10)] и законом Рауля [уравнение (II,13)], запишем уравнение (II,16) в следующем виде

$$y'_{i} = \frac{P_{i} x'_{i}}{\pi} = \frac{P_{i} x'_{i}}{\sum P_{j} x'_{j}}$$

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

$$\frac{P_i}{P_k} = a_{ik} \tag{II, 19}$$

называется коэффициентом относительной летучести і-го компонента по отношению к к-му. Коэффициент относительной летучести характеризует способность данного компонента переходить в паровую фазу: чем больше величина ань, тем легче компонент і переходит в паровую фазу. Для эталонного компонента коэффициент относительной летучести $\alpha_{kk} = 1$. Для других компонентов величина коэффициента относительной летучести может быть как больше, так и меньше единицы в зависимости от того, какой компонент взят за эталонный. Если условиться, что самый летучий, т. е. низкокипящий (НКК), компонент имеет номер i = 1, а самый нелетучий, т. е. высококипящий (ВКК), компонент имеет номер i = n, то в случае k < n при i < k справедливо $\alpha > 1$, а при l > k справедливо $\alpha < 1$. Если за эталонный принять НКК, т. е. k = 1, то $\alpha < 1$ для всех компонентов с номером *i* > I. Если же в качестве эталонного принять ВКК, т. е. k = n, то $\alpha > 1$ 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-тый следует изменить величины коэффициентов относительной летучести α_{ik} на α_{ij} , руководствуясь следующим соотношением

$$\alpha_{ij} = \frac{P_i}{P_j} = \frac{P_i/P_k}{P_j/P_k} = \frac{\alpha_{ik}}{\alpha_{jk}} = \frac{P_i/\pi}{P_j/\pi} = \frac{K_i}{K_j}$$
(11, 20)

С учетом вышеизложенного получим следующую запись уравнения равновесия

3*

$$y'_{t} = \frac{\alpha_{ik} x'_{i}}{\sum_{j} \alpha_{jk} x'_{j}}$$
(11, 21)

Если за эталонный принять ВКК, то индекс k = n можно опустить и записать уравнение (II, 21) в виде

$$y'_i = \frac{\alpha_i x_i}{\sum \alpha_j x_j}$$

При расчете равновесных концентраций в жидкой фазе запишем уравнение (II, I6) в следующем виде:

$$x_{i} = \pi \frac{y_{i}}{P_{i}} = \frac{y_{i}/P_{i}}{1/\pi}$$
(11, 22)

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

$$\frac{1}{\pi} = \sum_{l} \frac{y_{l}}{P_{l}} \quad \text{или} \quad \sum_{l} \frac{y_{l}}{K_{l}} = 1 \tag{11, 23}$$

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

Из уравнений (II, 22) и (II, 23), введя коэффициент относительной летучести, получим другую запись уравнения равновесия

$$x_{i} = \frac{y_{i}/\alpha_{ik}}{\sum_{i} (y_{i}/\alpha_{ik})}$$
(11, 24)

Приняв в качестве эталонного компонента ВКК (k = n), запишем уравнение (II, 24) в следующем виде

$$x_i' = \frac{y_i'/\alpha_i}{\sum_j (y_j'/\alpha_j)}$$

Сопоставив уравнения (II, 21) и (II, 24), видим, что они идентичны по своей структуре. Переход от уравнения (II, 21) к уравнению (II, 24) производится путем замены y'_i на x'_i , а α_{ik} на $1/\alpha_{ik}$. Это обстоятельство упрощает проведение расчетов при использовании электронно-вычислительных машин (ЭВМ).

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

Воспользовавшись уравнениями (II, 21) и (II, 24), связь между равновесными составами паровой и жидкой фаз можно также представить в виде урав-

нения (II, 16), в котором константа равновесия K_i равна а_iK_o, а константа равновесия эталонного компонента K_o определяется по уравнению

$$K_{s} = 1 \left/ \sum_{i=1}^{n} \alpha_{i} x_{i} \right. \tag{II, 25}$$

илн

$$K_{3} = \sum_{i=1}^{n} \frac{y_{i}}{\alpha_{i}}$$
(11, 26)

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' и паровой y' 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 я, величина которого бывает известна. Поэтому наиболее часто приходится выбирать один из остальных трех параметров t, x', y'.

Согласно закону Рауля, парциальные давления компонентов определяются следующим образом

для НКК (индекс а)

$$p_a = P_a x' \tag{II, 27}$$

для ВКК (индекс w)

$$p_{\omega} = P_{\omega} \left(1 - x' \right) \tag{II, 28}$$

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

$$p_{aw} = p_a + p_w = P_a x' + P_w (1 - x')$$
(II, 29)

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 x', p — это уравнение прямой, проходящей через точки $B(x' = 0, p_{aw} = P_w)$ и $A(x' = 1, p_{aw} = P_a)$, что представлено 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_{am} равно внешнему давлению π , т. е.

$$\eta = P_{q}x' + P_{w}(1 - x') \tag{11, 30}$$



Рис. II-6. Изотермы жидкой и паровой фаз идеальной двухкомпонентной смеси:

ВСА — изотерма жидкой фазы; ВDА — изотерма паровой фазы.

Из уравнения (11, 30), следует, что при известном внешнем давлении л и температуре системы t можно однозначно определить состав жидкой фазы

$$x' = \frac{\pi - P_{\varpi}}{P_a - P_{\varpi}} \qquad (11, 31)$$

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 .

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

для НКК

 $p_a = \pi y' \tag{II, 32}$

для ВКК

$$v_{\omega} = \pi \left(1 - y' \right) \tag{11, 33}$$

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

$$\pi y' = P_a x' \pi (1 - y') = P_w (1 - x')$$
 (II, 34)

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

$$y' = \frac{P_a x'}{\pi} = \frac{P_a}{p_{aw}} \cdot \frac{p_{aw} - P_w}{P_a - P_w}$$

$$1 - y' = \frac{P_w (1 - x')}{\pi}$$
(11, 35)

Если выразить давление смеси *p*_{aw} через концентрацию паровой фазы *y*', то получим уравнение

$$p_{aw} = \frac{P_a P_w}{P_a - y' (P_a - P_w)}$$
(11, 36)

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'.



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

Таким образом, при заданных внешнем давлении л 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 я точки пересечения горизонтали, имеющей ординату я, с кривыми давления насыщенных паров в точках M и N определяют соответственно температуры кипения чистого НКК t_a и чистого ВКК t_{a} .

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_1 ($t_a < t_1 < t_{\omega}$). При этой температуре давление насыщенных паров НКК (см. рис. II-7, a), отвечает точке A', а давление насыщенных паров ВКК — точке E'. Отложим значения этих давлений в правой части графика (см. рис. II-7, б) соответственно в точках A (x' = 1, $p = P_a$) и B (x' = 0, $p = P_{\omega}$) и проведем через них прямую изотермы бинарной системы BA.

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

Изображая уравнения (II, 27) и (II,28) в тех же осях координат, получим прямые ОА и ВК, выражающие зависимости между составом жидкой фазы и парциальными давлениями НКК и ВКК.



Рис. 11-8. Кривая равновесия фаз в координатах x' - y'.

При найденном значении х' парциальное давление НКК ра определится ординатой точки Е. Так как $p_w \Rightarrow \pi - p_a$, то парциальное давление ВКК будет равно отрезку DE.

Уравнения (II, 32) п (II, 33) на том же графике будут соответственно представлены прямыми OH u GK.

В условнях равновесня $P_a x' =$ $= \pi y'$. Поэтому, проведя горизон-таль из точки E до ее перессчения

в точке F с прямой OH, найдем концентрацию НКК в паровой фазе и' при равновесии с жидкой фазой со-

става x' (абсцисса точки F).

Таким образом, при давлении я и температуре 1, найдены составы равновесных жидкой и паровой фаз х' и у'. Аналогичные построения могут быть выполнены и при других температурах системы в диапазоне $t_a - t_w$ или при другом внешнем давлении.

Если определить ряд равновесных составов жидкой и паровой фаз при данном внешнем давлении я 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 $t_{xy}(x'=0, y'=0).$

С увеличением внешнего давления я кривая равновесия фаз становится менее выпуклой, приближаясь к диагонали диаграммы x' — y'. При критическом давлении 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.

УРАВНЕНИЕ И КРИВАЯ РАВНОВЕСИЯ ФАЗ БИНАРНОЙ СМЕСИ

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

$$P_{\omega} = P_{\omega} \left(1 - x' \right) = \pi \left(1 - y' \right)$$

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

$$\frac{y'}{1-y'} = \frac{P_a}{P_w} \cdot \frac{x'}{1-x'} = \alpha \frac{x'}{1-x'}$$
(11, 37)

Отношение давлений P_a и P_w обозначается через α и называется коэффициентом относительной летучести [см. также выражение (II, 19)].

Уравнение (II, 37) является уравнением кривой равновесия фаз бинарной смеси и устанавливает зависимость между равновесными концентрациями в жидкой и паровой фазах.

Уравнение (II, 37) может быть решено относительно концентраций у или х:

$$y' = \frac{\alpha x'}{\alpha x' + (1 - x')} = \frac{\alpha x'}{(\alpha - 1) x' + 1}$$
(11, 38)

И

 $x' = \frac{\frac{y'}{\alpha}}{\frac{y'}{\alpha} + (1 - y')} = \frac{y'}{\alpha - (\alpha - 1)y'}$ (11, 39)

По уравнению (II, 37) нетрудно проверить, что кривая равновесия фаз сохраняет свой вид при замене мольных концентраций массовыми, т. с.

$$\frac{y}{1-y} = \alpha \frac{x}{1-x} \tag{11, 40}$$

Соответственно можно записать и уравнения (II, 38) и (II, 39), заменив мольные концентрации x' и y' на массовые x и 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. 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 $t_a - t_b$ компонентов смеси.

Обычно коэффициент относительной летучести возрастает с поинжением температуры, поэтому для данной равновесной системы максимальное значение $\alpha_{\text{макс}}$ соответствует температуре t_a , а минимальное значение $\alpha_{\text{мин}}$ — температуре t_w .

При построении кривой равновесия фаз по уравнению (II, 37) используют среднее геометрическое значение коэффициента относительной летучести

$$\alpha = V \alpha_{\text{MARC}} \alpha_{\text{MHI}} \qquad (II, 4I)$$

Расчет составов равновесных фаз с использованием средней величины а дает некоторую погрешность в величинах равновесных концентраций, которая возрастает с увеличением разницы в коэффициентах относительной летучести амакс п амии. Для повышения точности расчета уравнение (II, 41) может быть применено для отдельных участков общего интервала изменения температур от t_a до t_{co} .

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

$$\lg \alpha = \frac{\Delta t}{T} \left(7.30 - 1.15 \lg \pi + \frac{T}{179 \lg \pi} \right)$$
(11.42)

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.).

Это уравнение 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 системы и составом жидкой фазы и называется изобарной температурной кривой кипения (линией кипения).

Кривая AB_1B_2B , отвечающая зависимости температуры системы ст 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 (напри-



мер, 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 АА₁А₂В, отвечают жидкой фазе, а находящейся при температуре

Рис. II-9. Изобарные температурные кривые.

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 в точке 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 *n*, по следующим уравнениям:

для жидкой фазы

$$h_t = [C_a x + C_w (1 - x)] t = h_{at} x + h_{wt} (1 - x)$$
(11, 43)

для насыщенных паров

 $H_t = [C_a y + C_w (1 - y)] t + [l_a y + l_w (1 - y)] = H_{at}y + H_{wt} (1 - y)$ (11, 44) 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 A на энтальпийной диаграмме, лежащая ниже кривой энтальпии жидкой фазы, характеризует систему, состоящую только из жидкой фазы. Любая точка A₄, лежащая выше кривой энтальпии паровой фазы, соответствует системе, которая состоит из перегретых паров. Точки, расположенные между кривыми



Рис. II-10. Эктальпийная диаграмма.

энтальпий жидкой и паровой фаз, например A₂, характеризуют двухфазные системы.

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

При температуре t_1 равновесные составы x_1 и y_1 определяются точками A_1 и B_1 . Этим же составам отвечают энтальпии жидко-



сти 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 (например, A₁B₁).

Поскольку на графиках изотерм и изобар коноды располагаются горизонтально, т. е. положение их легко определить, а на энтальпийной диаграмме наклонно под разными углами к оси абсцисс, то для удобства построений энтальпийную диаграмму обычно совмещают с графиком изобарных температурных кривых (рис. II-11).

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

$$\frac{y_i}{x_i'} = \frac{P_i}{n} = K_i \tag{11.45}$$

где К. — константа фазового равновесия.

Константа равновесия характеризует распределение данного компонента между паровой и жидкой фазами в условиях равновесия. Для идеальной системы значение К 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_{ni} и паровой f_{ni} фаз вместо давления насыщенных паров и внешнего давления π . Тогда константу фазового равновесия рассчитывают так

$$K_l = f_{\mathfrak{R}l} f_{\mathfrak{I}l} \tag{11, 46}$$

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

$$K_a = \frac{P_a}{\pi}$$
, a $K_w = \frac{P_w}{\pi}$

то из уравнений (II, 31) и (II, 35) получим

$$x' = \frac{1 - K_w}{K_a - K_w} \tag{II, 47}$$

$$y' = K_a x' = \frac{K_a (1 - K_w)}{K_a - K_w}$$
(11, 48)

77

И

РАВНОВЕСИЕ ПРИ ВЫСОКИХ ДАВЛЕНИЯХ

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

Влияние давления на равновесную кривую отражено на ранее приведенном графике (см. рис. II-8). Повышение давления уменьшает коэффициент относительной летучести а и приводит к меньшему обогащению паровой фазы НКК.

Обратимся к изобарным температурным кривым (рис. II-12). При повышении давления, во-первых, повышается температура системы, во-вторых, кривые кипения и конденсации сближаются между собой, что связано с меньшим обогащением паровой фазы НКК. Аналогичным образом ведут себя и кривые на энтальпийной диаграмме (рис. II-13).

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



Рис. 11-12. Изобарные температурные кривые при разных давлениях. Рис. 11-13. Энтальпийные диаграммы при разных давлениях. 78



Рис. II-14. Зависимость парциальных и общего давлений в системе, частично отклоняющейся от закона Рауля:

a — смесь с положительным отклонением; δ — смесь с отрицательным отклонением; пунктир соответствуст идеальному раствору.

концентрации изменяются не по прямой. 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-14 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

$$p_a = \gamma_a P_a x' \tag{II, 49}$$

И

$$\rho_{\omega} = \gamma_{\omega} P_{\omega} \left(1 - x^* \right) \tag{II, 50}$$

где уа и уа — коэффициенты активности.

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

$$p_{a\omega} = \gamma_a P_a x' + \gamma_{\omega} P_{\omega} (1 - x') \tag{II, 51}$$

Откуда

$$x' = \frac{p_{aw} - \gamma_w P_w}{\gamma_a P_a - \gamma_w P_w} \tag{II, 52}$$

Соответственно состав равновесного пара равен

$$y' = \frac{\gamma_a P_a}{p_{a\omega}} x' \tag{II, 53}$$

В условиях равновесия $p_{aw} = \pi$.

Уравнение кривой равновесия фаз подобных систем записывается так же, как для идеальных [см. уравнения (II, 37)—(II, 40)]. Однако в этом случае коэффициент относительной летучести должен быть определен из выражения

$$\alpha = \frac{\gamma_a P_a}{\gamma_{\omega} P_{\omega}} \tag{11, 54}$$

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 $p_{aw} = 87$ кПа (t = 35 °C) с минимумом температуры кипения (для сероуглерода температура кипения приблизительно равна 46 °C, для ацетона — приблизительно 56 °C).

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

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

Рассмотрим особенности системы с минимумом температуры кипения (рис. II-15). Кривая *aAa* на изотерме и изобаре характеризует жидкую фазу, а кривая *bAb* — равновесную паровую фазу.



Рис. II-15. Изотермы (а) и изобары (б) для систем, образующих азеотропную смесь с минимумом температуры кипения: I =область y' > x'; II =область y' < x'.

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



Рис. II-16. Изотермы и изобары для систем, образующих азеотроп с максимумом температуры кипения:

I =область y' < x'; II =область y' > x'.



Рис. 11-17. Кривая равновесия смеси при наличии азеотропа: а — при манимуме температуры кипения: б — при максимуме температуры кипения. Области I и II см. на рис. 11-15 и 11-16.

(область II на диаграммах) НКК и ВКК меняются ролями, в результате чего оказывается, что y' < x'.

Для систем с максимумом температуры кипения (рис. II-16) кривая *аАа* 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 случае, смесь становится как бы трехкомпонентной. При этом в области концентраций $x', y' < x'_A$ (область I на диаграммах) НКК и ВКК меняются ролями и $y' < x'_A$; в области концентраций $x', y' > x'_A$ (область II на диаграммах) НКК меняются ролями и $y' < x'_A$; в области концентраций $x', y' > x'_A$ (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-17) $x'_A = y'_A$ 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-18.

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 $x_1 < x < x_2$ образуются две жидкие фазы с конценРис. II-18. Кривая растворимости двух частично растворимых жидкостей: 1 — точка, соответствующая составу x, при температуре t: 2 — то же, для x₂.

трацией данного компонента x₁ в одной фазе и x₂ в другой.

С изменением температуры изменяется и область концентраций $x_1 - x_3$, в пределах которой существуют две жидких фазы. При температурах выше критической $t_{\rm KP}$ (см. рис. II-18) 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 пределах 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 $x_1 < y < x_2$, то имеем дело с жидкостями, образующими кривые растворимости п е р в о г о т и п а. 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-19. 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_{\odot} — 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_3 вновь образуется гомогенный раствор, а температура кипения смеси будет увеличиваться от t_A до t_a при одновременном увели-



Рис. II-19. Изобарные температурные кривые для жидкостей, имеющих кривые растворимости первого типа.

чении 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-20.

Жидкости, у которых в гетерогенной области существования, состав равновесного пара выходит за пределы концентраций x_1 и x_2 , относятся ко в торому типу.

На рис. II-21 и II-22 приведены соответственно изобарные температурные кривые и кривая равновесия фаз для этого типа жидкостей при $y_c > x_1$, 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 жид-



кие 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 $t_{,}$ до t_{a} . Система будет иметь одну жидкую фазу, а состав паров будет изменяться от y_{e} до 1.

Рис. II-20. Кривая равновесия для смесей, имеющих кривую растворимости первого типа.



Рис. II-21. Изобарные температурные кривые для жидкостей, имеющих кривые растворимости второго типа.

Рис. 11-22. Кривая равновесия фаз для ограниченно растворимых жидкостей второго типа:

I — точка, соответствующая составу жидкой фазы х₁ при состане паролой фазы у_е; 2 — то же, для х₂.

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:

 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.

$$p_{az} = p_a + p_z = P_a + P_z \tag{II, 55}$$

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

$$y'_a = \frac{p_a}{p_{az}} - \frac{P_a}{P_a + P_z}$$
 (11, 56)

$$y'_{z} = 1 - y'_{a} = \frac{p_{z}}{p_{az}} = \frac{P_{z}}{P_{a} + P_{z}}$$
 (11, 57)

Для пересчета мольных концентраций паровой фазы в массовые используют следующее уравнение

$$y_{a} = \frac{G}{G+Z} = \frac{N_{a}M_{a}}{N_{a}M_{a} + N_{z}M_{z}} =$$
$$= \frac{y_{a}M_{a}}{y_{a}M_{a} + (1-y_{a})M_{z}} = \frac{P_{a}M_{a}}{P_{a}M_{a} + P_{z}M_{z}} = \frac{1}{1 + \frac{P_{z}M_{z}}{P_{a}M_{a}}} \quad (11, 58)$$

где M_{a} и M_{s} — соответственно мольные массы компонентов *а* и *z*.

Удельный массовый расход одного компонента по отношению к другому, например расход водяного пара Z, затрачиваемого на перегонку массы углеводородов G, определится следующим обра-30M:

$$\frac{Z}{G} = \frac{1 - y_a}{y_a} = \frac{P_z M_z}{P_a M_a} = \frac{(\pi - P_a) M_z}{P_a M_a}$$
(11, 59)

где п — внешнее давление системы.

Из уравнения (II, 59) 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 а, а пары другого компонента г являются перегретыми, выбор внешнего давления p_z , гак 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 (11, 56), (11,58) и (11, 59).

И

Аналогично решается задача при выбранных температуре системы и составе паровой фазы. В этом случае из уравнений (11, 56) и (11, 59) определяются 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.

В случае, когда система находится в присутствии насыщенного компонента 2, число степеней свободы такой системы I = (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 ($n \rightarrow 2$) 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, ..., 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_{R} и насыщенного водяного пара p_{z} , т. е.

$$p_{HZ} = p_{H} + p_{Z} \tag{11, 60}$$

Для взаимно растворимых компонентов, образующих идеальный раствор

$$p_{\mu} = \sum_{i=1}^{n} p_{i} = \sum_{i=1}^{n} P_{i} x_{i}^{'}$$
(II, 61)

где $\sum_{i=1}^{n} x'_{i} = 1.$ Следовательно

$$p_{HZ} = \sum_{i=1}^{n} P_i x_i^{'} + p_z \tag{II, 62}$$

Для равновесной системы, состоящей из паровой и жидкой фаз, давление насыщенных паров p_{H2} равно внешнему давлению π , т. е.

$$\pi = \sum_{i=1}^{n} P_i x'_i - P_z$$
(11, 63)

Если величину p_z перенести в левую часть равенства, то получим, что

$$\pi - p_z = \sum_{i=1}^{n} P_i x_i^{i}$$
(11, 64)

Таким образом, уравнение изотермы жидкой фазы может быть записано так же, как и для взаимно растворимых жидкостей [см. уравнение (II, 18)], если за величину внешнего давления принять $\pi - p_2$. Поэтому процессы перегонки и ректификации, осуществляемые в присутствии насыщенного водяного пара, протекают так же, как и в случае снижения общего давления системы на величину p_2 .

Из объединенного закона Рауля и Дальтона можно записать, что

$$P_{i}x_{i} = p_{\mu}y_{i} = (\pi - p_{z})y_{i}$$
(11, 65)

Откуда

$$y'_{i} = \frac{P_{i}}{p_{ii}} x'_{i} = \frac{P_{i}}{\pi - p_{2}} x'_{i}$$
 (II, 66)

Следовательно, расчет равновесных составов паровой и жидкой фаз может быть выполнен по уравнениям (II, 21) и (II,22) при давлении $\pi - p_2$.

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_2 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

Процесс частичного испарения жидкости или конденсации паров, проводимый с целью получения одного из продуктов, обогащенного низкокипящим (НКК) или высококипящим (ВКК) компонентом, называется перегонкой.

Образующийся при перегонке отгон в паровой фазе, который обогащен НКК, подвергают 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 с целью более полного разделения исходной смеси. Так, многократное испарение состоит из повторяющегося процесса однократного испарения. Образовавшиеся при испарении пары отделяют в несколько ступеней. Причем во второй ступени осуществляется ОИ жидкой фазы, образовавшейся в первой ступени, а в третьей ступени — ОИ жидкости, 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), непрерывно удаляются из системы в момент образования. Образовавшиеся в системе паровая и жидкая фазы находятся в состоянии равновесия. Процессы посте-



Рис. III-1. Схемы основных видов процессов испарения и конденсации: a-a — испарение: a — однократное (ОИ); δ — многократное (двухкратное); a — постеленнос: e-e — конденсация: a — однократная (ОК); δ — многократная (двухкратная); e — постепенная. 1. 1' — испарители; 2. 2' — конденсаторы; 3 — приемники; 4. 4', 5, 5' — сепараторы.

пенного 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 (рис. III-1).

Материальный баланс процесса однократного испарения может быть представлен уравнениями:

общий

$$F = G + g \tag{111,1}$$

для низкокипящего компонента

$$Fx_F = Gy + gx \tag{111,2}$$

Совместное решение приведенных уравнений дает выражение

$$x_F = ey + (1 - e) x \tag{111.3}$$

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:

$$x_{\rm F} = e'y' + (1 - e')x'$$
 (III,4)

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, 4) можно представить в следующем виде:

$$x' = \frac{x'_F - x'}{y' - x'} = \frac{x'_F - x'}{(K_a - 1)x'}$$
(III,5)

Заменив x' согласно уравнению (II, 47), получим

$$e' = \frac{x'_F \left(K_a - K_w\right) - \left(1 - K_w\right)}{(K_a - 1) \left(1 - K_w\right)}$$
(111,6)

Из уравнения (III, 6) 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 е и мольной е' 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_{CM}, где M_{CM} — мольная масса исходной жидкой смеси. Отсюда получим следующее соотношение:

$$eM_{\rm CM} = e'M_g \tag{III,7}$$

Обычно $M_{\rm CM} > M_y$, поэтому e' > e.

Возможны случаи, когда давления насыщенных паров компонентов существенно различаются, т. е. $P_a \gg P_{tw}$ или $K_a \gg K_{tw}$. В этих условиях ВКК можно считать практически нелетучим (например, отгонка растворителя от масла) и для расчета доли отгона e' использовать более простое соотношение

$$t' = \frac{K_a x_F - 1}{K_a - 1} \tag{III.8}$$

Процесс ОИ связан с подводом тепла Q_B . Тепло, которое содержится в паровой и жидкой фазах, образовавшихся в результате процесса ОИ, без учета теплопотерь должно быть равно теплу исходной жидкости и теплу Q_B , подведенному со стороны для осуществления процесса испарения:

$$Q_F + Q_B = Fh_{t_F} + Q_B = GH_t + gh_t \tag{III.9}$$

Имея в виду. что

$$g = F - G$$

получим

$$\mathcal{G}\left(H_{t}-h_{t}\right)=F\left[\left(h_{t_{F}}+\frac{Q_{B}}{F}\right)-h_{t}\right] \tag{111.10}$$



Рис. III-2. Процесс ОИ (ОК) бинарной смеси на изобарных температурных кривых и энтальпийной диаграмме.

Величина 0

$$h_{t_F} + \frac{Q_B}{F} = \theta$$

определяет количество введенного тепла, приходящееся на единицу массы исходного сырья.

В итоге получим:

$$e = \frac{G}{F} = \frac{\theta - h_t}{H_t - h_t} \approx \frac{x_F - x}{y - x} \tag{III,11}$$

На энтальпийной диаграмме уравнение (III, 11) представляет собой уравнение прямой, проходящей через три точки (рис. II1-2): $c(x_F, \theta)$, $\omega(x, h_f)$ и $d(y, H_f)$.

d (y, H₁). 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 обеих диаграммах нагревание исходной жидкой смеси от температуры t_F до температуры t_1 соответствует перемещению по вертикали: на графике изобар от точки F до точки W_1 , а на энтальпийной диаграмме от точки F до w_1 , при этом состав исходной смеси не меняется. В точке W_1 (или w_1) температура смеси t_1 соответствует температуре ее кипения при e = 0. Образующийся при этом пар y₁ 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 С (или с) 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). Уравнение (III, 11) соответствует прямой wd. Сопоставив это уравнение

Уравнение (III, II) соответствует прямой ися. Сопоставив это уравнение с отрезками прямых на рис. III-2, получим следующее соотношение:

$$e = \frac{WC}{WD} = \frac{wc}{wd} \tag{111,12}$$

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_3 и w_2 .

Величина x₂ показывает, что четкого разделения компонентов путем ОИ достичь не удается, так как в конце испарения в жидкости еще содержится значительное количество НКК. t₂ есть температура конца однократного испарения.

При температуре системы $t_3 > t_2$ (точка 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 г паровой фазы при температуре t определится следующим образом:

$$r = 1 - e = \frac{g}{F} = \frac{F - G}{F} = \frac{CD}{WD} = \frac{cd}{wd}$$
(111.13)

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 нефтепереработки и нефтехимии, путем однократного испарения любой компонент будет распределяться в определенном соотношении между отгоном и остатком.

Материальный баланс процесса однократного испарения для любого (*l*-го) компонента многокомпонентной смеси запишется в следующем виде:

$$x'_{l,F} = e'y'_{l} + (1 - e')x'_{l}$$
(III,14)

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, 14) можно представить так:

$$x_{i,F} = e K_i x_i + (1 - e') x_i'$$

Следовательно, покомпонентный состав жидкого остатка будет определяться следующим выражением:

$$x_{i}^{\prime} = \frac{x_{i,F}}{1 + e^{\prime} (R_{i} - 1)}$$
(III,15)

Поскольку

$$\sum x_i = 1$$

то из уравнения (III, 15) получим

$$\sum_{l} \frac{x_{l,P}}{1 + e'(K_l - 1)} = 1$$
(III.16)

Уравнение (III, 16) связывает долю отгона е', температуру и давление системы. В этом уравнении температура системы присутствует в косвенном впде, оказывая влияние через посредство давления насыщенных паров (констант фазового равновесия) компонентов, являющегося функцией температуры.

При заданном составе исходной смеси $x'_{i,F}$, давлении π и температуре tуравнение (III, 16) используется для определения доли отгона e' методом последовательных приближении. С этой целью задают долю отгона e', определяют концентрации компонентов в жидкой фазе по уравнению (III, 15) и затем проверяют выполнение уравнения (III, 16). Если получения 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, 16), стала равной единице с желаемой степенью точности.

При полном ОИ исходной смеси e' = 1 и из уравнения (III, 16) иолучим, что

$$\sum_{i} \frac{x_{i,F}}{K_i} = 1$$
 (111,17)

т. е. приходим к уравнению изотермы паровой фазы.

Из уравнения (III, 17) можно определить температуру иачала конденсации паров при заданном давлении л.

Уравнение (III, 16) 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, 14), получим

$$x'_{i,F} = e'y'_i + (1 - e')\frac{y_i}{K_i}$$

или

$$y'_{i} = \frac{K_{i} x_{i,F}}{1 + e' (K_{i} - 1)}$$
(III,18)

Поскольку

$$\sum_{l} y_{l}' = 1$$

TO

$$\sum_{i} \frac{K_{i} x_{i,F}}{1 + e'(K_{i} - 1)} = 1$$
 (III,19)

Это уравнение и используется для расчетов при малых долях отгона e'. Из уравнения (III, 19) методом последовательных приближений можно найти температуру кипения смеси при e' = 0:

$$\sum_{i} K_{i} x_{i,F}^{*} = 1 \tag{111,20}$$

Это и есть известное уравнение изотермы жидкой фазы.

Мольные массы паровой и жидкой фаз, образующихся в процессе ОИ, определяют по уравнениям:

для паровой фазы

$$M_y = \sum_i M_i y_i$$

для жидкой фазы

$$M_x = \sum_i M_i x_i$$

Массовую долю отгона находят по уравнению (III,7).

Массовые концентрации любого компонента в равновесной паровой и жидкой фазах определяют из соотношений:

$$x_{t} = x_{t}^{\prime} \frac{M_{t}}{M_{x}}$$
$$y_{t} = y_{t}^{\prime} \frac{M_{t}}{M_{a}}$$

И

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, 16) и (III, 19) 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.



Рис. III-3. Кривые распределения составов сложной смеся: *а* — интегральная; *б* — дифференциальная.

Более точные результаты могут быть получены при представлении нефтяных смесей, состоящими из бесконечно большого числа компонентов и характеризуемых непрерывными (интегральные и дифференциальные) кривыми распределения составов.

На рис. III-З 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 распределения составов малыми концентрациями ВКК в отгоне и НКК в остатке можно пренебречь и определять составы в пределах изменения относительной летучести от $\alpha_{\rm KK}$ до $\alpha_{\rm HK}$ и от $\alpha_{\rm KK}$ до $\alpha_{\rm HK}$ коответственно для отгона и остатка.

Наибольшую величину коэффициента относительной летучести (α_{nk}) имеет НКК, наименьшую (α_{nk}) — ВКК. На интегральной кривой x (α) дано суммарное содержание всех компонентов, коэффициенты относительной летучести которых имеют пределы от α до α_{nk} . Одна из форм уравнения для представления таких кривых имеет вид

$$x(\alpha) = \exp\left[-a\left(\lg\frac{\alpha}{\alpha_{\rm HK}}\right)^2\right]$$
(111,21)

где а — постоянный коэффициент для данной смеси.

Дифференциальная кривая распределения X (α) дает зависимость тангенса угла наклона интегральной кривой от α, т. е.

$$X(\alpha) = -\frac{dx(\alpha)}{d\alpha}$$
(111,22)

Если продифференцировать уравнение (III, 21) по переменной α, то получим

$$X(\alpha) = -\frac{dx(\alpha)}{d\alpha} = 0.8686a \frac{\lg \frac{\alpha}{\alpha_{\rm RH}}}{\alpha} \exp\left[-a\left(\lg \frac{\alpha}{\alpha_{\rm RH}}\right)^2\right] \quad (111.23)$$

Очевидно, что

$$\kappa(\alpha) = \int_{\alpha_{\rm HK}}^{\alpha} X(\alpha) \, d\alpha \qquad (111.24)$$

Материальный баланс процесса ОИ сложной смеси можно записать следующим образом:

$$x_F(\alpha) = e'x_D(\alpha) + (1 - e')x_W(\alpha) \qquad (III,25)$$

или в дифференциальной форме

$$X_F(\alpha)d\alpha = e'X_D(\alpha) d\alpha + (1 - e') X_W(\alpha) d\alpha \qquad (111.26)$$

Поскольку пары отгона и жидкий остаток находятся в равновесии, можно записать, что

$$X_D(\alpha) = K(\alpha) X_W(\alpha)$$
(111,27)

Из уравнений (III, 26) и (III, 27) получим:

$$X_F(\alpha) \, d\alpha = \{ \mathbf{I} + e' \, [K(\alpha) - 1] \} \, X_W(\alpha) \, d\alpha$$

Откуда

$$X_{W}(\alpha) d\alpha \frac{X_{F}(\alpha) d\alpha}{1 + e' [K(\alpha) - 1]}$$
(111,28)

или

$$X_{W}(\alpha) = \frac{X_F(\alpha)}{1 + e'[K(\alpha) - 1]}$$
(III.29)

Проинтегрировав выражение (III, 28) в пределах от $\alpha_{\rm HR}$ до $\alpha_{\rm KR}$, получим

$$\int_{\alpha_{B^{11}}}^{-\pi_{11}} \frac{X_F(\alpha) \, d\alpha}{1 + e' \left[K(\alpha) - 1\right]} = 1$$
(111,30)

Из уравнения (III, 30) методом последовательных приближений можно определить долю отгона e' при заданных температуре и давлении системы, а затем по уравнениям (III, 29) и (III, 27) рассчитать кривые распределения остатка и отгона (см. рис. III-3).

При e' = 1 получаем уравнение изотермы паровой фазы сложной смеси

$$\int_{\alpha_{\rm HR}}^{\alpha_{\rm HR}} \frac{X_F(\alpha) \, d\alpha}{K(\alpha)} = 1 \tag{111,31}$$

Из выражения (III, 31) 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, 26) в случае замены $X_W(\alpha)$ на $X_D(\alpha)/K(\alpha)$, согласно уравнению равновесия.

4 Скобло А. И. и др.

Из уравнения (111, 26) получим

$$X_D(\alpha) \, d\alpha = \frac{K(\alpha) \, X_F(\alpha) \, d\alpha}{1 + e' \left[K(\alpha) - 1 \right]} \tag{111,32}$$

или

$$\mathcal{K}_{D}(\alpha) = \frac{\mathcal{K}(\alpha) X_{F}(\alpha)}{1 + e' \left[\mathcal{K}(\alpha) - 1\right]} \tag{111.33}$$

Проинтегрировав выражение (III, 32) в пределах от α_{mk} до α_{mk} , получим

$$\int_{\alpha_{\rm HK}}^{\alpha_{\rm HK}} \frac{K(\alpha) X_F(\alpha) d\alpha}{1 + e' [K(\alpha) - 1]} = 1$$
(111,34)

Долю отгона е' сложной смеси находят методом последовательных приближений по уравнению (III, 34).

При e' = 0 получим уравнения изотермы жидкой фазы для сложной смеси

$$\int_{\alpha_{\rm RK}}^{\alpha_{\rm RK}} K(\alpha) X_F(\alpha) d\alpha = 1$$
 (III,35)

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 п на парциальное давление углеводородов $\pi - p_2$.

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 ОЙ 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

$$e_1 = \frac{x_F - x_1}{y_1 - x_1} = \frac{W_1 C_1}{W_1 D_1} = \frac{\omega_1 c_1}{\omega_1 d_1}$$



Рис. III-4. Графическое представление процесса многократного испарения бинарной смесн.

Рис. III-5. Графическое представление процесса многократной конденсации бинарной смесн.

а относительное количество неиспарившейся жидкости

$$v_1 = 1 - e_1 = \frac{y_1 - x_F}{y_1 - x_1} = \frac{C_1 D_1}{W_1 D_1} = \frac{c_1 d_1}{w_1 d_1}$$

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 .

4*

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

$$g_2 = g_1 r_2 = F r_1 r_2 = F (1 - e_1) (1 - e_2)$$
(111,36)

Продолжая аналогичные рассуждения, получим, что после проведения k ступеней однократного испарения масса жидкости составит

$$g_{k} = F \prod_{i=1}^{k} r_{i} = F \prod_{i=1}^{k} (1 - e_{i})$$
(111.37)

Поскольку $r_i = (1 - e_i) < 1$, то увеличение числа ступеней ОИ приводит к уменьшению массы остатка в каждой последующей ступени.

Если исходную смесь однократно испарить при температуре $t_{OH} < t_2$, то вся жидкость перейдет в пар (g = 0), а проведение ОИ исходной смеси при температуре $t_2 > t_{OH}$ приведет даже к перегреву паров (точка F_1).

Следовательно, при нагреве до одной и той же температуры в условиях однократного испарения обеспечивается большая доля отгона, чем в случае многократного испарения. Поэтому для получения одинаковой степени отгона в условиях однократного испарения требуется более низкая температура, чем при многократном испарении. Остающаяся после однократного испарения жидкая фаза будет содержать больше НКК, чем жидкая фаза той же массы, полученная при многократном испарении. Таким образом, при многократном испарении обеспечивается лучшее разделение компонентов, но при меньшем выходе отгона, чем в случае ОИ.

Процесс многократного испарения может осуществляться при температурах выше температуры полного однократного испарения t_{OH} и может быть продолжен вплоть до t_{co} — температуры кипения чистого ВКК. Однако выход достаточно чистого ВКК будет весьма мал.

Рассмотрим процесс многократной конденсации (рис. III-5).

При охлаждении паров с начальной концентрацией НКК уг от температуры *tr* (точка *F*) до температуры *t*₁ произойдет их частичная конденсация. Масса парового остатка будет равна

$$G_1 = Fe_1 = F \frac{y_F - x_1}{y_1 - x_1} = F \frac{W_1 C_1}{W_1 D_1} = F \frac{w_1 c_1}{w_1 d_1}$$

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 будет равен

$$G_{2} = G_{1}e_{2} = G_{1}\frac{y_{1} - x_{2}}{y_{2} - x_{2}} = G_{1}\frac{W_{2}C_{2}}{W_{2}D_{2}} = F\frac{W_{1}C_{1}}{W_{1}D_{1}} \cdot \frac{W_{2}C_{2}}{W_{2}D_{2}} =$$
$$= F\frac{w_{1}c_{1}}{w_{2}d_{1}} \cdot \frac{w_{2}c_{2}}{w_{2}d_{2}} = Fe_{1}e_{2} = F(1 - r_{1})(1 - r_{2})$$
(III,38)

Паровой остаток после k-той ступени однократной конденсации составит

$$G_{k} = F \prod_{i=1}^{k} e_{i} = F \prod_{i=1}^{k} (1 - r_{i})$$
(III,39)

Поскольку $e_i = (1 - r_i) < 1$, то увеличение числа ступеней ОК приводит к уменьшению массы парового остатка в каждой последующей ступени.

Если исходную паровую смесь подвергнуть однократной конденсации при температуре $t_{OK} > t_2$, то паровой остаток будет равен нулю. Поэтому если конечная температура конденсации одинакова, то масса конденсата при однократном процессе будет больше, чем при многократной конденсации. В условиях однократной конденсации и при одинаковой степени конденсации конечная температура процесса будет выше, чем для многократного процесса, а концентрация НКК в паровом остатке меньше.

Процесс многократной конденсации можно проводить вплоть до t_a — температуры кипения НКК, однако выход НКК высокой степени чистоты будет мад.

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:

 $gx = y \, dg + (g - dg) \, (x - dx)$

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

$$\int_{F}^{g} \frac{dg}{g} = \int_{x_{F}}^{x} \frac{dx}{y-x} \quad \text{или} \quad \ln \frac{g}{F} = \int_{x_{F}}^{x} \frac{dx}{y-x} \quad (III,40)$$

Это уравнение носит название уравнения Рейлея.

Поскольку образующиеся в процессе постепенного испарения пары состава у находятся в равновесии с жидкостью состава x, то заменив и в уравнении (III, 40) согласно уравнению равновесия

$$y = \frac{\alpha x}{(\alpha - 1)x + 1}$$

и проинтегрировав, получим

$$\ln \frac{gx}{Fx_F} = \alpha \ln \frac{g(1-x)}{F(1-x_F)}$$
(111,41)

В таком виде уравнение Рейлея используется для определения средней величины коэффициента относительной летучести по результатам постепенной перегонки.

Из материального баланса постепенной перегонки определяются средний состав отогнанного продукта (фракции)

$$y_{l} = \frac{g_{l}x_{l} - g_{l+1}x_{l+1}}{g_{l} - g_{l+1}} = \frac{g_{l}x_{l} - g_{l+1}x_{l+1}}{D_{l}}$$
(111,42)

и средний состав отгона

$$y_{D} = \frac{Fx_{F} - gx}{F - g} = \frac{Fx_{F} - gx}{D}$$
(111,43)

Аналогичный анализ может быть проведен и для процесса постепенной конденсации.

Материальный баланс процесса для бесконечно малой массы сконденсированных паров запишется следующим образом:

$$d(Gy) = x dG = G dy + y dG$$

Отсюда получим следующее дифференциальное уравнение:

$$\frac{dG}{G} = -\frac{dy}{y-x}$$

Проинтегрировав это уравнение в пределах от F и уF до G и y, получим

$$\ln \frac{g}{F} = -\int_{y_F}^{y} \frac{dy}{y-x} = \int_{y}^{y_F} \frac{dy}{y-x}$$
(111,44)

Если принять во внимание состояние равновесия между паровым остатком состава у и конденсатом состава х, то после интегрирования получим

$$\ln \frac{G(1-y)}{F(1-y_F)} = \alpha \ln \frac{Gy}{Fy_F}$$
(III,45)

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

$$x_{l+1} = \frac{G_l y_l - G_{l+1} y_{l+1}}{G_l - G_{l+1}}$$
(111,46)

Для всего конденсата

$$x_{W} = \frac{Fy_{F} - Gy}{F - G} = \frac{Fy_{F} - Gy}{W}$$
(111,47)

Из полученных уравнений определяются массы неиспарившейся жидкости д 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 i-го компонента - через gi, тогда

$$g' = \sum g'_i$$

При бесконечно малом изменении температуры жидкости образуется масса паров

$$dg' = \sum_{i} dg'_{i}$$

и соответствующие порции компонентов dgi перейдут из жидкой в паровую фазу. Концентрации любого компонента будут равны: в паровой фазе

$$y'_{i} = \frac{dg'_{i}}{\sum dy'_{i}} = \frac{dg'_{i}}{dg'}$$

в жидкой фазе

$$\mathbf{x}_i' = \frac{\mathbf{g}_i}{\sum_{i} \mathbf{g}_i'} - \frac{\mathbf{g}_i}{\mathbf{g}}$$

При этом образовавшиеся пары будут находиться в равновесии с жидкостью. т. е.

$$y_i = K_i x_i$$

Приняв во внимание вышеприведенные уравнения, получим

$$\frac{dg'_i}{dg'} = K_i \frac{g'_i}{g'}$$

$$\frac{dg_i}{g_i} = K_i \frac{dg}{g}$$
(111,48)

или

Проинтегрировав это дифференциальное уравнение в пределах от F' до g' и от F' до g', получим его решение в следующем виде (при постоянной величине К.)

$$\ln \frac{g_{l}}{F_{l}'} = K_{l} \ln \frac{g'}{F'}, \qquad (111,49)$$

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*-тым

$$\alpha_{l,k} = \frac{K_l}{K_k}$$

придем к следующему уравнению:

$$\ln \frac{g_i}{F_i^*} = \alpha_{i,k} \ln \frac{g_k}{F_k^*} \tag{III,50}$$

Если обозначить мольную долю отгона в дистиллят через

$$e' = 1 - \frac{g'}{F'}$$

то

$$g'_{i} = F'(1-e')x'_{i}, g' = F'(1-e), F'_{i} = F'x_{i,F}$$

и уравнение (III, 50) можно представить в следующем виде:

$$\ln \frac{(1-e')x_{i}}{x_{i,F}} = \alpha_{i,k} \ln \frac{(1-e')x_{k}}{x_{k,F}}$$
(111,51)

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 жид-кости x_i по любому компоненту определяется из условия равновесия с исходным паром $\{y_i, r\}$.

Концентрации компонентов смеси x_i должны удовлетворять уравнению изотермы жидкой фазы

$$\pi = \sum_{i} P_{i} x_{i}'$$

Обычно предварительно задаются температурой конца процесса, определяющей величины P_i , затем по уравнению (III, 51) определяют составы x'_i при заданных e' и x'_k и проверяют их на соответствие уравнению изотермы жидкой фазы.

Для бинарной смеси уравнение (III, 51) приводится к виду

$$\ln \frac{(1-e')x'}{x'_F} = \alpha \ln \frac{(1-e')(1-x')}{1-x'_F}$$
(III,52)

т. е. к виду, к которому может быть приведено и уравнение (III, 41).

Глава IV

Ректификация

СУЩНОСТЬ ПРОЦЕССА РЕКТИФИКАЦИИ Двухкомпонентных смесей

При проведении процессов однократного испарения или однократной конденсации получают пар более богатый НКК, а жидкость более богатую ВКК, чем исходная система. Однако достаточно хорошая степень разделения в однократных процессах не достигается.

При осуществлении многократного и постепенного испарения или конденсации может быть обеспечено получение паровой или жидкой фаз с любой желаемой концентрацией. Однако выход такой паровой или жидкой фазы будет незначительным по сравнению с массой исходной смеси, т. е. проблема будет решаться лишь качественно. Достаточно четкое разделение компонентов в целом не будет обеспечиваться, так как в ходе процесса будут получены значительные количества паровой или жидкой фаз, составы которых существенно отличаются от требуемых.

Для получения продуктов с любой желаемой концентрацией компонентов и высокими выходами служит процесс ректификации, заключающийся в многократно повторяющемся контактировании неравновесных паровой и жидкой фаз.

Как следует из теории массообменных процессов, при контакте неравновесных паровой и жидкой фаз, в результате которого протекают процессы массо- и теплообмена, система достигает состояния равновесия. При этом происходит выравнивание температур и давлений в фазах и перераспределение компонентов между ними. Такой контакт называют идеальным, теоретическим (см. гл. 1).

Образованные в результате контакта паровая и жидкая фазы будут отличаться по составу от вступивших в контакт паровой и жидкой фаз. В итоге такого контакта паровая фаза обогатится НКК, а жидкость — ВКК, если жидкость, вступающая в контакт с парами, будет содержать больше НКК, чем жидкость, равновесная с этими парами. Если исходные пары и жидкость находились при одинаковом давлении, то для обеспечения этих условий требуется, чтобы температура вступающей в контакт жидкости была бы ниже температуры паров. После контактирования температуры пара и жидкости выравниваются, так как система стремится к состоянию равновесия.

Производя многократное контактирование неравновесных потоков паровой и жидкой фаз, направляя после каждой ступени пары на смешение с жидкостью, более богатой НКК по сравнению с равновесной с этими парами жидкостью, а жидкость на контакт с парами, более бедными НКК, можно изменить составы фаз желаемым образом.

Подобное контактирование фаз по схеме противотока в целом по аппарату осуществляется в специальных аппаратах — ректификационных колоннах, заполненных различными контактными устройствами: тарелками, насадками и т. п.

Таким образом, процесс ректификации есть диффузионный процесс разделения жидких смесей, компоненты которых различаются по температурам кипения, осуществляемый путем противоточного, многократного контактирования неравновесных паров и жидкости.

ПРИНЦИПИАЛЬНОЕ УСТРОЙСТВО РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ

Схема ректификационной колонны приведена на рис. IV-1. В среднюю часть колонны поступает подлежащее ректификации сырье, нагретое до температуры t_F . При входе сырья в колонну происходит процесс однократного испарения, в результате ко-



торого образуются пары G_F состава y_F^* и жидкость g_F состава x_F, находящиеся в равновесии. Сырье может подаваться в колонну в виде жидкости, паров или смеси паров и жидкости. На каждой, например, *п*-й тарелке, обеспечивается контакт между парами G_{a-1}, поступающими на данную тарелку, и жидкостью (флегмой) g,, стекающей на эту же тарелку. В результате контакта этих потоков изменяются составы паровой и жидкой фаз, при этом пары обогащаются НКК, а жидкость - ВКК. Пары G_n, уходящие с *п*-й тарелки, будут богаче НКК, чем пары G"_1, а жидкость g, богаче ВКК по сравнению с жидкостью g_{n+1} . Уходящие с п-й тарелки потоки паров G, и жидкости gn будут находиться в со-

Рис. IV-1. Принципиальная схема ректификационной колонны.



Рис. 1V-2. Схемы простых (I) и сложных (II) колони: a =полная: b =укрепляющая: e =отгонная: e =с отбором дополнительных продуктов (D₂ и W₂) из основной коловны: b =с отбором дополнительного продукта W₂ из отпарной колонны.

стоянии равновесия. При этом пары G_n поступают на вышележащую тарелку n + 1, где вступают в контакт с соответствующим потоком жидкости, а жидкость g_n — на нижележащую тарелку n - 1, где вновь происходит изменение составов фаз. 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 .

Отбираемый с верху колонны продукт D, обогащенный НКК, называется ректификатом (или дистиллятом), а с низу W, обогащенный ВКК, — остатком (или нижним продуктом).

Как ранее было отмечено, изменение состава встречных потоков происходит, если жидкость, находящаяся с паром на одном горизонтальном уровне, например g_{n+1} и G_n , содержит больше НКК, чем жидкость g_n , равновесная с этим паром. При постоянном давлении в колонне это условие обеспечивается, если температура жидкости g_{n+1} будет ниже температуры наров G_n , т. е. если температура в колонне будет уменьшаться в направлении движения потока паров и возрастать в направлении движения жидкости (флегмы). Самая низкая температура t_D будет в верху колонны, а самая высокая t_W — в ее низу.

Та часть колонны, куда вводится сырье, называется секцией питания, или эвапорационным пространством. Часть ректификационной колонны, находящаяся выше ввода сырья, называется верхней, концентрационной, или укрепляющей, а ниже ввода сырья — нижней, отеонной, или исчерпывающей.

В обеих частях колонны протекает один и тот же процесс ректификации. Поскольку в процессе ректификации должны участвовать два потока — паров и жидкости, состоящие из одних и тех же компонентов, но разного состава, из верхней части колонны отводят тепло Q_d , а к нижней части колонны подводят тепло Q_B . При конденсации части паров в верху колонны образуется поток жидкости (флегмы, орошения), перетекающий с тарелки на тарелку. В низу колонны за счет подвода тепла часть жидкости испаря ется, образуя восходящий поток паров.

В зависимости от назначения колонны могут быть полными, т. е. иметь концентрационную и отгонную части, или неполными. При этом укрепляющая колонна имеет только верхнюю часть и не имеет отгонной секции, а сырье подается в низ колонны. Отгонная колонна имеет только инжнюю часть и не имеет укрепляющей секции. Сырье вводится в верх такой колонны.

Колонны такого типа применяются в тех случаях, когда к чистоте нижнего продукта укрепляющей колонны или верхнего продукта отгонной колонны не предъявляются высокие требования. Наличие конденсатора и кипятильника позволяет обеспечить необходимые жидкостные и паровые нагрузки в колонне.

Наряду с простыми колоннами, которые делят смесь на два продукта, различают также сложные колонны, в которых число отбираемых продуктов больше двух. Эти продукты могут выводиться из основной пли из отпарных колони в виде дополнительных боковых погонов (рис. 1V-2).

МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ

Материальный баланс ректификационной колонны может быть составлен в массовых или в мольных единицах, причем соответ-



ствующие балансовые уравнения имеют один и тот же вид.

При установившемся режиме работы колонны массы всех потоков остаются неизменными (рис. IV-3).

Материальный баланс будет иметь вид:

для всей колонны

$$F = D + W \qquad (IV, I)$$

для НКК

$$Fx_F = Dy_D + Wx_W \qquad (IV,2)$$

Подставив в последнее уравнение вместо W равную величину F—D, получим

$$Fx_F = Dy_D + (F - D)x_W$$

Рис. IV-3. Схема потоков ректификационной колонны, используемая для составления материальных и тепловых балансов:

1-IV — контуры для составления балансов; 1-4 — сечения. Отсюда относительный отбор ректификата составит

$$z = \frac{D}{F} = \frac{x_E - x_W}{y_D - x_W}$$
(IV,3)

Соответственно относительный отбор остатка составит

$$1 - \varepsilon = \frac{W}{F} = 1 - \frac{D}{F} = \frac{y_D - x_E}{y_D - x_W}$$
(IV.4)

Из уравнений (IV, 3) и (IV, 4) следует, что внешние потоки колонны и концентрации компонентов в них взаимосвязаны 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 .

тепловой баланс колонны

Проведение процесса ректификации связано с обменом тепловой энергией между контактирующими паровой и жидкой фазами. Без учета теплопотерь в окружающую среду все подведенное в колонну тепло: с сырьем (Q_F) и в низ колонны через кипятильник (Q_B) отводится из колонны парами ректификата Q_D , жидким остатком Q_W и потоком хладоагента на верху колонны Q_d (см. рис. IV-3).

Тепловой баланс колонны запишется в таком виде:

$$Q_F + Q_B = Q_D + Q_W + Q_d \tag{1V,5}$$

Отдельные составляющие теплового баланса определяются следующими выражениями:

$$Q_{F} = F (1 - e) h_{t_{F}} + FeH_{t_{F}} = Fh_{F}$$
(1V,6)

$$Q_B \approx G_W \left(H_{\ell_W} - h_{\ell_W} \right) \simeq G_W q_{\rm neu} \tag{IV.7}$$

$$Q_d \approx g_D \left(H_{t_D} - h_{t_D} \right) = g_D q_{\text{конд}}$$
(IV,8)

$$Q_{D} = DH_{ID} \tag{IV, 9}$$

$$Q_{W} = Wh_{free}$$
(IV,10)

Проведем преобразования приведенных уравнений, с тем чтобы записать их в том же виде, что и уравнения материального баланса. Для этого вместо W подставим равную величину F—D 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

$$Q_F = D\left(H_{t_D} + \frac{Q_d}{D}\right) + W\left(h_{t_W} - \frac{Q_B}{W}\right)$$
(IV,11)

Введем понятия о приведенных энтальпиях ректификата H_D° и остатка h_W° :

$$H_D^* = H_{t_D} + \frac{Q_d}{D} \tag{IV,12}$$

И

$$h_W^* = h_{t_W} - \frac{Q_B}{W}$$
 (1V,13)

С учетом введенных обозначений уравнение теплового баланса $Q_F = DH_D^\circ + Wh_W^*$ (IV,14)

Подставив в это уравнение W = F - D и $Q_F = F h_F$, получим

$$\varepsilon = \frac{D}{F} = \frac{h_F - h_W^*}{H_D^* - h_W^*} \tag{1V.15}$$

И

$$1 - e = \frac{W}{F} = 1 - \frac{D}{F} = \frac{H_D^* - h_F}{H_D^* - h_W^*}$$
(1V,16)

Эти уравнения аналогичны по структуре и соответственно равны по величинам є и 1 — є приведенным ранее уравнениям (IV, 3) и (IV, 4) материального баланса.

Из сопоставления уравнений (IV, 3) и (IV, 15), а также уравнений (IV, 4) и (IV, 16) получим следующие уравнения материально-теплового баланса колонны:

$$\varepsilon = \frac{D}{F} = \frac{x_F - x_W}{y_D - x_W} = \frac{h_F - h_W^*}{H_D^* - h_W^*}$$
(IV,17)

И

$$1 - \varepsilon = \frac{W}{F} = \frac{y_D - x_F}{y_D - x_W} = \frac{H_D - h_F}{H_D - h_W}$$
(1V,18)

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-4 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 точка P перемещается вверх (точка P_1), а при уменьшении — вииз (точка P_2).

Соответственно при заданном составе остатка хи 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'_1). При большой величине Q_B/W ордината точки P' становится отрицательной $(h_W < 0)$, тогда как ордината точки P всегда положительна $(H_D > 0)$. Рис. IV-4. Представление материально-теплового баланса колонны на энтальпийной диаграмме.

Точка F, определяемая составом сырья x_F и его энтальпией h_F , лежит всегда на прямой P'P. При изменении энтальпии сырья точка Fперемещается по вертикали.

При постоянной энтальнии сырья изменение величины Q_d/D обусловливает соответствующее изменение величины Q_B/W и наоборот (например, точки P_1 и P'_1 на рис. IV-4).

При постоянном значении Q_d/D изменение энтальпии поступающего сырья h_F сопровождается изменением величины Q_B/W : увеличение h_F приводит к соответствующему уменьшению Q_B/W и наоборот.

Аналогично, при постоянном значении Q_B/W изменение энтальнии сырья h_F приводит к измене-



нию величины Q_d/D : при увеличении h_F необходимо увеличивать O_d/D , а при уменьшении также умеяьщать.

С помощью энтальпийной диаграммы легко установить изменения различных потоков тепла в их взаимосвязи.

При заданных составах и отборах ректификата и остатка потоки тепла Q_D и Q_{W} будут постоянными. С учетом этого уравнение теплового баланса колонны запишем в следующем виде:

$$Q_{F} + (Q_{B} - Q_{d}) = Q_{D} + Q_{W} = \text{const}$$
 (1V,19)

При неизменных температуре и составе сырья $Q_F = \text{const}$, следовательно

$$Q_B - Q_d = \text{const} \tag{IV.20}$$

Отсюда следует, что величины Q_B и Q_d могут меняться только в общем направлении, т. е. обе увеличиваться или обе уменьшаться. При этом их разность остается величиной постоянной. Из уравнения (IV,19) также следует, что при прочих постоянных тепловых потоках нодвод тепла с сырьем Q_F в некоторой степени компенсирует необходимость подвода тепла в низ колонны Q_B : при увеличении Q_F соответственно уменьшается Q_B , и наоборот.

Таким образом, тепловые и материальные потоки колонны должны быть согласованы с качеством получаемых продуктов.

УРАВНЕНИЕ РАБОЧЕЙ ЛИНИИ

Для выявления связи между потоками массы, тепла и концентрациями в любом сечении ректификационной колонны следует мысленно разрезать колонну в соответствующем сечении, отделить одну часть колонны от другой, заменить отдельнную часть соответствующими потоками массы и тепла и составить материальные, а в случае необходимости и тепловые балансы для рассматриваемой 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-3, контур 1).

Запишем материальные балансы:

общий

$$G_n = g_{n+1} + D$$
 или $G_n - g_{n+1} = D$ (1V.21)

и для НКК

$$G_n y_n = g_{n+1} x_{n+1} + D y_D \tag{1V,22}$$

Из уравнения (IV,21) следует, что при стационарном режиме работы колонны (потоки массы не изменяются) разность потоков пара и жидкости в любом сечении верхней части колонны есть величина постоянная и равная массе потока ректификата D, кроме того $G_n > g_{n+1}$. Следовательно, при увеличении или уменьшении одного из потоков (пара или жидкости) второй поток изменяется соответственным образом.

Уравнения (IV,2İ) и (IV,22) 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 (ректификат) 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,21), можно также записать уравнение (IV,22) в следующем виде:

$$\frac{g_{n+1}}{D} = \frac{y_D - y}{y - x}$$
 (IV,23)

нли

$$y = \frac{g_{n+1}}{g_{n+1} + D} x + \frac{D}{g_{n+1} + D} y_D$$
(IV,24)

Разделив числитель и знаменатель каждого слагаемого уравнения (IV,24) на D, обозначив флегмовое число через $R = g_{n+1}D$ и исключив индекс номера тарелки, получим уравнение

$$y = \frac{R}{R+1} x + \frac{y_D}{R+1}$$
(IV.25)
Рис. IV-5. Рабочие линии на днаграмме x-y:

/ — равновесная кривая; 2 — рабочая линкя верхней части колонны; 3 — то же. нижней.

которое называется уравнением рабочей линии, уравнением концентраций, или уравнением оперативной линии. Оно устанавливает связь между составами встречных потоков пара и жидкости в произвольном сечении колонны. В координатах x, y уравнение (IV,25) представляет собой кривую линию,



так как в общем случае поток флегмы g может изменяться по высоте верхней части колонны, что приводит к изменению тангенса угла наклона этой линии R/(R + 1). Если поток флегмы g не изменяется по высоте колонны, то рабочая линия будет прямой

$$\frac{R}{R+1} = \text{const}$$

На диаграмме x - y (рис. IV-5) 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 Dзависит только от состава ректификата и не зависит от величины потока флегмы. Поэтому через точку D рабочая линия проходит независимо от того, изменяется ли масса потока флегмы по высоте колонны.

Для определения координат второй точки рабочей линии примем, что x = 0. Тогда $y = y_D'(R + 1)$ (см. точку *B*). 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 начале координат (режим полного орошения).

Следует заметить, что как рабочая линия BD, так и кривая равновесия фаз OE'EA 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 аждая 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) характернзует жидкость x_{n+1} , стекающую на данную *n*-ю тарелку с вышележащей, и пары y_n , поднимающиеся с данной тарелки.

Для всей верхней части колонны выше сечения 2-2 (см. рис. IV-3, контур //), уравнение рабочей линии записывается следующим образом:

$$y_{in} = \frac{R_1}{R_1 + 1} x_1 + \frac{y_D}{R_1 + 1}$$
(1V,26)

где $R_1 = g_1 D$ — флегмовое число в низу концентрационной части колонны; y_m — средний состав пара, поступающего из секции питания в концентрационную часть колонны

$$y_m = \frac{G_F y_F^* + G_{N_0} y_{N_0}}{G_F + G_{N_0}} = \frac{G_F y_F^* + G_{N_0} y_{N_0}}{G_m}$$
(1V,27)

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_0} , уходящих из отгонной секции колонны.

При изменении массы потока флегмы (паров) по высоте концентрационной 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 3—3 (см. рис. IV-3, контур *III*). Материальный баланс для этой части колонны запишется следующим образом: общий

$$g_{n'+1} = G_{n'} + W$$
 или $g_{n'+1} - G_{n'} = W$ (IV,28)

и для НКК

$$g_{n'+1}x = G_{n'}y + Wx_W$$
 (IV,29)

Из данных уравнений следует, что для любого сечения в нижней части колонны масса жидкости больше массы паров, т. е. $g_{n'+1} > G_{n'}$, и массы обонх 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 Gy. 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 $G_{n'}$. Решив совместно уравнения (IV,28) и (IV,29), получим

$$\frac{G_{n'}}{W} = \frac{x - x_W}{y - x} \tag{IV,30}$$

илн

$$y = \frac{G_n + W}{G_n} x - \frac{W x_W}{G_n}$$
(IV.31)

Разделив числитель и знаменатель каждого слагаемого на W, обозначив паровое число через $\Pi = G_n \cdot W$ и исключив индекс номера тарелки, получим уравнение рабочей линии для нижней части колонны

$$y = \frac{\Pi + 1}{\Pi} x - \frac{x_W}{\Pi}$$
(1V,32)

Уравнение (IV,32) устанавливает зависимость между концентрациями встречных потоков пара и жидкости в произвольном сечении нижней части колонны и имеет тангенс угла наклона, равный ($\Pi + 1$) Π . Если масса паров в нижней части колонны не изменяется ($\Pi = \text{const}$ или G = const), то уравнение рабочей линии является уравнением прямой, а при изменении потока паров G уравнением кривой.

На диаграмме x - y рабочая линия нижней части колонны проходит через следующие характерные точки (см. рис. IV-5). 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

$$x_c = \frac{x_w + \Pi}{1 + \Pi}$$

Положение точки *C* зависит от величины парового числа $\Pi = G W$. При увеличении П точка *C* перемещается вправо, а рабочая линия приближается к диагонали. В пределе, т. е. при $\Pi \to \infty$ (или $G \to \infty$), рабочая линия сольется с диагональю *OA*.

Для нижней части колонны, так же как и для верхней, любая точка E'_1 , лежащая на рабочей линии, связывает составы встречающихся неравновесных потоков жидкости $x_{n'+1}$ и паров $y_{n'}$. Соответствующая точка E' равновесной кривой, имеющая ординату $y_{n'}$, связывает составы равновесных потоков, т. е. потока паров, поднимающихся с данной тарелки $(y_{n'})$ и потока жидкости, стекающей с той же тарелки $(x_{n'})$.

Для всей нижней части колонны ниже сечения 4---4 (см. рис. IV-3, контур IV), уравнение рабочей линии запишется в следующем виде:

$$y_{N_0} = \frac{\Pi_{N_0} + 1}{\Pi_{N_0}} x_m - \frac{x_W}{\Pi_{N_0}}$$
(1V,33)

где $\prod_{N_0} = G_{N_0}/W$ — паровое число в верхней части отгонной секции колонны; x_m — средний состав флегмы, поступающей из секции питания в нижнюю часть колонны

$$a_m = \frac{g_F x_F^* + g_1 x_1}{g_F + g_1} = \frac{g_F x_F^* + g_1 x_1}{g_m}$$
(1V.34)

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 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,25) и (IV,32) 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 $\Phi \leq 1$, так как $G \geq g$, а для нижней $\Phi \geq 1$, так как $G \leq g$. 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, 21), уравнение (IV, 24) можно записать в следующем виде:

$$y = \frac{g_{n+1}}{G_n} x + \frac{G_n - g_{n+1}}{G_n} y_D$$
 (IV,35)

или, введя Ф, получим:

$$y = \Phi x + (1 - \Phi) y_D$$
 (IV, 36)

Аналогично уравнение (IV, 31) рабочей линии нижней части колонны с учетом выражения (IV, 28) можно записать так:

$$y = \frac{g_{n'+1}}{G_{n'}} x - \frac{g_{n'+1} - G_{n'}}{G_{n'}} x_{W}$$
(IV,37)

или, введя Ф, получим:

$$y = \Phi x + (1 - \Phi) x_{W}$$
 (iV, 38)

Обозначив составы продуктовых потоков через x_p . можно записать: $x_p = y_D$ для верхней части колонны п $x_p = x_W$, для нижней; тогда уравнение рабочей линии в общем виде для обенх частей колонны будет выглядеть так:

$$y = \Phi x + (1 - \Phi) x_p \tag{IV, 39}$$

Для каждой части колонны внутреннее флегмовое число берется с учетом сделанного выше замечания.

Сопоставив между собой уравнения (IV, 25) и (IV, 36), а также уравнения (IV, 32) и (IV, 38), получим, что для верхней части колонны

$$\Phi = \frac{R}{R+1} \le 1 \tag{IV,40}$$

а для нижней части колонны

$$\Phi = \frac{\Pi + \Pi}{\Pi} > 1$$

Уравнение (IV, 39) 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-6.

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_0} состава y_{N_0}). При смешении потоков флегмы g_F и g_1 получается поток флегмы g_m состава x_m [см. уравнение (IV, 34)], который стекает в отогнанную часть колонны. При смешении потоков паров G_F и G_{N_0} образуется поток паров G_m состава y_m [см. уравнение (VI, 27)], поступающий в концентрационную секцию колонны. Все эти потоки и составы взаимосвязаны.

Для нормального проведения процесса ректификации должны выполняться следующие неравенства:

$$x_1 > x_m > x_F \tag{IV,42}$$

И

$$y_N < y_m < y_F \tag{1V,43}$$

Из материального баланса процесса ОИ сырья следует, что

$$x_F = (1 - e) x_F + e y_F \tag{IV,44}$$

или

$$y_F^* = -\frac{1-e}{e}x_F^* + \frac{x_F}{c}$$
 (IV,45)

где $e = G_F/F$ — доля отгона при вводе сырья в колонну.

Уравнение (IV, 45) называется линией сырья. Оно дает связь между составами жидкой x_F^* и паровой y_F^* частей сырьевого по-

тока при входе в колонну и представляет прямую, проходящую через точки G, H, F и E (рис. IV-7), тангенс угла наклона которой равен — (1 - e) e. Точка H дает составы парового и жидкостного потоков после ОИ сырья.

Рис. IV-6. Схема потоков в секции питания колонны при подаче сырья в парожидкостном состоянии.







Чтобы установить взаимосвязь между потоками и их составами при прохождении зоны питания, рассмотрим материальный баланс для всей верхней части колонны (см. рис. IV-3, контур //). При этом составы паров y_{N_0} и жидкости x_1 будем рассматривать как переменные y и x. Тогда

$$G_{N_0}y + G_F y_F^s = g_1 x + D y_D$$

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

$$y_F^* = \frac{g_1 x}{G_{N_0} + G_F} + \frac{D y_D}{G_{N_0} + G_F}$$

Это выражение определяет абсциссу точки *a* (см. рис. IV-7) на рабочей линии концентрационной части колонны.

Если $x = x_F^*$, то

$$y = \frac{g_1 x_F^*}{G_{N_o}} + \frac{Dy_D - G_F y_F^*}{G_{N_o}}$$

Из общего материального баланса колонны по НКК

$$Dy_D = Fx_F - Wx_W$$

а из материального баланса ОИ сырья

$$G_F y_F = F x_F - g_F x_F$$

Отсюда

$$Dy_D - G_F y_F = g_F x_F - W x_W$$

Сделав подстановку в предшествующее уравнение, получим

$$y = \frac{g_1 + g_F}{G_{N_0}} \quad x_F^* = \frac{W x_W}{G_{N_0}}$$

Это выражение определяет ординату точки b (см. рис. IV-7) 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 с пересечения рабочих линий находится на линии сырья.

Приведенное на рис. IV-7 построение соответствующих линий и точек, определяющих составы потоков в секции питания, обеспечивает правильное сопряжение концентрационной и отгонной частей колонны при расчете числа теоретических тарелок, необходимых для получения заданных составов продуктов y_D и хуг.

Прямая GHFE отвечает уравнению (IV, 45) линии сырья при данной степени отгона е. 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, 26) и (IV, 33). 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 x₁ и паров y_m.

Точка h, находящаяся на пересечении абсписсы x₁ с прямой ab, определяет состав паров y_N. При этом выполняется условие (IV, 43).

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.

построение рабочих ілиний 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 1—1 (см. рис. IV-3, контур 1):

$$G_n H = DH_{tn} + g_{n+1}h + Q_d \tag{1V,46}$$

Подставив $G_n = g_{n+1} + D$, получим

 $(g_{n+1} + D) H = DH_{tD} + g_{n+1}h + Q_d$

или

$$(g_{n+1}+D)H = D\left(H_{t_D} + \frac{Q_d}{D}\right) + g_{n+1}h$$



Рис. IV-8. Рабочие линии верхней части колонны на энтальпийной диаграмме. Рис. IV-9. Рабочие линии нижней части колонны на энтальпийной диаграмме.

С учетом (IV, 12) получим

$$(g_{n+1} + D) H = DH_D + g_{n+1}h$$

или

$$\frac{g_{n+1}}{D} = \frac{H_D^* - H}{H - h}$$
(IV,47)

Приняв во внимание уравнение (IV, 23) материального баланса для той же части колонны, получим

$$\frac{g_{n+1}}{D} = \frac{H_D^* - H}{H - h} = \frac{y_D - y}{y - x}$$
(1V,48)

На энтальпийной диаграмме уравнение (IV, 48) представляет собой прямую линию, проходящую через три точки: ранее известный полюс $P(y_D, H_D^*)$ (см. также рис. IV-4), G(y, H) и g(x, h) (рис. IV-8). 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.

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 уравненню рабочей линни. 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 $R_{\rm мин}$, при котором, как мы увидим далее, число 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, 48) 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 3—3 (см. рис. IV-3, контур III):

$$g_{n'+1}h + Q_B = G_{n'}H + Wh_{twr}$$
(1V,49)

Поскольку $g_{n'+1} = G_{n'} + W$, можем записать:

$$(G_n, + W) h = G_n, H + W \left(h_{t_W} - \frac{Q_B}{W} \right)$$

С учетом выражения (IV, 13) получим

 $(G_n + W) h = G_n \cdot H + W h_W^*$

Последнее уравнение приведем к следующему виду:

$$\frac{G_{a'}}{\Psi^{7}} = \frac{h - h_{W}^{*}}{H - h}$$
(1V,50)

Сопоставив последнее уравнение с уравнением (IV, 30) материального баланса, полученного для того же контура, придем к следующему уравнению материально-теплового баланса

$$\frac{G_{n'}}{W} = \frac{h - h_{W'}}{H - h} = \frac{x - x_{W'}}{y - x}$$
(1V,51)

На энтальпийной диаграмме (рис. IV-9) это уравнение представлено прямой, проходящей через три точки: ранее известный полюс $P'(x_W, h_W)$ (см. также рис. IV-4), G(y, H) и g(x, h) (см. рис. IV-9).

Уравнение (IV, 51) связывает составы и энтальпии встречных потоков флегмы и паров, являющихся встречными на одном уровне; это уравнение рабочей линии нижней части колонны.

Каждому сечению инжней части колонны соответствует своя рабочая линия, проходящая через полюс P'. Таким образом, все рабочне линии нижней части колонны образуют пучок прямых, проходящих через полюс P'. Эго обстоятельство позволяет получить на энтальпийной диаграмме совокупность точек $\{x, y\}$, координаты которых отвечают уравнению рабочей линии нижней части колонны. Перенсся эти точки на диаграмму x-y, построим рабочую линию для случая изменения потоков паров и флегмы по высоте нижней части колонны.

Уравнение (IV, 51) 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_{k} или, что то же самое, от величины $Q_{B'}W$. С увеличением потока паров полюс P' будет перемещаться вниз и при $(G/W) \rightarrow \infty$ 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 $(G'W)_{\text{мин}}$, когда число тарелок в колонне бесконечно велико, а пары, поднимающиеся из нижней части колонны, находятся в равновесии с жидкостью, стекающей в нижнюю часть колонны.

минимальные потоки орошения и паров

В колонне заданный состав ректификата *у*_D может быть получен при изменении потока флегмы от некоторой минимальной величины *g*_{ман} 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, 43). При уменьшении потока флегмы рабочая линия DB верхней части колонны (см. рис. IV-7) будет перемещаться вверх, поворачиваясь вокруг точки D. При этом составы паров y_{N_0} , y_m и y_F будут выравниваться и в пределе, не нарушая условия (IV, 43), станут равными y_F . Рабочая линия займет предельное положение DHB₁, определяемое точкой $H(x_F^r, y_F^r)$, 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, 43) 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, 23) при $x = x_F^*$ и $y = y_F^*$, т. е.

$$R_{\rm MRH} = \left(\frac{g_1}{D}\right)_{\rm MRH} = \frac{y_D - x_F}{y_F^* - x_F^*}$$
(IV,52)

С увеличением потока флегмы точка В рабочей линии будет перемещаться вниз и при $g \to \infty$ займет положение диагонали ОА.

При любом потоке флегмы от $(g/D)_{\text{мин}}$ до $g/D \rightarrow \infty$ концентрация x_1 будет больше, чем x_F^* [см. уравнение (IV, 42)] 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

$$\Pi_{\rm MHH} = \left(\frac{G}{W}\right)_{\rm MHH}$$

до бесконечно большой величины.

Чтобы обеспечить нормальное протекание процесса ректификации в нижней части колонны, необходимо, чтобы составы жидкостных потоков удовлетворяли условию (IV, 42). Соответствующие характерные точки приведены на рис. IV-7.

При уменьшении потока паров в отгонной части колонны 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_P . Масса потока паров G W будет стремиться к своему предельному минимальному значению $(G/W)_{\text{мпп}}$. 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, 30) рабочей линии нижней части колонны при $x_1 = x_m = x_F$ и $y_{N_a} = y_m = y_F$:

$$\left(\frac{G_{N_0}}{W}\right)_{\text{MBH}} = \frac{x_F^* - x_W}{y_F^* - x_F^*} \tag{1V.53}$$

При увеличении парового потока точка *C* рабочей линии будет перемещаться вправо и при $(G/W) \rightarrow \infty$ рабочая линия нижней части колонны сольется с диагональю *OA* диаграммы x - y.

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.

Энтальпийная диаграмма для такого расчета приведена на рис. IV-10.

На энтальпийной диаграмме рабочая линия для верхней границы секции питания проходит через полюс Р и пересекает кривые энтальпий в точках а



Рис, IV-10. Определение минимального холичества тепла Qd и QB по энтальпийной диаграмме (1 > e > 0).

и b, абсинссы которых соответственно равны x1 и ут. Аналогично для нижней части секции питания рабочая линия проходит через полюс Р' и пересекает кри-вые энтальпий жидкости и пара в точках е и f, абсциссы которых соответственно равны x_m и y_N . При

уменьшении потока флегмы точки Р и Р' будут соответственно перемещаться в направлении к точкам Р., Р', а точки b и е — соответственно к точкам F" и F'. При минимальном потоке флегмы $(g/D)_{MUH}$ и соот-

ветственно паров (G/W)_{мин} 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 $y_N = y_m = y_F^*$. В этом случае рабочие линии обеих ча-стей колонны сливаются в одну общую прямую $P'_2F'FF''P_2$. Положение коноды F'FF'' может быть найдено по изобарным температурным

кривым или в результате расчета процесса ИО сырья. Определив положение коноды F'FF", находим полюсы P2 и P2, определя-

ющие минимальный теплоотвод на верху колонны (Q_d/D)_{мин} и минимальный подвод тепла в низу колонны (QB/W) мин.

В реальных условиях работы колонны потоки флегмы и паров должны превышать их минимальные значения, следовательно, Q_d/D должно быть больше $(Q_d/D)_{\text{мин}}$, а Q_B/W — больше $(Q_B/W)_{\text{мин}}$. Соответственно полюс P должен быть расположен выше полюса P_2 , а полюс P' — ниже полюса P'_2 .

Изменение доли отгона е сырья приводит к перемещению точки F по вертикали, что приводит к соответствующему перераспределению потоков тепла $(Q_d D)_{\text{мин}}$ и $(Q_B W)_{\text{мин}}$. Возрастание доли отгона е приводит к увеличению ве-личины $(Q_d D)_{\text{мин}}$ и уменьшению величины $(Q_B W)_{\text{мин}}$; снижение доли отгона е приводит к обратным последствиям.

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, 48) и (IV, 51)] 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 $\Phi = rac{R}{R+1}$ для отгонной части колонны Ф = $\frac{\Pi+1}{\Pi}$

то при изменении потоков по высоте аппарата Ф будет величиной переменной, зависящей от характера этого изменения.

Рис. IV-11. Изменение конфигурации рабочей линии на днаграмме x - y при переменном потоке флегмы (паров) по высоте колонны:

Поток флегмы в концентрационной части: I -увеличивлется свизу вверх; 2 -постоялев; 3 -уменьшается сиизу вверх; поток паров в отгонной части: 4 -увеличивлется свизу вверх; 5 -постоянен; 6 -уменьшается сиизу вверх; 7 -раввопесная кривая.

Степень изменения массы потоков, а также характер изменения (уменьшение или увеличение по высоте колонны в соответствующем направле-



нин) 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 кондеисируются, 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 возрастать в направлении сверху вниз.

При контактировании паров и жидкости масса сконденсированных паров может быть и меньше массы испарившейся жидкости. 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-11)

Как видно из рис. IV-11, 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, 51) рабочей линии, записанное с учетом потоков массы и тепла, определяет конфигурацию рабочей линии на днаграмме x - y (см. рис. IV-11). 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 обращена 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. Поэтому такие методы расчетов получили ограниченное применение.

Изменение потоков по высоте колонны можно выявить, как это было показано ранее, с использованием уравнений (IV,48) и (IV,51) 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 *х—у* для обеих частей колонны достаточно просто осуществляется при помощи энтальпийной диаграммы. Схема такого построения приведена на рис. 1V-12.

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 концентрации НКК в жидкости x и паровой фаз минадлежащие 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'-1'-1', P'-2'-2'... На энтальпийной диаграмме абсциссы соответственно точек I, 2, 3 и 4 характеризуют составы паров y и 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_3, 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 Р'. В этом случае получаем сопряженные пары кон-



Рис. IV-12. Построение рабочих линий при помощи энтальпийной диаграммы: а — энтальпийная диаграмма; б — диаграмма x-y.

центраций (x₁, y₁), (x₂, y₂) и т. д., являющиеся точками рабочей линии нижней части колонны. В результате получаем совокупность точек 1', 2' и т. д., соединив которые плавной кривой, получим кривую рабочей линии для нижней части колонны.

Постронв указанным способом рабочие линии для обенх частей колонны при изменяющихся потоках флегмы и паров, можно телерь определить массы этих нотоков для любого сечения колонны, взяв соответствующие концентрации с кривых рабочих линий и использовав соответствующие выражения:

уравнение (IV,23)

$$\frac{g}{D} = \frac{y_D - y}{y - x}$$
$$G \qquad x - x_W$$

уравнение (IV.30)

Индексы номеров тарелок у обозначений потоков здесь опущены, так как они относятся к произвольному сечению.

 $\overline{W} = y - x$

При расчетах ректификационных колонн обычно определяют потоки для четырех сечений колонны:

верх и низ секции питания — потоки $G_m = G_N + G_F$ и $g_1; G_N$, а также

 $g_m = g_1 + g_F$ (см. рис. IV-6);

верх колонны под парциальным конденсатором или под верхней тарелкой контрационной части колонны при других способах создания орошения;

низ колонны под нижней тарелкой отгонной части. В специальных случаях (паличие циркуляционного орошения, вывод боковых погонов и др.) необходимо также определить потоки в соответствующих дополнительных сечениях.

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ЧИСЛА ТЕОРЕТИЧЕСКИХ ТАРЕЛОК ГРАФИЧЕСКИМ МЕТОДОМ НА ДИАГРАММЕ х-у

Одной из основных целей расчета ректификационной колонны является определение числа тарелок, необходимых для разделения данной смеси на ректификат состава ур и остаток состава Хи,



Рис. IV-13. Графическое определение числа теоретических тарелок для верхней части колонны по диаграмме х—у.

при принятых величинах флегмового и парового чисел и известной кривой равновесия фаз.

Рассмотрим определение числа тарелок для верхней и нижней частей колонны графическим методом.

Пусть требуется получить ректификат состава y_D . Рабочая линия верхней части колонны *BD* проходит через точку

 $x = y = y_D$ (рис. IV-13). Рассмотрим графическое определение числа тарелок для верхней части колонны.

Пары ректификата состава ур получены после прохождения через парциальный конденсатор потока паров G_{N_u}, уходящих с верхней тарелки колонны и имеющих состав у_{N_H} (см. также рис. IV-3). В парциальном конденсаторе, который принимается эквивалентным одной теоретической тарелке, часть этих паров конденсируется и образует поток флегмы $g_D = g_{N_H+1}$ состава x_D° . Состав флегмы хо будет находиться в равновесии с парами ректификата состава у и может быть определен при пересечении ординаты ур 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 состава ул,. Эти встречные потоки отвечают уравнению рабочей линии, и поэтому состав паров у_{N_R} может быть найден при пересечении абсциссы х с рабочей линией в точке 2, ордината которой и будет равна ули.

С верхней тарелки стекает поток флегмы состава $x_{N_{\rm R}}$, который получен при взаимодействии жидкости состава x_D , стекающей из парциального конденсатора, и потока паров состава $y_{N_{\rm R}}-1$, поднимающегося с нижележащей тарелки. Составы $x_{N_{\rm R}}$ и $y_{N_{\rm R}}$ потоков, покидающих верхнюю тарелку колонны, находятся в равновесии и на диаграмме x-y, отвечают точке 3, абсцисса которой и дает значение $x_{N_{\rm R}}$.

Между тарелками N_{κ} и $N_{\kappa} - 1$ жидкость состава $x_{N_{\kappa}}$ встречается с парами состава $y_{N_{\kappa}-1}$; эти составы будут относиться к рабочей линии, ордината точжи 4 которой равна $y_{N_{\kappa}-1}$.

Продолжая аналогичные рассуждения, получим составы паров, поднимающихся с любой тарелки колонны, и соответствующие

им составы флегмы, которые определяются при построении ступенчатой линии между кривой равновесия фаз и рабочей линией $D - 1 - 2 - 3 - \dots -9 - 10$. 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. Составы этих потоков, являющихся встречными на одном уровне, определяются уравнением рабочей линии (точка 10).

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 5.

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 число 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 равновсеми фаз, а необходимое число тарелок увеличивается.

Минимальному числу теоретических тарелок в верхней части колонны отвечает случай работы колонны с бесконечно большим флегмовым числом $R = (g/D) \rightarrow \infty$ (или $\Phi = 1$). При этом рабочая линия сольется с диагональю ОА. Ломаную линию, определяющую число теоретических тарелок, в этом случае строят между кривой равновесия фаз и диагональю ОА диаграммы x - y.

5 Скобло А. И. и др.



Рис. 1V-14. Графическое определение числа теоретических тарелок для нижней части колонны по диаграмме у—х.

При уменьшении флегмового числа число теоретических тарелок будет увеличиваться и станет равным бесконечно большой величине при минимальном флегмовом числе $R_{\rm MBH} = (g/D)_{\rm MuH}$.

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 колониы определяется с помощью аналогичных построений (рис. IV-14). 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 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 потому находятся в равновесни. Состав паров y_1 , определяется ординатой точки 3 на кривой равновесня фаз.

Составы жидкости х., 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 лицию $\mathcal{W}-1-2\dots -7$, 8, расположенную между кривой равновесия фаз и рабочей линией. Координаты точки 8 на рабочей линии определяют составы паров y_{N_0} , подинмающихся с верхней тарелки отгонной части колонны, и жидкости x_m , стекающей

мающихся с верхней тарелки оптонной 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 нараметр зависит от парового числа П = G/W в нижней части колонны, т. е.



Рис. IV-15. Графическое определение числа теоретических тарелок для полной колонны по диаграмме у—х.

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 $(G/W) \to \infty$ или $\Phi = I$, когда рабочая линия сольется с диагональю.

Построение числа тарелок для этого случая выполняют между равновесной кривой и диагональю в заданном интервале изменения концентраций флегмы от *xw* 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 $\Pi_{\text{мин}} = (G/W)_{\text{мин}}$.

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 $x_{10^{-4}}$

В результате проведенных графических построений видно, что по высоте колонны концентрации паров и жидкости изменюятся неравномерно. Обычно в средней части колонны эти изменения бывают наибольшими, к концам колонны они уменьшаются.

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-7), составы потоков обеих секций взаимно сопрягаются при прохождении через эвапорационное пространство, что характеризуется соответствующими графическими построениями, определяющими составы паров *у*_m, y_{N_0} и жидкости x_1, x_m . Пример построения числа теоретических тарелок для полной колонны при доле отгона сырья *е* приведен на рис. IV-15.

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 $(N_0 n N_R)$. В приведенном на рис. IV-15 примере $N_0 = 3$ и $N_R = 2$.

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 соответствуконод. опредеющих ЛЯЮШИХ равновесные концентрации флегмы и паров, для фиксации их положения совместно используют энтальпийную диаграмму и изобарные температурные кривые (рис. IV-16).

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 onpeделяет положение точки 1 на энтальпийной

Рис. IV-16. Определение числа теоретических тарелок по энтальпийной диаграмме. диаграмме (отвечает энтальпии паров ректификата H_{tD}) 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 соответствует 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_R} , 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_R-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 I' на линии энтальний 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 l'-4' на энтальпийной диаграмме. Абсцисса точки 3' (или 4') определяет состав паров y_W^{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 линин с кривой энтальпий жидкости. Абсцисса точки 5' определяет состав жидкости x_1 , стекающей с нижней тарелки отгонной части колонны. На кривой конденсации для абсписсы 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 $x_{3'}$, 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 над верхней тарелкой нижней части колонны. В данном примере это точки 9' и 8' соответственно.

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 Р вниз необходимое число тарелок увеличивается.

Перемещение полюса Р' вниз свидетельствует об увеличении количества тепла Q_B/W, подводимого в кипятильнике, а, следовательно, и потока паров. Это приводит к уменьшению числа теоретических тарелок. Перемещение полюса Р' вверх связано с уменьшением количества подводимого в кипятильнике 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 получать конечный результат с любой заданной степенью точности, что практически недоступно в случае использования графических методов, в особенности это относится к области высоких концентраций извлекаемых компонентов в продуктах колонны, а также к случаю разделения близкокипящих компонентов.

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 х-у. 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:

$$x_{n+1} = y_n \tag{IV,54}$$

а число тарелок будет минимальным и равным N_{мин}.

Такой режим работы колонны можно представить двояко: либо колонна работает, как и обычно, т. е. 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), либо колонна работает без отбора продуктов: D = 0, W = 0 и F = D + W = 0, но с заданным подводом тепла Q_B в кипятильнике и с отводом тепла Q₄ в конденсаторе, т. е. в этом

Рис. IV-17. Схема работы колонны с бесконечным флегмовым (паровым) числом:

а — режим бесконечной флегмы; б — режим полного возврата флегмы.

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 случае поперечное сечение аппарата определяется потоками паров и флегмы. С точки зрения определения числа теоретических тарелок N_{мин} оба случая равноценны.



Рассмотрим изменение составов потоков пара и жидкости по тарелкам колонны, работающей в режиме с бесконечным флегмовым числом (рис. IV-17).

Пар состава у у уходящий из кипятильника, находится в равновесни с жидким остатком состава х у, вследствие чего 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,54) и поэтому можно записать следующее выражение:

$$\frac{y_n}{1-y_n} = \frac{x_{n+1}}{1-x_{n+1}} = \alpha \frac{x_n}{1-x_n}$$
(IV,55)

При расчете концентраций уравнение (IV.55) обеспечивает переход от n-й к (n + 1)-й тарелке.

Если *п* давать последовательные целые значения от 0 (кипятильник) до *n*, то получим следующее уравнение:

$$\frac{x_{n+1}}{1-x_{n+1}} = \alpha^{n+1} \frac{x_{W}}{1-x_{W}}$$
(1V,56)

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, $n = N_{\text{мин}}$ и уравнение (IV,56) запишется в следующем виде:

$$\frac{y_D}{1 - y_D} = \alpha^{N_{21041} + 1} \frac{x_{0'}}{1 - x_{W}}$$
(1V,57)



Рис. IV-18. Преобразование системы координат x - y для расчета числа теоретических тарелок при рабочем флегмовом (паровом) числе: $a - для ковцентрационной части колонвы; <math>\delta - для$ отгонной части.

Это выражение известно в литературе как уравнение Фенске. Из уравнения (IV, 57) можно получить следующее выражение для расчета N_{мин}:

$$N_{\rm MHR} = \frac{\lg \frac{y_D}{1 - y_D} \frac{1 - x_W}{x_W}}{\lg \alpha} - 1$$
(IV,58)

Единица, вычитаемая в правой части уравнения (IV, 58), отвечает работе кипятильника.

При наличии парциального конденсатора в уравнении (IV, 56) для всей колонны $n = N_{\rm MHH} + 1$, 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_{мин} или концентрацию одного из продуктов при заданном N_{мпн} и составе другого продукта, не прибегая к графическим построениям, а уравнение (IV, 56) дает представление о распределении НКК по высоте аппарата.

При рабочем 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-18).

В соответствии с уравнением (IV, 39) уравнение рабочей линии запишем в следующем виде:

$$y_n = \Phi x_{n+1} + (1 - \Phi) x_p \tag{IV,59}$$

Выполним линейное преобразование координат путем замены старых координат x, y новыми X, Y в соответствии с уравнениями:

$$X = \frac{x - x_I}{x_{II} - x_I}; \quad Y = \frac{y - y_I}{y_{II} - y_I}$$
 (IV,60)

где x₁, y₁, x₁₁, y₁₁ — координаты точек пересечения кривой равновесия и рабочей линии для части колонны (см. рис. IV-18).

Для концентрационной части колонны x_i , y_i , x_{II} , y_{II} — поло-жительные числа, при этом x_{II} и y_{II} больше единицы. Для отогнанной части колонны x_I и y_I — отрицательные числа, а x_{II} и y_{II} положительные числа, меньшие единицы. Преобразование координат эквивалентно переносу начала координат из точки 0 в точку І. Очевидно, что 0 ≤ Х, Y ≤ 1.

Координаты точек I и II пересечения равновесной и рабочей линий 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:

$$(\alpha - I) \Phi x^{2} + [\Phi - \alpha + (\alpha - I) (I - \Phi) x_{p}] x + (I - \Phi) x_{p} = 0$$

решение которого имеет вид

$$x_{I, II} = \frac{-[\Phi - \alpha + (\alpha - 1)(1 - \Phi) x_p]}{2(\alpha - 1)\Phi} \mp \frac{\sqrt{[\Phi - \alpha + (\alpha - 1)(1 - \Phi) x_p]^2 - 4(\alpha - 1)\Phi(1 - \Phi) x_p}}{2(\alpha - 1)\Phi} \quad (IV.61)$$

Ординаты y_I и y_{II} точек I и II получим, подставив x_I и x_{II} в уравнение равновесия или рабочей линии.

При $\Phi < 1$ и $x_{\rho} = y_{D}$ получаем решение для концентрационной части колонны, а при $\Phi > 1$ и $x_p = x_W - для отгонной части.$ Из рис. IV-18 видно, что внутреннее флегмовое число

$$\Phi = \frac{y_{fI} - y_I}{x_{fI} - x_I}$$
(IV,62)

Подставив это в уравнение (IV, 59), получим, что

$$\mathbf{X}_{n+1} = \mathbf{Y}_n \tag{1V,63}$$

Это аналогично выражению (IV, 54), полученному ранее для бесконечного флегмового числа ($\Phi = 1$), но уже в новых координатах.

В новых координатах уравнение равновесия будет иметь вид, аналогичный известному, но с другим значением относительной летучести α *:

$$\frac{Y_n}{1-Y_n} = \alpha^* \frac{X_n}{1-X_n} \tag{1V,64}$$

где а * - приведенная относительная летучесть, определяемая по уравнению

$$\alpha^* = \frac{1 + (\alpha - 1) x_{11}}{1 + (\alpha - 1) x_1}$$
(1V,65)

Приведенная относительная летучесть заключена в пределы $\alpha > \alpha^* > 1$.

Повторив рассуждения, аналогичные приведенным при выводе уравнения Фенске, для концентрационной и отгонной частей колонны с использованием уравнений (IV, 63) и (IV, 64), получим следующие уравнения для расчета числа теоретических тарелок колонны при рабочем флегмовом (паровом) числе:

для концентрационной части

$$V_{\rm R} = \frac{\frac{\lg \frac{Y_D}{1 - Y_D}}{\frac{1}{\lg \alpha_{\rm R}^*}} - 1}{(1V,66)}$$

для отгонной части

$$N_{\circ} = \frac{\lg \frac{X_{m}}{1 - X_{m}} \frac{1 - X_{W}}{X_{W}}}{\lg \alpha_{\circ}^{*}} - 1$$
(1V,67)

Из правых частей уравнений вычтено по единице, чтобы учесть эффект разделения в парциальном конденсаторе и кипятильнике. Общее число тарелок в колонне равно

$$N = N_{\rm H} + N_{\rm o} \tag{IV,68}$$

Переходя к исходным координатам х—у, запишем уравнения (IV, 66) и (IV, 67) в следующем виде:

$$N_{\rm H} = \frac{\lg \frac{y_D - y_I}{y_{II} - y_D} \frac{y_{II} - y_m}{y_m - y_I}}{\lg \frac{1 + (\alpha_{\rm R} - 1) x_{II}}{1 + (\alpha_{\rm R} - 1) x_I}} - 1$$
(IV.69)

И

$$N_{o} = \frac{\lg \frac{x_{m} - x_{I}}{x_{II} - x_{m}} \frac{x_{II} - x_{W}}{x_{W} - x_{I}}}{\lg \frac{1 + (\alpha_{o} - 1) x_{I}}{1 + (\alpha_{o} - 1) x_{I}}} - 1$$
(1V,70)

Коэффициенты относительной летучести для концентрационной α_к и отгонной α_о частей колонны в общем случае не равны и должны определяться для каждой части колонны в отдельности.

Поскольку в начале расчета концентрации y_m и x_m не известны, их принимают равными концентрациям соответствующих потоков, полученным при ОИ сырья, т. е. $y_m = y_F^*$ и $x_m = x_F^*$.

Для бесконечного флегмового числа ($\Phi = 1$) полученные уравнения приводятся к уравнению Фенске.

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 у_D задан, расчет концентрационной части колонны удобно вести сверху вниз (см. рис. IV-3).

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 $y_{N_{H}}$, поступающих с верхней тарелки в парциальный конденсатор:

 $y_{N_{IL}} = \frac{g_{D'}^{D}}{(g_{D'}^{D}) + 1} x_{D}^{*} + \frac{y_{D}}{(g_{D}^{D}) + 1}$

По изобарным температурным кривым для найденного состава паров $y_{N_{\rm H}}$ находим их температуру, по которой уточняем коэффициент относительной летучести α . Затем по уравнению равновесия вычисляем состав жидкости $x_{N_{\rm H}}$, равновесной с этими парами.

Далее по уравнению рабочей линии вычисляем состав паров у_{N_n-1}, поднимающихся с нижележащей тарелки

$$y_{N_{\rm R}-1} = \frac{g_D/D}{(g_D/D) + 1} x_{N_{\rm R}} + \frac{y_D}{(g_D/D) + 1}$$

а по уравнению изотермы паровой фазы определяем температуру этих паров.

Ранее было принято, что для потока флегмы, стекающего с верхней тарелки, $g_{N_{\rm H}} = g_D$. Поскольку температуры над и под верхней тарелкой различаются, это приводит к изменению энтальпий потоков. Поток флегмы $g_{N_{\rm H}}$ можно определить из уравнения теплового баланса для контура под верхней тарелкой концентрационной части колонны:

 $\frac{g_{N_{\rm R}}}{D} = \frac{H_D^* - H_{t_{N_{\rm R}}-1}}{H_{t_{N_{\rm R}}-1} - h_{t_{N_{\rm R}}}}$

В этом уравнении все величины, кроме $g_{N_{\rm R}}$ известны. Соответственно новому значению массы флегмы определяем новый состав паров $y_{N_{\rm R}-1}$ и их температуру. Это уточненное значение температуры сравнивается с ранее найденным; 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, 41)].

Путем аналогичных расчетов можно определить число теоретических тарелок в нижней части колонны. Рассмотрим расчет, начиная с верхней тарелки отгонной части колонны (см. рис. IV-3).

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_0} , поднимающихся с верхней тарелки отгонной части колонны и состав жидкости x_m , поступающей на эту же тарелку:

$$G_{N_{o}} = g_{1} + g_{F} - W$$

$$x_m = \frac{g_1 x_1 + g_F x_F}{g_1 + g_F}$$

140

И

Располагая этими данными, можно вычислить состав паров y_{N_0} по уравнению рабочей линии нижней части колонны:



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

$$x_{N_0} = \frac{y_{N_0}}{\alpha - (\alpha - 1) y_{N_0}}$$

Затем по уравнению рабочей линии определяем состав паров, поднимающихся с нижележащей тарелки:



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_{ur} .

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:

 $\frac{G_{N_0-1}}{W} = \frac{h_{t_{N_0}} - h_{W}}{H_{t_{N_0-1}} - h_{t_{N_0}}}$

Из этого уравнения определяют поток паров G_{N_0-1} , используя который по уравнению рабочей линии более точно определяется состав паров y_{N_0-1} , а по изобарным температурным кривым — температура этих паров. Все указанные величины определяются после соответствующих многократных пересчетов.

Эффективность тарелки

Рассмотренные методы расчетов позволяют определить число теоретических тарелок, обеспечивающее достижение состояния равновесия между покидающими данную тарелку потоками (см. рис. I-14).

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 *х—у* (рис. IV-19).

Пусть с (n - 1)-й тарелки (рис. IV-19, *a*) поднимаются пары состава y_{n-1} , а с *n*-й тарелки навстречу этим парам стекает жидкость состава x_n . При принятом флегмовом числе, определяющем положение рабочей линии *DB*, состав паров, поднимающихся с *n*-й тарелки, и жидкости, стекающей с этой тарелки, будет определяться ординатой точки *A* (рис. IV-19, *б*), 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 *A'*). 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:

$$E_{G} = \frac{y_{n} - y_{n-1}}{y_{n}^{*} - y_{n-1}}$$
(1V,71)

Об эффективности тарелки можно также судить по степени изменения концентраций жидкости на реальной тарелке по сравнению с теоретической. Так, если с *п*-й тарелки стекает жидкость



состава x_n , а с (n-1)-й поднимаются пары состава y_{n-1} , то в случае теоретической тарелки получим состав жидкости x_{n-1} (абсцисса точки C). Жидкость на

Рис. IV-19. Изменение концентраций жидкости и паров на теоретической и реальной тарелках:

 $a \leftarrow cxema$ notokou; $\delta - gua-rpamma x - y$.

теоретической тарелке изменит свою концентрацию на величину, равную $x_n - x_{n-1}^*$.

В случае реальной тарелки стекающая с (n - 1)-й тарелки жидкость не достигнет состояния равновесия и будет иметь более высокую концентрацию x_{n-1} (абсцисса точки C'). На реальной тарелке фактическое изменение концентрации жидкости характеризуется меньшей величиной, равной $x_n - x_{n-1}$.

Отношение фактического изменения концентраций жидкости к имеющему место на теоретической тарелке называется эффективностью тарелки по жидкости:

$$E_L = \frac{x_n - x_{n-1}}{x_n - x_{n-1}^*} \tag{IV.72}$$

Обычно E_G и E_L меньше единицы, поэтому реальное число тарелок в ректификационной колонне будет больше найденного числа теоретических тарелок.

Часто для перехода от числа теоретических тарелок $N_{\rm T}$ к числу реальных тарелок $N_{\rm T}$ пользуются также так называемым к. п. д. тарелки

$$\eta_{\rm T} = N_{\rm T}/N_{\rm H} \tag{IV.73}$$

Для расчета величины E_{G} , E_{L} , η_{T} в литературе имеются эмпирические уравнения.

ОПРЕДЕЛЕНИЕ 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_{мин}.

При уменьшении флегмового (парового) числа число тарелок в колонне увеличивается, при

минимальном флегмовом числе $R_{\rm MRH}$ (паровом числе $\Pi_{\rm MRH}$) число тарелок, обеспечивающих заданное разделение исходной смеси, возрастает до бесконечно большого.

Общий вид зависимости числа теоретических тарелок от флегмового числа приведен на рис. N, IV-20. Произвольная точка (на- N,

Рис. IV-20. Зависимость числа теоретических тарелок в колоние от флегмового числа.





Рис. IV-21. Зависимость затрат на ректификацию от количества орошения в ректификационной колонне.

Рис. IV-22. Графическое определение оптимального флегмового числа, соответствующего минимальному объему колонны.

пример, 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_{ont} , которое обеспечивало бы заданные показатели процесса при минимальных эксплуатационных и капитальных затратах.

С увеличением массы орошения сокращается необходимое число тарелок и уменьшается высота колонны, однако при этом увеличивается поток паров, проходящих через колонну, вследствие чего возрастает ее диаметр. Поэтому при увеличении количества орошения стоимость колонны сначала будет уменьшаться за счет уменьшения ее высоты, а затем возрастать, так как высота колонны будет незначительно сокращаться, а диаметр быстро увеличиваться.

Наряду с изменением стоимости колонны при изменении количества орошения изменяется стоимость конденсатора и кипятильника: при увеличении количества орошения их размеры и стоимость возрастают. Экономические показатели работы ректификационной колонны зависят также от эксплуатационных расходов, связанных с затратами тепла, расходом хладоагента, перекачиванием орошения насосом и т. п. При увеличении количества орошения эти эксплуатационные расходы возрастают.

На рис. IV-21 приведены кривые, характеризующие изменение указанных видов затрат в зависимости от количества орошения в ректификационной колонне. Оптимальное количество орошения соответствует минимальным общим затратам.

При расчетах ректификационных колонн не всегда возможно провести подобный экономический анализ, поэтому при выборе количества орошения пользуются также более простыми критериями.

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_{ont} (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

$$R_{\rm OUT} = (1,20 - 1,35) R_{\rm MHB}$$
(IV,74)

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.

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; последнее может быть и недогретой до температуры кипения жидкостью и перегретыми парами. Тепловое состояние сырья существенно влияет на потоки паров и жидкости в секции питания колонны (см. рис. IV-6) и на работу колонны в целом, обусловливая необходимость съема определенного количества тепла в конденсаторе Q_d и подвода тепла в кипятильнике Q_B .

На рис. IV-23 дана схема потоков паров и флегмы в секции питания колонны для двух крайних случаев подачи сырья: в жидком и паровом состоянии; аналогичную схему для парожидкостного питания см. рис. IV-6.

При подаче в колонну жидкости, недогретой до температуры начала кипения (рис. IV-23, a), весь поток сырья ($g_F = F$) смешивается в секции питания с потоком флегмы g_1 , стекающей с верхней тарелки. На верхней тарелке отгонной части колонны сырьевой поток должен нагреться 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. $G_m = G_{N_0}$

 $y_m = y_{N_0}.$



Рис. IV-23. Схема потоков в секции питания колонны при подаче сырья в жидком (a) и паровом (б) состоянии:

1 — первая тарелка концентрационной части.

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 питация колонны происходит смешение паровых и жидкостных потоков сырья как из отгонной, так и из концентрационной частей колонны (см. рис. IV-6). 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-23, 6).

При нагреве сырья выше температуры полного однократного испарения произойдет перегрев паров. Как и в предшествующем случае, потоки будут характеризоваться схемой, приведенной на рис. IV-23, б, отличие будет состоять в том, что тепло перегрева паров должно быть сиято 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 хладоагента (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

$$h_F < H_D^* = h_{I_D} + \frac{Q_d}{D}$$
 (1V,75)

И

$$h_F = \varepsilon H_D^* + (1 - \varepsilon) h_W^* =$$

= $\varepsilon H_{tD} + (1 - \varepsilon) h_{tW} + \varepsilon \frac{Q_d}{D} - (1 - \varepsilon) \frac{Q_B}{W}$ (IV,76)

Кроме того

$$h_F = \frac{Q_d - Q_B}{F} + \text{const} \tag{1V,77}$$

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, 77). Однако это количество не может быть меньше, чем соответствующее минимальному паровому числу, согласно уравнению (IV, 53).

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, 52). 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 кнпятильнике.

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, 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 хладоагентов, требуемые поверхности кипятильника, нагревателя сырья и конденсатора, размеры колонны и др.

СПОСОБЫ СОЗДАНИЯ ОРОШЕНИЯ В КОЛОННЕ

Для обеспечения нормальной работы ректификационной колонны на верху ее необходимо отводить определенное количество тепла для конденсации части паров и образования потока флегмы (орошения), необходимого для процесса ректификации.

В промышленной практике получили распространение следующие 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. 1V-24, а) заключается в том, что пары $G_{N_{\rm K}}$, уходящие с верхней тарелки концентрационной части колонны, поступают в конденсатор, где частично конденсируются. Образовавшийся при этом поток флегмы $g_{N_{\rm K}+1}$ возвращается на верхнюю тарелку, образуя



Рис. IV-24. Схемы основных способов создания орошения в колоние: а — парциальный конденсатор: б — колодное испаряющееся орошение; в — циркуляционяое неиспаряющееся орошение. Г. П — контуры для составления балансов.
орошение, а пары ректификата D отводятся из конденсатора. При таком способе образования орошения принимают, что пары ректификата D и поток флегмы g_{N_R+1} , 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*):

$$(g_{N_{\rm R}+1}+D)H_{t_{N_{\rm R}}} = g_{N_{\rm R}+1}h_{t_{D}} + DH_{t_{D}} + Q_{d}$$

откуда

$$Q_{d} = g_{N_{\rm R}} + 1 \left(H_{t_{N_{\rm R}}} - h_{t_{D}} \right) + D \left(H_{t_{N_{\rm R}}} - H_{t_{D}} \right)$$
(IV.78)

Первое слагаемое в уравнении (IV, 78) определяет количество тепла, которое выделяется при охлаждении и конденсации паров в количестве, равном массе образовавшейся флегмы g_{N_R+1} , второе слагаемое соответствует количеству тепла, которое необходимо для охлаждения паров ректификата от температуры t_{N_R} до t_D .

Поскольку обычно $t_{N_R} \approx t_D$, вторым слагаемым в уравнении (IV, 78) можно пренебречь. Тогда количество тепла, отводимое в парциальном конденсаторе, определится из следующего приближенного уравнения:

$$Q_d \approx g_{N_{\rm B}} + 1 \left(H_{t_{N_{\rm B}}} - h_{t_D} \right)$$
 (IV,79)

В случае, когда температуры $t_{N_{\rm H}}$ и t_D незначительно отличаются одна от другой, разность энтальпий, стоящая в уравнении (IV, 79) в скобках, приближенно равна скрытой теплоте конденсации $g_{\rm конд}$ и величину Q_d можно определить по уравнению

 $Q_d \approx g_{N_u+1} q_{\text{конд}} \tag{1V,80}$

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_{Dx} . 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_H-1} , поступающими с нижележащей тарелки. В результате этого контакта пары охлаждаются от температуры t_{N_H-1} до температуры $t_{N_R} = t_D$ и, частично конденсируясь, образуют поток горячего орошения g_{N_H}

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_{dx} . 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_{Dx} , можно воздействовать на количество отводимого в конденсаторе тепла Q_{dx} и тем самым на поток горячего орошения g_{N_K} , определяющего процесс ректификации.

Чтобы рассчитать количество тепла Q_{dx} , составим уравнение теплового баланса для потоков паров и жидкости, охватываемых контуром *I*:

$$\left(g_{N_{\mathrm{R}}}+D\right)H_{t_{N_{\mathrm{R}}-1}}=Dh_{t_{D_{\mathrm{X}}}}+g_{N_{\mathrm{R}}}h_{t_{N_{\mathrm{R}}}}+Q_{d_{\mathrm{X}}}$$

откуда

$$Q_{dx} = g_{N_{K}} \left(H_{t_{N_{K}}-1} - h_{t_{N_{K}}} \right) + D \left(H_{t_{N_{K}}} - h_{t_{Dx}} \right)$$
(IV.81)

Прибавим и вычтем в правой части уравнения (IV, 81) выражение DH_{tn}, получим

$$Q_{dx} = g_{N_{\text{II}}} \left(H_{t_{N_{\text{II}}}-1} - h_{t_{N_{\text{II}}}} \right) + D \left(H_{t_{N_{\text{II}}}-1} - H_{t_{N_{\text{II}}}} \right) + D \left(H_{t_{N_{\text{II}}}} - h_{t_{Dx}} \right) = Q_d + D \left(H_{t_{N_{\text{II}}}} - h_{t_{Dx}} \right)$$
(IV,82)

Таким образом, тепло, отнимаемое в конденсаторе в случае холодного испаряющегося орошения, слагается из тепла, затрачиваемого на образование потока флегмы $g_{N_{\rm H}}$ и равного теплу парциального конденсатора Q_d , и тепла конденсации и охлаждения паров ректификата от температуры $t_{N_{\rm H}}$ до $t_{\rm Dx}$.

Для определения массы холодного орошения g_x рассмотрим тепловой баланс для потоков, охватываемых контуром *II*:

$$(g_{N_{\rm R}} + D) H_{t_{N_{\rm R}}-1} + g_{\rm x} h_{t_{D_{\rm X}}} = g_{N_{\rm R}} h_{t_{N_{\rm R}}} + (D + g_{\rm x}) H_{t_{N_{\rm R}}}$$

или

$$g_{\rm x}\left(H_{t_{N_{\rm E}}} - h_{t_{D_{\rm X}}}\right) = g_{N_{\rm R}}\left(H_{t_{N_{\rm R}}-1} - h_{t_{N_{\rm R}}}\right) + D\left(H_{t_{N_{\rm R}}-1} - H_{t_{N_{\rm R}}}\right) \quad (1\,\text{V},83)$$

Правая часть уравнения соответствует теплу парциального конденсатора Q_d , т. е.

$$g_{x}(H_{t_{N_{H}}}-h_{t_{Dx}}) = g_{x}(H_{t_{D}}-h_{t_{Dx}}) = Q_{d}$$
 (1V.84)

Откуда масса холодного испаряющегося орошения будет равна

$$g_{\rm x} = \frac{Q_d}{H_{t_D} - h_{t_{D\rm x}}} \tag{IV.95}$$

Из уравнения (IV, 85) следует, что масса холодного испаряющегося орошения g_x будет тем меньше, чем ниже его температура t_{Dx} .

Сопоставив между собой уравнения (IV, 79) и (IV, 84), получим:

$$\frac{g_{N_{\rm R}}+1}{g_{\rm X}} = \frac{H_{t_D} - h_{t_{D\rm X}}}{H_{t_{N_{\rm R}}} - h_{t_D}}$$
(1V,86)

В числителе слева стоит поток горячей флегмы $g_{N_{x}+1}$, стекающей из парциального конденсатора. Поскольку температуры t_{D} и $t_{N_{x}}$ мало различаются, масса горячего орошения $g_{N_{x}+1}$ по сравнению с g_{x} будет тем больше, чем ниже температура холодного орошения t_{Dx} по сравнению с температурой верха колонны t_{D} . При подаче холодного орошения с температурой t_{Dx} , равной t_{D} — температуре верха колонны, оба потока орошения практически равны.

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 количество тепла, отводимого в конденсаторе по сравнению с парциальным конденсатором.

В нефтепереработке широкое распространение получил также способ отвода тепла при помощи циркуляционного неиспаряющегося орошения, являющегося аналогом парциального конденсатора (рис. IV-24, в).

В случае циркуляционного неиспаряющегося орошения часть флегмы g_n с верхней тарелки направляется в холодильник, где охлаждается и при температуре t_a возвращается на верхнюю тарелку. Здесь холодная флегма контактирует с парами G_{N_n-1} , поступающими с нижележащей тарелки при температуре t_{N_n-1} . В результате контакта паров с холодной флегмой пары охлаждаются до температуры $t_{N_n} = t_D$ и частично конденсируются, образуя поток флегмы g_{N_n} , необходимый для осуществления процесса ректификации. С верхней тарелки уходят пары ректификата D при температуре t_D .

Состав циркуляционного орошения такой же, как и флегмы $g_{N_{\rm R}}$, 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_u 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*:

$$(g_{N_k} + D) H_{I_{N_k}-1} + g_{u}h_{I_u} = g_{N_k}h_{I_D} + g_{u}h_{I_D} + DH_{I_D}$$

илн

$$g_{u}(h_{t_{D}} - h_{t_{u}}) = g_{N_{u}}(H_{t_{H_{u}-1}} - h_{t_{D}}) + D(H_{t_{N_{u}-1}} - h_{t_{D}})$$
(1V,87)

В правой части уравнения имеем тепло Q_d , отнимаемое при парциальной конденсации, которое в данном случае отводится в холодильник циркуляционным орошением.

Таким образом

$$g_{\rm u} \left(h_{I_D} - h_{I_0} \right) = Q_d \tag{IV.88}$$

И

$$g_{\mu} = \frac{Q_d}{h_{\ell D} - h_{\ell \mu}} \tag{1V,89}$$

Из уравнения (IV,89) видно, что масса циркуляционного неиспаряющегося орошения тем меньше, чем ниже его температура t_{u} .

Из уравнений (IV,85) и (IV,89) получим следующее соотношение:

$$\frac{g_{u}}{g_{x}} = \frac{H_{t_{D}} - h_{t_{Dx}}}{h_{t_{D}} - h_{t_{u}}}$$
(IV,90)

Поскольку $H_{t_D} > h_{t_D}$, при одинаковых температурах · холодного испаряющегося и циркуляционного неиспаряющегося орошений $t_{D_X} = t_u$ и $g_u > g_x$. С увеличением температуры t_D доля скрытой теплоты конденсации снижается и различие масс g_u и g_x уменьшается. При $t_{D_X} > t_u$ масса циркуляционного орошения g_u может оказаться меньше, чем масса холодного испаряющегося орошения g_x .

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. На практике для организации циркуляционного орошения требуются 2—3 тарелки.

Выбор того или иного способа отвода тепла в верху колонны определяется особенностями эксплуатации, свойствами перерабатываемого сырья и экономическими соображениями.

На основе рассмотренных основных схем отвода тепла могут быть проанализированы и другие случаи, 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 подводить тепло в низ колонны. При этом часть жидкости, стекающей с нижней тарелки отгонной части колонны, испаряется, образуя необходимый для процесса ректификации встречный поток паров.



Рис. IV-25. Схемы основных способов подвода тепла в низ колонны: *а* — подогреватель с паровым пространством; *б* — горячая струя; *l'* — первая тарелка отгопной части.

Подвод тепла может быть осуществлен различными способами. В частности, теплопередающая поверхность кипятильника может быть размещена в нижней части колонны. Однако вследствие ограниченного ее объема разместить здесь достаточно большую трубчатую поверхность не удается. 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.

Для сообщения необходимого количества тепла используются специальные выносные аппараты: подогреватели с паровым пространством (рибойлеры), трубчатые теплообменники, трубчатые печи и др.

Подогреватель с паровым⁷ пространством. Схема этого способа подвода тепла дана на рис. IV-25, а. 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_0 поступают из парового пространства кипятильника в колонну, образуя восходящий поток паров. Пары G_0 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 и потока паров G₀ необходимо рассмотреть тепловой баланс для нижней части колонны:

$$Q_B + (G_0 + W) h_{t_1} = G_0 H_{t_W} + W h_{t_W}$$

$$Q_{B} = C_{0} \left(H_{t_{W}} - h_{t_{1}} \right) + W \left(h_{t_{W}} - h_{t_{1}} \right)$$
(IV,91)

Таким образом, сообщаемое в подогревателе тепло расходуется на образование потока паров G_0 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 можно использовать следующее приближенное уравнение:

$$Q_B \approx G_0 \left(H_{t_W} - h_{t_W} \right) \approx G_0 q_{\text{nen}} \tag{1V,92}$$

из которого можно определить поток паров G_{p} .

Горячая струя. Этот способ подвода тепла (рис. IV-25, 6) 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_u служит теплообменный аппарат той или иной конструкции.

Тепло в низ колонны подводится при помощи циркулирующей горячей струи, нагретой до определенной температуры. При этом часть жидкости g_n из низа колонны при температуре t_W прокачивается через теплообменный аппарат (трубчатую печь, трубчатый теплообменник и т. п.), где ее температура увеличивается до t_u 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_u возвращается в подогреватель. Под нижнюю тарелку поступает пар G_0 .

В этом случае тепловой баланс для нижней части колонны будет иметь вид:

$$Q_{B} + (G_{0} + W) h_{t_{1}} = G_{0}H_{t_{0}} + Wh_{t_{W}}$$

откуда

$$Q_B = G_0 \left(H_{t_0} - h_{t_1'} \right) + W \left(h_{t_W} - h_{t_1'} \right)$$
(IV,93)

Расчет процесса ОИ при вводе циркулирующего потока горячей струи g_{u} в колонну производится при температуре t_{u} и давлении π_{u} в нижней части колонны.

Поскольку $t_1 \approx t_W \approx t_0$, то

$$Q_{B} = G_{0} \left(H_{t_{W}} - h_{t_{W}} \right) = G_{0} q_{ucu}$$
(IV,94)

Соответственно

$$Q_{B} = g_{n} \left(h_{t_{n}} - h_{t_{W}} \right)$$
(IV,95)

Отсюда

$$g_{u} = \frac{Q_B}{h_{t_u} - h_{t_W}} \tag{1V,96}$$

где $h_{t_{u}}$ — энтальпия парожидкостного потока после теплообменного аппарата.

При повышении температуры горячей струи t_{μ} ее масса уменьшается.

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 хладоагенты — воду и атмосферный воздух. Так, например, при получении в качестве ректификата пропана в случае работы колонны под атмосферным давлением температура верха колонны будет равна — 42 °C, тогда как при повышении давления до 1,9 МПа она возрастет до +55 °C, что позволит использовать в конденсаторе воду.

Повышение температуры верха колонны при соответствующем повышении в ней давления приводит к уменьшению поверхности конденсатора вследствие увеличения 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. Правда, 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 единице.

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 показателей и ухудшению других. Поэтому при выборе давления в колонне в каждом конкретном случае необходимо проводить всесторонний анализ. Однако основным критерием, как правило, является обеспечение благоприятного температурного 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 $\Delta p_{\rm K-Y}$. Так, давление в секции питания $\pi_{\rm n}$ (рис. IV-26) будет равно

$$\pi_{n} = \pi_{n} + \Delta \rho_{\mathrm{K}, \mathrm{y}} \tag{IV,97}$$

а в низу колонны

$$\pi_{\rm B} = \pi_{\rm B} + \Delta p_{\rm K, y} + \Delta p_{\rm K, y} = \pi_{\rm B} + \Delta p_{\rm K, y} \qquad (IV,98)$$

Рис. IV-26. Схема к расчету температур и давлений в основных сечениях колонны: 1 — первая тарелка концентрационной секции: 1' то же, отгонной.

где $\pi_{\rm B}$ — давление в верху колонны; $\Delta p_{\rm K,y}$ и $\Delta p_{\rm K,y}$ — соответственно сопротивление контактных устройств концентрационной и отгонной частей колонны.

При большом сопротивлении контактных устройств давления π_n и π_n могут быть больше давления π_b 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 $t_{\rm B}$, низа $t_{\rm H}$ и ввода сырья в колонну t_F .

Температуру верха колонны $t_{\rm B}$ определяют методом последовательных при-

ближений по уравнению изотермы паровой фазы, считая, что пары ректификата в верху колонны находятся при температуре начала конденсации и давления л_в:

$$\sum_{i} \frac{g_{i, D}}{R_{i+B}} = 1$$
 (1V,99)

в котором константы равновесия $K_{i, B}$ при давлении π_{B} , определяются приближенно $K_{i, B} = P_i (t_B) / \pi_B$.

Температуру низа колонны *t*_н рассчитывают по уравнению изотермы жидкой фазы, считая, что продукт находится при температуре кипения под давлением л_н:

$$\sum_{i} K_{i, u} x_{i, JV} = 1$$
 (1V,100)

Константы равновесия $K_{i, H}$ при давлении π_{H} определяют приближенно $K_{i, H} = P_i(t_{H})/\pi_{H}$.

Из уравнения (IV, 100) температуру низа колонны t_н определяют методом последовательных приближений.

При заданной доле отгона сырья e его температуру t_F определяют по уравнению (III, 16) или (III, 19), а в случае сложных смесей — по уравнению (III, 30) или (III, 34) в зависимости от величины e'. Константы равновесия рассчитывают при давлении π_n .

Аналогично могут быть рассчитаны температуры и в других сечениях колонны.





Рис. IV-27. Схема нижней части колонны при подаче сырья в виде перегретых паров.

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 $t_{\rm H, H}$ (рис. IV-27).

Пары, поступающие на ректификацию, должны быть в насыщенном состоянии, тепло перегрева паров $Q_{\rm u}$

снимают путем циркуляции жидкого потока g_n , 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:

$$(F + g_1 - W) H_{l_m} + W h_{l_W} + Q_{u} = g_1 h_{l_1} + F H_{l_F}$$

или

$$Q_{\mathbf{f}} = F(H_{t_F} - H_{t_m}) - g_1(H_{t_m} - h_{t_1}) + W(H_{t_m} - h_{t_W}) \quad (IV, 101)$$

Если принять, что $g_1 \approx W$, то

$$Q_{\rm II} \approx F \left(H_{t_F} - H_{t_m} \right) \tag{IV,102}$$

В уравнении (IV, 102) разность энтальпий соответствует увеличению энтальпии паров сырья при их перегреве.

Из теплового баланса теплообменника получим массу циркулирующего потока

$$g_{\mu} = \frac{Q_{\pi}}{h_{t_{W}} - h_{t_{\mu}}} \tag{IV,103}$$

Таким образом, в этом случае температуры в нижней части колонны определяются массой g_{u} и температурой t_{u} циркулирующего потока холодной флегмы.

ОСОБЕННОСТИ РАБОТЫ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ С вводом водяного пара

Водяной пар вводится в ректификационную колонну с целью снизить температуру процесса и избежать разложения нефтепродукта (перегонка мазута, тяжелых нефтяных остатков и т. п.).

Температура кипения жидкости может быть снижена как понижением давления в аппарате путем создания вакуума, так и путем ввода водяного пара. 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 ввод водяного пара нозволяет 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, 59)

$$G = \frac{PM_GZ}{18\left(\pi - P\right)}$$

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 ректификационной колонны с вводом водяного пара.

В жидкости, стекающей с тарелки на тарелку с отгонной части колонны при вводе водяного пара, концентрация НКК убывает в направлении сверху вниз. В этом же направлении убывает и температура вследствие испарения части жидкости на каждой тарелке, если тепло через кипятильник подводится в недостаточном количестве. Давление насыщенных паров углеводородов снижается в направлении сверху вниз. Поэтому в соответствии



Рис. IV-28, Схема нижней части колонны, работающей с вводом водяного пара:

I – первая тареяка концентрационной секции: I' – то же, отгонной.

с вышеприведенным уравнением при постоянных расходе водяного пара Z и внешнем давлении я уменьшаться по направлению сверху вниз будет количество углеводородных паров, поднимающихся с соответствующей тарелки.

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

сверху вниз, что приводит к снижению эффекта ректификации в нижней части колонны. Вследствие этого только верхние тарелки отгонной части колонны эффективно ректифицируют остаток 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 должиа 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 - yобращена своей выпуклостью к линии равновесия, что, как известно, приводит к снижению средней движущей силы процесса массообмена. Поэтому в случае работы 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-28).

Вначале в соответствии с указанной выше рекомендацией

$$\frac{G_{N_0}}{W} \le 0,25 - 0,35$$

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 $g_{\bar{1}}$), 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 и могут изменяться в некоторых пределах.

Уравнение материального баланса нижней части колонны для НКК имеет следующий вид:

$$Wx_W + G_{N_0}y_{N_0} = g_1x_1 + g_Fx_F = g_mx_m$$

В этом уравнении все величины известны, кроме y_{N_0} 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:

$$g_F h_{t_F} + g_1 h_{t_1} + ZH_{t_2} = G_{N_0} H_{t_{N_0}} + ZH_{t_{N_0}} + Wh_{t_W}$$

Из этого уравнения необходимо определить энтальнию 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

$$h_{t_{W}} = \frac{g_{F}h_{t_{F}} + g_{1}h_{t_{1}} - G_{N_{0}}H_{t_{N_{0}}} + Z\left(H_{t_{2}} - H_{t_{N_{0}}}\right)}{W}$$

Поскольку в колонну обычно подается перегретый водяной пар, то

$$H_{t_{z}} - H_{t_{N_{0}}} = C_{z} \left(t_{z} - t_{N_{0}} \right)$$

$$= \frac{g_{F}h_{t_{F}} + g_{1}h_{t_{1}} - G_{N_{0}}H_{t_{N_{0}}} + 2C_{z} \left(t_{z} - t_{N_{0}} \right)}{W} \qquad (1V,104)$$

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_0} . Температуры t_F , t_1 и t_N определяются изложенными методами с учетом парциального давления углеводородов.

6 Скобло А. И. и др.

И

При малом расходе водяного пара масса углеводородных паров будет мала, рабочая линия будет крутой, а необходимое число тарелок значительно возрастет. С увеличением расхода водяного пара число тарелок уменьшится, однако при этом возрастет диаметр колонны вследствие увеличения общего объема паров. Кроме того, увеличится поверхность конденсатора и расход хладоагента.

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 л температура системы снижается по сравнению со случаем работы колонны 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 чистых 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-29 приведены основные способы соединения простых колонн: последовательный по потокам ректификатов; последовательный по потокам







Рис. IV-29. Схемы основных способов соединения простых колонн при ректификации многокомпонентной смеси:

a — последовательное по потокам ректификатов; b — последовательное по потокам остатков; s — последовательно-параллельное; c — с рециркуляцяей остатка; d — с рециркуляцией ректификата. I-III — условные номера колони.

остатков, последовательно-параллельный и с рециркуляцией потоков при разделении многокомпонентной смеси на несколько продуктов (фракций).

Последовательное соединение колонн может осуществляться как по потокам ректификатов, когда ректификат данной колонны направляется в следующую и только из последней колонны ректификат выводится в качестве готового продукта (рис. IV-29, *a*), так и 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-29, *б*).

Последовательно-параллельное соединение колонн (рис. IV-29, в) состоит в том, что колонны соединены последовательно: часть по потокам рефтификатов, другая часть — по потокам остатков.

В некоторых случаях применяют *рециркуляцию* одного или нескольких продуктов из последующих колонн схемы в предыдущие (рис. IV-29, г), если рециркулируемые потоки не являются товарными продуктами для данной технологической схемы. На рис. IV-29, г остаток колонны *II* рециркулирует на вход колонны *I*.

Путем комбинирования приведенных основных вариантов соединения простых колонн можно получать различные схемы для ректификации многокомпонентной смеси, изменяя последовательность выделения тех или иных компонентов, а также их отбор в виде ректификата или в виде остатка.

Так (см. рис. IV-29), например, переход от последовательного по потокам ректификатов к последовательно-параллельному соединению простых колонн позволяет получить в виде ректификата как первый (колонна 11), так и третий



Рис. IV-30. Схема сложной колонны для ректификации четырехкомпонентной смеси:

I-III — контуры, выделяющие части сложной колонны, аналогичивые (по номерам) коловнам, приведенным ва рис. 1V 29, а.

(Колонна 111) компоненты. Последовательное же соединение колонн по потокам остатков позволяет выделить три компонента в виде ректификатов. Это может иметь важное практическое значение, когда к получаемым продуктам предъявляются специальные требования, например, по механическим примесям и др.

Выбор конкретного варианта соединения колонн обусловлен технологическими требованиями к перерабатываемым продуктам и экономическими показателями, определяющями 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 ABT, вторичной пере-

гонки 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, определенным образом соединенных в один агрегат (рис. IV-30).

Такая сложная колонна отвечает схеме последовательного соединения простых колонн по потокам ректификатов (см. рис. IV-29, *a*). 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 секции 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 конструкции увеличивается высота колонны и обслуживающих ее металлоконструкций. Кроме того, потоки Рис. IV-31. Схема отвода тепла промежуточным циркуляционным орошением (ПЦО).

всех секций 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'_{11} отводится в отпарную секцию колонны *III*, где получается продукт W_{111} . Второй поток флегмы g_{111} перетекает на верхнюю тарелку колонны *II*, являясь орошеним для этой колонны.

Пары G_{III} из отгонной секции составляющей колонны *III* возвращаются под нижнюю тарелку концентрационной части составляющей колонны *III*. Аналогично протекает процесс и в других составляющих колоннах *II* и *I*.

При отводе всего тепла только на верху сложной колонны погок 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. 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-31). Поток промежуточного циркуляционного орошения (ПЦО) gu при температуре lu, прокачивается через регенеративный теплообменник, где отдает количество тепла Q_{пио}, например нефти, и при более низкой температуре tu, 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 диг и создает поток орошения дп.

Массу ПЦО рассчитывают по уравнению (IV, 89). 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-3). 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 [см. уравнения (IV, 1) и (IV, 14); то же самое относится также 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:

$$\varepsilon = \frac{D}{F} = \frac{x_{i,F} - x_{i,W}}{y_{i,D} - x_{i,W}} = \frac{\sum_{\ell=1}^{k} x_{\ell,F} - \sum_{i=1}^{k} x_{i,W}}{\sum_{\ell=1}^{k} y_{\ell,D} - \sum_{i=1}^{k} x_{\ell,W}}$$
(IV,105)

И

$$1 - \varepsilon = \frac{W}{F} = \frac{y_{i,D} - x_{i,F}}{y_{i,D} - x_{i,W}} = \frac{\sum_{i=1}^{k} y_{i,D} - \sum_{i=1}^{k} x_{i,F}}{\sum_{i=1}^{k} y_{i,D} - \sum_{i=1}^{k} x_{i,W}}$$
(IV,106)

При этом

 $\sum y_{i_{1},D} = \sum x_{i_{1},W} = \sum x_{i_{1},F} = 1$ (1V,107)

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 также следующее уравнение материально-теплового баланса, справедливое для любого компонента смеси:

$$\varepsilon = \frac{D}{F} = \frac{x_{i,F} - x_{i,W}}{y_{i,D} - x_{i,W}} = \frac{h_F - h_W}{H_D - h_W}$$
(1V,108)

И

$$1 - \varepsilon = \frac{W}{F} = \frac{y_{i,D} - x_{i,F}}{y_{i,D} - x_{i,W}} = \frac{H_D^* - h_F}{H_D^* - h_W^*}$$
(IV,109)

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 *1*—1 (см. рис. IV-3, контур *I*) концентрационной части колонны, определяющий уравнение рабочей линии, записывается следующим образом:

$$\frac{g}{D} = \frac{y_{i,D} - y_i}{y_i - x_i}$$
(IV,110)

или через флегмовое число R = g/D

$$y_{i} = \frac{R}{R+1} x_{i} + \frac{y_{i,D}}{R+1}$$
(IV.111)

Уравнение теплового баланса для того же контура I запишется в виде

$$\frac{g}{D} = \frac{H_D - H}{H_D - h}$$
 (1V,112)

Объединив уравнения (IV, 110) и (IV, 112), получим следующее уравнение материально-теплового баланса для контура I:

$$\frac{g}{D} = \frac{y_{i, D} - y_{i}}{y_{i} - x_{i}} = \frac{H_{D} - H}{H - h}$$
(IV,113)

В любом сечении 3—3 (см. рис. IV-3, контур III) отгонной части колонны материальный баланс для произвольного *i*-го компонента, определяющий уравнение рабочей линии, запишется так:

$$\frac{W}{G} = \frac{y_i - x_i}{x_i - x_{i,W}} \tag{IV,114}$$

или с использованием парового числа

$$y_{i} = \frac{\Pi + 1}{\Pi} x_{i} - \frac{x_{i,W}}{\Pi}$$
(1V.115)

Уравнение теплового баланса для того же контура / запишется следующим образом

$$\frac{W}{G} = \frac{H - h}{h - h_{W}} \tag{1V.116}$$

Из уравнений (IV, 114) и (IV, 116) можно записать следующее объединенное уравнение материально-теплового баланса:

> $\frac{W}{G} = \frac{y_i - x_i}{x_i - x_i, W} = \frac{H - h}{h - h_{WZ}^{\bullet}}$ (1V, 117)

Соответственно, введя внутреннее флегмовое число $\Phi = g/G$, можем по аналогии с уравнением (IV, 39) записать следующее обобщенное уравнение рабочей линии для обеих частей ректификационной колонны:

$$y_{i} = \Phi x_{i} + (1 - \Phi) x_{i, p}$$
(IV,118)

Чтобы проводить расчет многокомпонентной ректификации, необходимо также иметь уравнение равновесия в виде

41

$$y_{i} = \kappa_{i} x_{i} \qquad x_{i} = \frac{\kappa_{i}}{\kappa_{i}}$$
$$y_{i} = \frac{\alpha_{i} x_{i}}{\sum_{j} \alpha_{j} x_{j}} \qquad x_{i} = \frac{\frac{y_{i}}{\alpha_{i}}}{\sum_{j} \frac{y_{j}}{\alpha_{j}}}$$

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 (ЭВМ).

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, 105) —(IV, 109) должны удовлетворяться также при условии получения соответствующих продуктовых концентраций у, р

168

или

Рис. IV-32. Графическое распределение концентраций компонентов по высоте колонны при разделении трехкомпонентной смесн: 1', ..., 5', 1, ..., 5 — номера тарелок.

и х, у при расчете их по уравнениям рабочей линии и равновесия. Однако эти расчетные концентрации, как правило, не будут равны заданным, хотя последние и выбирались учетом уравнений (IV, 105)---С (IV, 109). Поэтому задать можно только две из них, например, концентрацию какого-либо компонента или сумму концентраций компонентов в ректификате и востатке, а на другие концентрации только наложить ограничения типа больше или меньше. Расчетный состав продуктов определяется 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 флегмы $(x_{i,1})$, стекающей с первой тарелки концентрационной части колонны, и паров (y_{i,N_0}) , 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 $(y_{i,F}^*) = (y_{i,N_0}) = (y_{i,m})$. 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 ту специфическую особенность, что 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 ректификат, а для ВКК на остаток. Пример такого распределения компонентов дан на рис. IV-32 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 поэтому для своего выполнения требует достаточно мощных электронных вычислительных машин (ЭВМ).

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.).

Несмотря на ряд упрощающих допущений, для успешной реализации многих приближенных методов расчета многокомпонентной ректификации необходимо применять ЭВМ.

РАСЧЕТ РЕЖИМА ПОЛНОГО ОРОШЕНИЯ ПРИ РЕКТИФИКАЦИИ многокомпонентных смесей

Рассмотрим ректификацию многокомпонентной смеси (рис. IV-17, б) в случае работы колонны при полном возврате флегмы ($R \rightarrow \infty$). В этом случае число тарелок в колонне будет минимальным ($N_{\text{мин}}$). Обозначим число ступеней изменения концентраций, включая кипятильник через $S_{\text{мин}}$

$$S_{\rm MIH} = N_{\rm MIH} + 1 \tag{IV,119}$$

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 *п*-й тарелки можем записать следующие выражения:

$$y_{i,n} = K_{i,n} x_{i,n}$$
 $u \quad y_{j,n} = K_{j,n} x_{j,n}$

Разделив левую и правую части первого уравнения соответственно на левую и правую части второго уравнения и приняв во внимание, что $\alpha_{i,t} = K_{i,n}/K_{i,n}$, получим

$$\frac{y_{l,n}}{y_{j,n}} = \alpha_{l,j} \frac{x_{l,n}}{x_{j,n}}$$
(IV,120)

Из уравнения рабочей линии имеем

$$y_{i,n+1} = y_{i,n}$$
 и $x_{j,n+1} = y_{j,n}$ (1V,121)

Подставив значения концентраций $y_{i,n}$ и $y_{j,n}$ из уравнения (IV, 121) в уравнение (IV, 120), получим следующее рекуррентное соотношение

$$\frac{x_{i,n+f}}{x_{i,n+1}} = \alpha_{i,j} \frac{x_{i,n}}{x_{i,n}}$$
(IV,122)

Уравнение (IV, 122) справедливо для любой пары компонентов многокомпонентной смеси и позволяет определить их концентрации на любой (n + 1)-й тарелке колонны, если известны концентрации тех же компонентов на нижележащей n-й тарелке, или наоборот.

Если проварьировать номер тарелки от n = 0 (кипятильник) до n, присваивая n целые числа, то из уравнения (IV, 122) получим следующее:

$$\frac{x_{i,n}}{x_{j,n}} = \alpha_{i,j}^{n} \frac{x_{i,0}}{x_{j,0}}$$
(1V,123)

С помощью этого уравнения 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

$$n = N_{MRH} + 1$$
 $x_{i, n} = y_{i, D}$ if $x_{j, n} = y_{j, D}$ $x_{i, 0} = x_{i, W}$ if $x_{j, 0} = x_{j, W}$

и уравнение (IV, 123) запишется в следующем виде:

$$\frac{y_{i,D}}{y_{i,D}} = \alpha_{i,j}^{N_{\text{MHH}}+1} \frac{x_{i,W}}{x_{i,W}} = \alpha_{i,j}^{S_{\text{MHH}}} \frac{x_{i,W}}{x_{i,W}}$$
(IV,124)

Решив это уравнение относительно числа теоретических контактных ступеней, получим

$$S_{\text{MIH}} = N_{\text{MHH}} + 1 = \frac{\lg \frac{y_{i,D}}{y_{j,D}} \frac{x_{i,W}}{x_{i,W}}}{\lg \alpha_{i,j}} = \frac{\lg \frac{\psi_i}{\psi_j}}{\lg \alpha_{i,j}}$$
(IV,125)

где

$$\psi_l = \frac{y_{l,D}}{x_{l,W}} = \frac{x_{l,D}}{x_{l,W}}$$

есть коэффициент распределения *i*-го компонента между ректификатом и остатком. Можно представить, что в разделяемой многокомпонентной смеси имеется *j*-тый компонент, для которого коэффициент распределения $\psi_i = 1$. Это может быть фактический компонент, который присутствует в смеси, или гипотетический компонент, который можно отождествить с некоторой температурой t_e , так как коэффициент относительной летучести является функцией температуры. Компоненты, температуры кипения которых при давлении в системе, равном π , меньше, чем температура t_e , будут преимущественно переходить в ректификат, а компоненты с температурами кипения выше t_e будут в основном отбираться в остатке.

Температура t_e определяет границу деления смеси между ректификатом и остатком и называется *температурой границы деления смеси*. Компонент, находящийся на этой границе, будет характеризоваться температурой кипения t_e при давлении *п* и будет иметь одинаковые концентрации в ректификате и в остатке.

Обозначив по отношению к этому компоненту коэффициент относительной летучести *i*-го компонента через $\alpha_{i,i}$, можем записать уравнение (IV, 125) в следующем виде:

$$S_{\text{MUIII}} = \frac{\lg \psi_i}{\lg \alpha_{i,t}} \tag{IV,126}$$

При давлении системы π и температуре t_e коэффициент относительной летучести $\alpha_{i, t}$ определяют, например, по соотношению $\alpha_{i, t} = P_i(t_e)/\pi$ или по уравнению (II, 42).

Уравнение (IV, 126) справедливо для любого компонента смеси. Если задать коэффициент распределения, например, k-го компонента ψ_k , то уравнение (IV, 26) можно записать так

$$\frac{\lg \psi_t}{\lg \alpha_{t,t}} = \frac{\lg \psi_k}{\lg \alpha_{k,t}}$$

откуда

$$\psi_{l} = \frac{x_{i,D}}{x_{i,W}} = \psi_{k}^{\frac{\log \alpha_{l,l}}{\log \alpha_{k,l}}}$$
(1V,127)

Чтобы определнть составы ректификата и остатка, необходимо знать температуру границы деления смесн t_e .

Для нахождения температуры t_{ε} запишем составы продуктовых потоков для *i*-го компонента, воспользовавшись уравнением материального баланса (IV, 105), в которое введен коэффициент распределения *i*-го компонента $\psi_i = x_{i,D}/x_{i,W}$. Получим

$$x_{i,D} = \frac{x_{i,F} \Psi_i}{1 + \varepsilon (\Psi_i - 1)} \tag{IV,128}$$

$$x_{i,W} = \frac{x_{i,F}}{1 + e(\psi_l - 1)} = \frac{x_{i,D}}{\psi_l}$$
(1V,129)

172

И

Использовав условия $\sum_{i} x_{i, D} = 1$ и] $\sum_{i} x_{i, W} = 1$, можем записать следующие уравнения:

$$\sum_{i} \frac{x_{i,F} \Psi_{i}}{(1 + e(\psi_{i} - 1))} = 1$$
 (1V,130)

И

$$\sum_{i} \frac{x_{i,P}}{1 + \varepsilon(\psi_{i} - 1)} = 1$$
 (IV,131)

Если ввести уравнение температурной зависимости $\alpha_{t,t}$, например уравнение (II, 42), записанное с использованием температуры t_p в виде

$$\lg \alpha_{l,t} = \frac{t_l - t_g}{273 + t_g} \left(7,30 - 1,15 \lg \pi + \frac{273 + t_g}{179 \lg \pi} \right) \qquad (IV,132)$$

то из уравнения (IV, 130) или (IV, 131) можно найти температуру t_e методом последовательных приближений.

С этой целью задаются величиной t_e , затем рассчитывают коэффициенты относительной летучести для всех компонентов смеси по уравнению (IV, 132). После этого определяют коэффициенты распределения компонентов по уравнению (IV, 127) при заданном коэффициенте распределения k-го компонента t_{de} , потом рассчитывают составы продуктов по уравнениям (IV, 128) и (IV, 129) и проверяют выполнение уравнения (IV, 130) или (IV, 131). В случае выполнения этих условий с заданной степенью точности температура t_e определена правильно, а полученные составы продуктов колонны соответствуют заданном уразделению. В противном случае задаются новым значением температуры t_e и расчет повгоряют в издоженной 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 ($\alpha_{l, t} \rightarrow \infty$), то $x_{l, W} \approx 0$ и в составе ректификата появятся члены вида $x_{l, D} = x_{l, F} / \epsilon$.

Если же в смеси будут мало летучие компоненты *m*, для которых $\alpha_{m,t} \to 0$, то $x_{m,D} \approx 0$ н в остатке появятся концентрации вида

$$x_{m,W} = \frac{x_{m,F}}{1-8}$$

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_{мин} (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 задача решается методом последовательных приближений с использованием приведенных уравнений, при этом добиваются выполнения уравнения (IV, 130) или (IV, 131).

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 в не-

которых пределах практически не сказывается на составах продуктов колонны. Это положение позволяет использовать составы продуктов колонны, найденные при бесконечном флегмовом числе, как это было изложено выше, для определения других параметров процесса ректификации: числа тарелок, флегмового числа и др.

При сделанных допущениях минимальное флегмовое число $R_{\text{мин}}$ можно определить по следующим уравнениям Андервуда:

$$\sum_{l} \frac{\alpha_{l} x_{l,F}}{\alpha_{l} - \theta} = 1 - q \qquad (1V,133)$$

$$\sum_{i} \frac{\alpha_{i} x_{i, D}}{\alpha_{i} - \theta} = R_{\text{MRH}} + 1 \qquad (IV, 134)$$

где q — отношение количества тепла, которое нужно сообщить сырью для перевода его в парообразное состояние, к теплоте испарения; θ — корень уравнения (1V, 133).

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 перегретых паров q < 0 (1 - q > I), а в виде недогретой до температуры кипения жидкости q > 1 (1 - q < 0).

В уравнениях (IV, 133) и (IV, 134) 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-20.

Для определения координат точек этой кривой при ректификации многокомпонентных смесей можно использовать следующее уравнение, обобщающее большой фактический материал:

$$Y = 1 - \exp\left(\frac{1 - 54,4X}{11 + 117,2X} \frac{X - 1}{\sqrt{X}}\right)$$
(1V,135)

где

$$Y = \frac{S - S_{MRH}}{S + 1};$$
 $X = \frac{R - R_{MBH}}{R + 1}$

Пределами переменных X и Y являются нуль и единица. График зависимости, соответствующей уравнению (IV, 135), приведен на рис. IV-33.

Уравнение (IV, 135) может быть использовано для определения оптимального флегмового числа и соответствующего ему

Рис. IV-33. График зависимости числа контактных ступеней от флегмового числа по уравнению (IV, 135): а — основной график; б — левая часть основного графика в крупном масштабе, обеспечивающая более точные расчеты.

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, 135) можно получить, что $X_{our} \approx 0.26$ и $Y_{our} \approx$ ≈ 0,41. Отсюда полу-



чим следующие выражения для расчета оптимальных величин флегмового числа и числа тарелок

$$R_{\rm OBT} = 1,35R_{\rm MHR} + 0,35 \tag{IV,136}$$

И

$$N_{\rm OHT} = 1,70 N_{\rm MHH} + 0,70 \tag{IV,137}$$

Для определения места ввода питания в колонну используется следующее приближенное соотношение:

$$\frac{N_{\rm K}}{N_{\rm O}} = \frac{N_{\rm K}}{N - N_{\rm K}} \approx \frac{N_{\rm MHH, H}}{N_{\rm MHH, O}} = \frac{N_{\rm MHH, H}}{N_{\rm MHH, H}}$$
(IV,138)

где $N_{\rm K}$, $N_{\rm o}$ — число тарелок соответственно в концентрационной и отгонной частях колонны; $N_{\rm MRH, K}$, $N_{\rm MRH, o}$ — то же, для режима $R \to \infty$.

Чтобы определить величины $N_{\text{мин. o}}$ и $N_{\text{мин. к}}$, используют уравнения (IV, 123) и (IV, 124) 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, 138).

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, воспользовавщись преобразованиями исходных уравнений рабочей линии и равновесия, введенными Андервудом.

Запишем уравнение рабочей линии для любого компонента смеси (в дальнейшем с целыю 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 нензвестный параметр, подлежащий определению) и просуммируем обе части уравнения по всем компонентам:

$$\sum \frac{\alpha y_n}{\alpha - \theta} = \Phi \sum \frac{\alpha x_{n+1}}{\alpha - \theta} + (1 - \Phi) \sum \frac{\alpha x_p}{\alpha - \theta} \qquad (IV, 139)$$

Выберем параметр θ таким образом, чтобы последнее слагаемое обратилось в единицу, т. е.

$$\sum \frac{\alpha x_p}{\alpha - \theta} = \frac{1}{1 - \Phi}$$
(IV,140)

Уравнение (IV, 140) будет иметь следующий вид для соответствующих частей колонны:

для концентрационной

$$\sum_{n=1}^{\infty} \frac{\alpha y_D}{\alpha - \theta} = R + 1 \tag{IV,141}$$

для отгонной

$$\sum \frac{\alpha x_{W}}{\alpha - \theta} = -\Pi \qquad (IV, 142)$$

С учетом уравнения (IV, 140) уравнение (IV, 139) примет вид

$$\sum \frac{\alpha y_n}{\alpha - \theta} = \Phi \sum \frac{\alpha x_{n+1}}{\alpha - \theta} + 1 \qquad (1V, 143)$$

Перенеся единицу в левую часть уравнения и приняв во внимание, что $1 = \sum y_n$, получим

$$\sum \frac{\theta y_n}{\alpha - \theta} = \Phi \sum \frac{\alpha x_{n+1}}{\alpha - \theta}$$
(IV,144)

Параметр в определяется из уравнений (IV, 140) или (IV, 141) и (IV, 142) для соответствующей части колонны. Каждое из этих уравнений имеет столько корней в, сколько компонентов в раз-176 деляемой смесн. Для любых двух корней θ_i , например θ_i н θ_j , уравнение (IV, 144) можно записать следующим образом:

$$\Phi \sum_{i} \frac{\alpha x_{n+1}}{\alpha - \theta_{i}} = \theta_{i} \sum_{i} \frac{y_{n}}{\alpha - \theta_{i}}$$

$$\Phi \sum_{i} \frac{\alpha x_{n+1}}{\alpha - \theta_{i}} = \theta_{i} \sum_{i} \frac{y_{n}}{\alpha - \theta_{i}}$$
(IV,145)

Разделив правые и левые части приведенных уравнений одну на другую, получим

$$\frac{\sum \frac{\alpha x_{n+1}}{\alpha - \theta_i}}{\sum \frac{\alpha x_{n+1}}{\alpha - \theta_i}} = \frac{\theta_i}{\theta_j} \frac{\sum \frac{y_n}{\alpha - \theta_i}}{\sum \frac{y_n}{\alpha - \theta_i}}$$
(IV,146)

Чтобы исключить суммы, стоящие в правой части уравнения (IV, 146), выполним соответствующие преобразования уравнения равновесия

$$y_n = \frac{\alpha x_n}{\sum \alpha x_n}$$

Умножим обе части уравнения равновесия на $I/(\alpha - \theta)$ и произведем суммирование по всем компонентам смеси. Получим следующее уравнение:

$$\sum \frac{y_n}{\alpha - \theta} = \frac{1}{\sum \alpha x_n} \sum \frac{\alpha x_n}{\alpha - \theta}$$
(IV,147)

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, 147) получим следующее выражение:

$$\frac{\sum \frac{y_n}{\alpha - \theta_i}}{\sum \frac{y_n}{\alpha - \theta_j}} = \frac{\sum \frac{\alpha x_n}{\alpha - \theta_i}}{\sum \frac{\alpha x_n}{\alpha - \theta_j}}$$
(IV.148)

Из уравнений (IV, 146) и (IV, 148) получим следующее рекуррентное соотношение:

$$\frac{\sum \frac{\alpha x_{n+1}}{\alpha - \theta_i}}{\sum \frac{\alpha x_{n+1}}{\alpha - \theta_j}} = \frac{\theta_i}{\theta_j} \frac{\sum \frac{\alpha x_n}{\alpha - \theta_i}}{\sum \frac{\alpha x_n}{\alpha - \theta_j}}$$
(1V.149)

По виду уравнение (IV, 149) аналогично уравнению (IV, 122,) записанному для работы колонны при $R \to \infty$, в то время как уравнение (IV, 149) справедливо для рабочего флегмового числа, т. е. $R < \infty$. Огношение корней θ_i/θ_i соответствует приведенной относительной летучести $\alpha_{i,i}^2$ компонентов *i* и *j*.

Для упрощения записи последующих уравнений введем функцию

$$E(x, \theta) = \sum_{\alpha} \frac{\alpha x}{\alpha - \theta}$$
(1V.150)

Функция $E(x, \theta)$ является аналогом концентрации, но не самой концентрацией.

Тогда уравнение (IV, 149) запишется в следующем виде:

$$\frac{E(x_{n+1}, \theta_l)}{E(x_{n+1}, \theta_j)} = \frac{Q_i}{\theta_j} \cdot \frac{E(x_n, \theta_l)}{E(x_n, \theta_j)}$$
(IV.151)

Давая n целые значения от 0 до n - 1, получим следующее уравнение связи между числом теоретических тарелок n и составами в двух произвольных сечениях колонны:

$$\frac{E(x_n, \theta_i)}{E(x_n, \theta_j)} = \left(\frac{\theta_i}{\theta_i}\right)^n \frac{E(x_0, \theta_i)}{E(x_0, \theta_j)}$$
(IV,152)

Отсюда определяется число теоретических тарелок *и* между двумя произвольными сечениями колонны (для концентрационной и отгонной частей в отдельности, так как корни в и концентрации различны)

$$n = \frac{\lg \frac{E(x_n, \theta_i)}{E(x_0, \theta_i)} \frac{E(x_0, \theta_i)}{E(x_n, \theta_j)}}{\lg \frac{\theta_i}{\theta_j}}$$
(IV,153)

Если в качестве одного из сечений, например, с номером нуль, выбрать сечение продуктового потока, то с учетом уравнения (IV, 140) получим

$$n = \frac{\lg \frac{E(x_n, \theta_i)}{E(x_n, \theta_j)}}{\lg \frac{\theta_i}{\theta_j}}$$
(IV,154)

С учетом действия кипятильника (или парциального конденсатора) число теоретических тарелок в соответствующей части колонны n = N + 1 определится из уравнения

$$N+1 = \frac{\lg \frac{E(x', \theta_i)}{E(x', \theta_i)}}{\lg \frac{\theta_i}{\theta_j}}$$
(1V,155)

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, 155) может быть использовано для расчета числа тарелок в концентрационной $N = N_{\rm H}$ и отгонной $N = N_{\rm o}$

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, 155) влияние состава ректификата или остатка проявляется через посредство корней в соответствии с уравнениями (IV, 140)—(IV, 142).

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-30, состоит из трех простых колонн и соответствует их последовательному соединению по схеме, показанной на рис. IV-29, *a*; эта сложная колонна предназначена для разделения на четыре продукта четырехкомпонентной смеси, в которой первый компонент соответствует НКК, а четвертый — ВКК.

Пары ректификата D_1 первой колонны содержат компоненты 1—3 и примесь ВКК. Остаток первой колонны W_1 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 I 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:

$$F_{1}x_{1,F_{1}} = D_{111}y_{1,D_{111}} + W_{111}x_{1,W_{111}}$$
(IV,156)

В уравнении (IV, 156) нет потоков W_1 и W_{11} , так как принято, что компонент 1 в них отсутствует.

Материальный баланс колонны по компонентам 1 и 2:

$$F_{I}(x_{1, F_{I}} + x_{2, F_{I}}) = D_{III} + W_{III}(1 - x_{3, W_{III}}) + W_{II}x_{2, W_{II}}$$
(1V,157)

В уравнении (IV, 157) поток W₁ отсутствует, так как было принято, что компоненты 1 и 2 в нем отсутствуют.

Материальный баланс всей колонны по компонентам 1, 2 и 3:

$$F_{I} \sum_{i=1}^{n} x_{i,F_{I}} = D_{III} + W_{III} + W_{II} \left(1 - x_{4,W_{II}}\right) + W_{I} x_{3,W_{I}} \quad (IV, 158)$$

Кроме того, общий материальный баланс колонны имеет вид

$$F_{I} = D_{III} + W_{III} + W_{II} + W_{I}$$
(IV,159)

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 *D₁* определится из выражения

$$D_{I} = F_{I} - W_{I} = D_{III} + W_{III} + W_{II}$$
(IV,160)

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

$$y_{D_{I}} = \sum_{i=1}^{3} y_{i, D_{I}} = 1 - \frac{W_{II} x_{i, W_{II}}}{D_{I}}$$
(IV,161)

Пары, покидающие колонну *l*, состоят из паров ректификата и сопровождающих их паров орошения g_{II}, т. е.

Чтобы определить суммарную концентрацию компонентов 1—3 во флегме $g_{II} x_{II} = \sum_{i=4}^{3} x_{i, II}$, 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} :

$$x_{4, II} = \frac{W_{II}x_{4, W_{II}}}{W_{II} + G_{II}} = \frac{W_{II}x_{4, W_{II}}}{g_{II}}$$
(IV,162)

Таким образом, концентрация x_{II} компонентов 1—3 во флегме g_{II} будет равна

$$x_{\rm II} = 1 - \frac{W_{\rm II} x_{4, W_{\rm II}}}{W_{\rm II} + G_{\rm II}} = 1 - \frac{W_{\rm II} x_{4, W_{\rm II}}}{g_{\rm II}'}$$
(IV.163)

Концентрация y_I тех же компонентов в потоке $G_{FII} = G_I$ определится из уравнения

$$q = \frac{D_{\rm I} \left(1 - \frac{W_{\rm II} x_{4, W_{\rm II}}}{D_{\rm I}}\right) + g_{\rm II} \left(1 - \frac{W_{\rm II} x_{4, W_{\rm II}}}{W_{\rm II} + G_{\rm II}'}\right)}{D_{\rm I} + g_{\rm II}}$$

или

$$y_{\rm I} = 1 - \frac{W_{\rm II} x_{4, W_{\rm II}} \left(g_{\rm II} + G_{\rm II} + W_{\rm II}\right)}{\left(D_{\rm I} + g_{\rm II}\right) \left(W_{\rm II} + G_{\rm II}\right)} = 1 - \frac{W_{\rm II} x_{4, W_{\rm II}}}{D_{\rm I} + g_{\rm II}} \left(1 + \frac{g_{\rm II}}{g_{\rm II}}\right) (\rm IV.164)$$

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 колоние *I* выбирается с таким расчетом, чтобы обеспечить получение паров состава y_I . Аналогично определяются составы потоков для колони *II* и *III*.

Следует отметить одну важную особенность работы сложной колонны. Если проследить, как изменяются потоки ректификата и орошения в такой колонне при переходе от первой простой колонны к следующим, можно обнаружить, что в каждой последующей колонне (см. рис. IV-30, 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 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, могут быть использованы также методы расчета, изложенные ранее с привлечением упрощающих допущений, упомянутых в данном разделе. При.этом надо иметь в виду ту особенность, что питанием вышерасположенных колонн (11, 111 и т. д.) служат пары, поступающие из нижерасположенной колонны (1, 11 и т. д.) и из стриппинг-секции данной колонны (см. рис. IV-30 и IV-31). 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 направлении 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-31.

Подобная схема работы колонны позволяет получить следующие положительные моменты:

1) увеличить регенерацию тепла; это возможно потому, что в промежуточном сечении, где осуществляется циркуляционное орошение, температура потока t_{u1} 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 наличии промежуточного циркуляционного орошения проявляются следующие два отрицательных момента:

уменьшается флегмовое число в вышерасположенной колонне (см. рис. IV-31, колонна *III*), что должно быть скомпенсировано некоторым увеличением числа тарелок в этой колонне;

увеличивается концентрация НКК в парах $G_{m, HI}$, поступающих в колонну III, а следовательно, и в жидкости g_{HI} , 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, ГЩО 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 $G'_{III}/\overline{V}_{III}$, которые поднимаются из отгонной части колонны, расположенной выше сечения, где организуется ПЦО. Глава V

Азеотропная и экстрактивная ректификация

ОСОБЕННОСТИ РЕКТИФИКАЦИИ БЛИЗКОКИПЯЩИХ И АЗЕСТРОПНЫХ Смесей компонентов

Легкость разделения компонентов при ректификации определяется величиной коэффициента относительной летучести а, который для идеальных растворов определяется как отношение давления насыщенных паров разделяемых компонентов

$$\alpha = P_1 / P_2 \tag{V,1}$$

Для близкокипящих компонентов давления их насыщенных паров сближаются, что приводит к уменьшению величины 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. главу II) и имеющую $\alpha = 1$, в этом случае применение обычной ректификации не позволяет разделить смесь на индивидуальные компоненты, так как при любом составе исходной смеси, подвергаемой ректификации, в качестве одного из компонентов будет выступать азеотроп.

Таким образом, при достаточно больших 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:

$$E = \frac{y_{D,1} x_{W,2}}{y_{D,2} x_{W,1}}$$
(V,2)

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


Рис. V-1. Зависимость числа теоретических тарелок $N_{\rm T}$ в колоние от величины коэффициента относительной летучести α при бесконечном флегмовом числе.

Рис. V-2. Кривые зависимости давления насыщенных паров от температуры: 1 — бензол; 2 — циклогексан; 3 — смесь циклогексана с анилином [80 % (мол.)]; 4 — то же, для бензола.

уменьшение величины а 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 отвосительной летучести может быть увеличена путем добавления к исходной смеси третьего компонента, 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

$$\alpha = \frac{\gamma_1 P_1}{\gamma_2 P_3} \tag{V.3}$$

где у1 и у2 - 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 ($P_1: P_2 \simeq 1$), величина коэф фициента относительной летучести с может значительно отличаться от единицы.

На рис. V-2 приведены кривые, характеризующие давления насыщенных паров беизола 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, которын хорошо растворяется в анилине. Поэтому в присутствии анилина смесь бензола и циклогсксана разделяется достаточно легко, при этом циклокгесан 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 фурфурала	В присутствии фурфурола			
Изобутан	Изобутан			
Изобутен	<i>н</i> -Бүтан			
1-Бутен	Изобутен			
1.3.Бутадиен	1-Byten			
н-Бутан	<i>транс</i> -2-Бутен			
транс-2-Бутен	<i>цис-2-</i> 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 и 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 аген-

том. Процесс образовання 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 у и относительной летучести а зависят от свойств компонентов, концентрации разделяющего агента и температуры (давления) системы.



Рис. V-3. Зависимости коэффициентов активности и их отношения от состава бинарной смеси:

а — положительные отклонения от закона Рауля; 6 — то же. отрицательные; в — промежуточный случай.

Коэффициенты активности компонентов зависят от концентраций компонентов. В соответствии с уравнением Дюгема — Маргулеса эта зависимость может быть представлена следующим образом:

$$\frac{d\ln\gamma_1}{dx} = -\frac{1-x}{x} \cdot \frac{d\ln\gamma_2}{dx}$$
(V,4)

Из этого уравнения видно, что наклоны кривых $\ln \gamma_1 = f_1(x)$ и $\ln \gamma_2 = f_2(x)$ 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 ln $\gamma = 0$. Могут встретиться и более сложные зависимости ln $\gamma = f(x)$, 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, V-4).

На рис. V-4 приведены кривые равновесия фаз для смеси метилциклогексантолуол при различных концентрациях разделяющего агента — фенола. Составы жидкой и паровой фаз даны для смеси метилциклогексана и толуола без учета



На величины коэффициентов активности и относительной летучести изменение температуры влияет неодинаково. В большинстве слу-





чаев понижение температуры приводит к увеличению коэффициентов активности и относительной летучести.

Если с понижением температуры величина коэффициента относительной летучести смеси уменьшается, 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.

Так, изменение состава бинарной смеси в азеотропной точке можно описать следующими уравнениями:

при изменении температуры

$$\left(\frac{dx}{dT}\right)_{as} = -\frac{1 - x_{a3}}{\left(\frac{\partial \ln \gamma_1}{\partial x}\right)_{T, P}} \cdot \frac{L_1 - L_2}{RT^2} \tag{V.5}$$

при изменении давления

$$\left(\frac{dx}{dP}\right)_{aa} = -\frac{1-x_{aa}}{\left(\frac{\partial \ln \gamma_I}{\partial x}\right)_{T,P}} \cdot \frac{V^{(12)}}{Q^{(12)}} \cdot \frac{L_1 - L_2}{RT}$$
(V.6)

где x_{a3} и x — мольная доля первого компонента в азеотропной смеси и в растворе соответственно; L_1 , L_2 — мольные теплоты испарения компонентов; $V^{(12)}$ и $Q^{(12)}$ — объемный и тепловой эффекты фазового перехода.

При давлениях, достаточно удаленных от критического, величины $V^{(12)}$ и $Q^{(12)}$ имеют одинаковый знак. В этой связи знак производных $(dx/dT)_{a3}$ и $(dx/dP)_{a3}$, обусловливающих влияние температуры и давления на состав бинарного азеотропа, определяется знаками разности мольных теплот испарения $L_1 - L_2$, а также производной ($\partial \ln \gamma_1/\partial x$)_{*T*, *P*}. Известно, что для положительных азеотропов в точке экстремума температуры и давления $(\partial \ln \gamma_1/\partial x)_{T, P} < 0$, а для систем с отрицательным отклонением $(\partial \ln \gamma_1/\partial x)_{T, P} > 0$.

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



Рис. V-5. Схема установки для азеотропной ректификации:

1 — колонна для эзсотропной ректификации; 2 — колонна для регенерации разделяющего агенга; 3, 3' — конденсаторы; 4, 4' — холодильники; 5 — расслаиватель: 6, 6' — кипятильники. Потоки: 1 — исходная смесь; 11 — разделяющий агент; 111 — азеотроп; 1V — высококипящий компонент; V — инзкокипящий компонент.

Рис. V-6. Схема установки для экстрактивной ректификации:

1 — коловна для экстрактивной ректификации: 2 — коловна для выделения разделяющего агента; 3 — конденсаторы; 4 — кипятильники; 5 — насос. Потоки: I — исходная смесь; II — разделяющий агент; III — инэкокипящий компонент; IV — высоко-кипящий компонент.

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 3 и охлаждения в холодильнике 4 поступает в расслаиватель 5, из которого один поток (в основном разделяющий агент) возвращается в колонну 1, а второй (смесь низкокипящих компонентов и разделяющего arenta) направляется в регенерационную колонну 2. Из колонны 2 низкокипящие компоненты отбираются в виде кубового продукта, а разделяющий агент — в виде азеотропа, который после конденсации в конденсаторе 3' и охлаждения в холодильнике 4', направляется в расслаиватель 5.

Таким образом, разделяющий агент рециркулирует через верхине части обеих колони и расслаиватель 5.

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.

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 2, 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 а и ю, образующих азеотропную смесь с минимумом



Рис. V-7. Области концентрации на диаграмме x--- у в случае разделения азеотропной смеси при двух разных давлениях:

а - для смеси с минимумом температуры кипения; б - то же, с максимумом.



Рис. V-8. Принципиальные технологические схемы разделения азеотропной смеси при двух разных давлениях:

а — для смеси с минимумом температуры киления; б то же, с максимумом. *I*, *II* — колонны.

температуры кипения при давлении π_1 (рис. V-7, *a*) и с максимумом температуры кипения при давлении π_2 (рис. V-7, *b*). Из приведенных кривых видно, что состав азеотропной смеси $x_{a_{3_1}}$ при давлении π_1 существенно отличается от состава азеотропной смеси $x_{a_{3_2}}$ при давлении π_2 . При этом вся площадь диаграммы x-yразделяется на две области, в одной из которых может быть выделен компонент w и смесь близкого к азеотропному состава $x_{a_{3_1}}$ при давлении π_1 , а в другой — компонент *a* и смесь близкого к азеотропному состава $x_{a_{3_1}}$ при давлении π_2 .

На рис. V-8 приведены технологические схемы ректификации азеотропной смеси при двух разных давлениях.

Рассмотрим разделение азеотропной смеси с минимумом температуры кипения. Исходная смесь компонентов a и w поступает в ректификационную колонну I, 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_{a3_1} в виде дистилята, который подается в колонну II, работающую под давлением π_2 . В колонне II азеотропная смесь состава x_{a3_1} разделяется на компонент a, выводимый из колонны в виде нижнего продукта, и смесь близкого к азеотропному состава x_{a3_2} , отбираемую из колонны II в виде дистилята. Последний смешивается с исходным сырьем x_F , образуя смесь состава x_{F_1} , которая в конечном итоге служит сырьем колонны I.

При разделении азеотропной смеси с максимумом температуры кипения исходная смесь состава x_F подается в ректификационную колонну *I*, работающую под давлением π_1 . Здесь смесь разделяется на компонент w, выводимый в виде дистиллята, и смесь близкого к азеотропному состава x_{as_1} , отбираемую в виде нижнего продукта. Последний поступает на разделение в колонну *II*, работающую под давлением π_2 , в которой получают компонент *а* в виде верхнего продукта и смесь близкого к азеотропному состава x_{as_2} в виде нижнего продукта. Эту азеотропную смесь смешивают с исходным сырьем, получая смесь состава x_{P_1} , которая и является окончательным сырьем колонны *I*.

Определение параметров процесса ректификации производят методами, изложенными в главе IV.

Глава VI

Абсорбция и десорбция

ФИЗИЧЕСКАЯ СУЩНОСТЬ ПРОЦЕССОВ АБСОРБЦИИ И ДЕСОРБЦИИ

Процесс абсорбции заключается в избирательном поглощении компонентов газовой смеси жидким поглотителем (абсорбентом).

Процесс выделения из абсорбента поглощенных компонентов газовой смеси называется десорбцией.

Газовые смеси могут быть разделены также ректификацией, однако для этого требуется произвести их ожижение, что обычно связано с большими затратами энергии на охлаждение и сжижение газа, или адсорбцией, т. е. путем контактирования газа с твердым поглотителем — адсорбентом. Последний процесс обычно применяют для извлечения компонентов газа, содержащихся в относительно небольших концентрациях (см. гл. VIII).

Применение того или другого способа разделения газовой смеси в промышленных условиях определяется составом газа, содержанием в нем извлекаемых компонентов и их свойствами, энергетическими затратами и т. п. и решается в каждом конкретном случае на основании технико-экономических расчетов.

В промышленности процесс абсорбции применяется для разделения, осушки и очистки углеводородных газов. Из природных и попутных углеводородных газов путем абсорбции извлекают этан, пропан, бутан и компоненты бензина, сероводород, используемый для производства серы; с помощью абсорбции также разделяют газы пиролиза и каталитического крекинга и осуществляют санитарную очистку газов от вредных примесей.

Движущей силой процесса абсорбини является разность парциальных давлений компонента в газовой p_r и в жидкой p_{ix} фазах (рис. VI-1). Если $p_r > p_{ik}$, то компоненты газа переходят в жидкость, т. е. протекает процесс абсорбини. Если $p_r < p_{ix}$, то поглощенные компоненты газа переходят из абсорбента в газовую фазу, т. е. осуществляется процесс десорбини.

Всякий массообменный процесс стремится к состоянию равновесия, поэтому движущую силу процесса абсорбции определяют как разность между парциальным давлением компонента в газовой фазе p_{Γ} и парциальным давлением того же компонента в газовой фазе, находящейся в равновесии с абсорбентом p_{Γ} . Чем больше всличина $p_{\Gamma} - p_{\Gamma}$, тем интенсивнее осуществляется переход компонента из газовой фазы в жидкую. При приближении системы к состоянию

7 Скобло А. И. н др.



Рис. VI-1. Схема переноса компонентов при контакте газа с абсорбентом.

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 абсор-

бции или десорбции может быть выражена также через разность концентраций компонента в газовой и жидкой фазах: $\Delta y = y - y_{\rm P}$ или $\Delta x = x_{\rm P} - x_{\rm c}$

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 процесссами.

ОСНОВНОЕ УРАВНЕНИЕ МАССОПЕРЕДАЧИ ПРИ АБСОРБЦИИ

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, выраженной, например, разностью $p_{\Gamma} - p_{P}$, и коэффициенту пропорциональности K, зависящему от гидродинамического режима процесса и физико-химических свойств системы.

Уравнение массопередачи при абсорбции можно записать в следующем виде:

$$M = K_p F (p_{\Gamma} - p_{P}) = K_y F (y - y_{P}) = K_x F (x_{P} - x)$$
(VI,1)

Коэффициент К 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 м², а движущую силу процесса абсорбции в МПа, то из уравнения (VI, 1) получим единицу измерения K в кг/(м²·МПа·ч). Если движущая сила абсорбции выражена через разность концентраций в газовой или жидкой фазах, величины и единицы измерения коэффициента массопередачи будут различаться, однако будет справедливо соотношение

$$K_p (p_p - p_p) = K_y (y - y_p) = K_x (x_p - x)$$
 (VI.2)

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}



Рис. VI-2. Принципиальная схема абсорбционно-десорбционной установки: 1 — абсорбер; 2 — колодильвик; 3 — подогреватель; 4 — теплосбменвик; 5 — десорбер; 6 — емкость; 7 — кондевсатор. Потоки: 1 — сырой граз; 11 — сухой (тоций) газ; 111 — насощеввый абсорбент; 1V — абсорбент; V — навляененые компоневты; VI несковденсированные газовые компоневты; VII — жидкий продукт.

Рис. VI-3. Схема абсорбционно-отпарной колонны (АОК).

поступает в нижнюю часть абсорбера I, а сверху подается поток свежего (регенерированного) абсорбента L_0 . Непоглощенные компоненты газа G_1 уходят из верха абсорбера, а из его низа выводится поток насыщенного абсорбента L_n , который поступает на регенерацию в десорбер 5. Регенерация осуществляется либо за счет подвода тепла Q_B в нижнюю часть десорбера, либо за счет ввода водяного пара (В. П.). Регенерированный абсорбент возвращается в абсорбер. В случае работы десорбера с подводом тепла его можно рассматривать как отгонную ректификационную колонну.

В промышленной практике нашли применение также следующие варианты проведения процессов абсорбции и десорбции.

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. Схема абсорбционно-отпарной колонны дана на рис. VI-3.

Поток насыщенного абсорбента L_n из абсорбера подается в среднюю часть абсорбционно-отпарной колонны. В нижнюю часть АОК подводится тепло Q_B , обеспечивающее частичную отпарку извлеченных из газа компонентов. Поток частично регенерированного абсорбента L'_0 направляется в десорбер для окончательной регенерации. Чтобы обеспечить извлечение в АОК соответствующих компонентов газа в верхнюю часть АОК вводится свежий (регенерированный) абсорбент L_0 . Таким образом, 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.

Приведенная на рис. VI-2 схема обладает «недостатком возможен унос абсорбента из десорбера вместе с нестабильным бензином. Чтобы избежать этого над десорбером устанавливают небольшую концентрационную ректификационную колонну, работающую, как и обычно, с орошением конденсатом паров ректификата. Схема такого десорбера аналогична схеме АОК с той разницей, что в качестве орошения L_0 подается не абсорбент, а конденсат паров ректификата: такой десорбер работает как обычная ректификационная колонна.

МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС АБСОРБЕРА

Вследствие поглощения определенных компонентов газа при абсорбции потоки абсорбента и газа могут существенно изменяться по высоте аппарата. Аналогичная картина наблюдается и при десорбции. Поэтому обычно различают абсорбцию тощих (сухих) газов, при которой количество извлекаемых компонентов не превышает 10—15% и можно пользоваться усредненными характеристиками потоков, и абсорбцию жирных газов, при которой требуется учитывать изменение характеристик газового и жидкостного потоков по высоте аппарата.

В этой связи при расчетах процесса абсорбции (десорбции) удобно пользоваться приведенными концентрациями, определяя составы как жидкой, так и газовой фаз по отношению к входящим в абсорбер (или десорбер) потокам. С целью упрощения записи уравнений индекс номера компонента опущен.

Тогда для любой *i*-той тарелки аппарата приведенные концентрации будут определяться следующим образом:

$$\mathbf{Y}_{i} = \frac{G}{G_{n+1}} \quad \mathbf{u} \quad \mathbf{X}_{i} = \frac{L}{L_{0}} \tag{V1.3}$$

где G и L — мольные потоки любого компонента на *i*-той тарелке соответственно в газе и абсорбенте.

С обычными концентрациями приведенные свя заны следующим образом:

$$y_{l} = \frac{G}{G_{l}} = \frac{GG_{n+1}}{G_{l}G_{n+1}} = \frac{G_{n+1}}{G_{l}} Y_{l}$$
(VI,4)

$$x_{l} = \frac{L}{L_{l}} = \frac{LL_{0}}{L_{l}L_{0}} = \frac{L_{0}}{L_{l}} X_{l}$$
(VI.5)

Если потоки газа и жидкости мало меняются по высоте аппарата, т. е. $G_{n+1} \approx G_i$ и $L_0 \approx L_i$, то $y_i \approx Y_i$ и $x_i \approx X_i$.

При использовании приведенных концентраций уравнение равновесия также несколько преобразуется. Для *i*-той ступени контакта уравнение равновесия имеет вид

$$y_i = K_i x_i$$

Использовав связь обычных и приведенных концентраций, согласно уравнениям (VI, 4) и (VI, 5), можно записать

$$\frac{G_{n+1}}{G_i} \mathbf{Y}_i = K_i \frac{L_0}{L_i} X_i$$

или

$$\frac{L_i}{K_i G_i} Y_i = \frac{L_0}{G_{n+1}} X_i \tag{V1.6}$$

Входящий в это уравнение комплекс величин

$$\frac{L_i}{K_i G_i} = A_i \tag{VI,7}$$

называется фактором абсорбции, а отношение

$$\frac{L_0}{G_{n+1}} = l \tag{V1,8}$$

удельным расходом абсорбента.

Приняв во внимание вышеизложенное, запишем уравнение равновесия в следующем виде:

$$A_t \mathbf{Y}_t = t \mathbf{X}_t \tag{VI,9}$$

Еще раз подчеркнем, что приведенные уравнения справедливы для любого компонента газовой смеси, однако для упрощения записи уравнений индекс номера компонента опущен.

В приведенных концентрациях уравнение материального баланса абсорбера запишется в следующем виде (см. рис. VI-2):

$$G_{n+1}(Y_{n+1} - Y_1) = L_0(X_n - X_0)$$
 (VI,10)

или

$$Y_{n+1} - Y_1 = I(X_n - X_n)$$
 (VI,11)

Отсюда можно определить удельный расход абсорбента

$$I = \frac{Y_{n+1} - Y_1}{X_n - X_0}$$
(V1,12)

Из уравнения (VI, 12) видно, что удельный расход абсорбента возрастает с увеличением содержания извлекаемых компонентов



Рис. VI-4. Схема потоков в произвольном сечении абсорбера.

в исходном газе Y_{n+1} и в поступающем в аппарат абсорбенте X_0 . Поэтому работа десорбера должна быть организована таким образом, чтобы $X_0 \rightarrow 0$. Это обстоятельство имеет важное значение и для улучшения других показателей процесса абсорбции, о чем речь ниже.

Уравнение (VI, 12) можно несколько преобразовать, заменив концентрации X_0 и X_n их выражениями через концентрации равновесной газовой фазы Y_0 и Y_n :

$$Y_n = \frac{Y_{n+1} - Y_1 + A_0 Y_0}{A_n}$$
(VI.13)

Материальный баланс для произвольной *i*-той тарелки абсорбера можно записать следующим образом (рис. VI-4):

$$L_0 (X_i - X_{i-1}) = G_{n+1} (Y_{i+1} - Y_i)$$

или

$$Y_{l+1} - Y_l = l (X_l - X_{l-1})$$
 (VI,14)

Заменив концентрации X_i и X_{i-1} их выражениями через Y_i и Y_{i-1}, согласно уравнению (VI, 9), после преобразований получим

$$\mathbf{Y}_{t} = \frac{\mathbf{Y}_{t+1} + A_{t-1}\mathbf{Y}_{t-1}}{1 + A_{t}} \tag{V1,15}$$

Это рекуррентное 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 (i = 1).

Для однотарельчатого абсорбера из уравнения (VI, I5) получим:

$$Y_1 = \frac{Y_2 + A_0 Y_0}{1 + A_1}$$
(VI,16)

Из анализа этого выражения 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, 7), фактор абсорбции тем больше, чем больше расход абсорбента L и меньше константа равновесия К. Откуда вытекает, что понижение температуры и повышение давления благоприятствуют процессу абсорбции.

Рассмотренные закономерности будут справедливы и для многотарельчатого аппарата, определяя основные направления выбора оптимальных условий процесса.

В дальнейшем для характеристики процесса абсорбции введем понятия о коэффициенте извлечения компонента ф и эффективности извлечения компонента є.

Под коэффициентом извлечения ф при абсорбции понимают отношение количества поглощенного компонента к его содержанию в исходной газовой смеси. В соответствии с этим определением

$$\Phi = \frac{G_{n+1}Y_{n+1} - G_{n+1}Y_1}{G_{n+1}Y_{n+1}} = \frac{Y_{n+1} - Y_1}{Y_{n+1}}$$
(VI.17)

Очевидно, что при полном извлечении компонента $Y_1 = 0$ и $\phi = 1$. Во всех остальных случаях $\phi < 1$.

Под эффективностью извлечения є при абсорбции понимают отношение количества поглощенного компонента к теоретическому, достигаемому в условиях равновесия между уходящим из абсорбера газом и вводимым абсорбентом. Следовательно

$$\varepsilon = \frac{G_{n+1}Y_{n+1} - G_{n+1}Y_1}{G_{n+1}Y_{n+1} - G_{n+1}Y_0} - \frac{Y_{n+1} - Y_1}{Y_{n+1} - Y_0}$$
(V1.18)

Разделив числитель и знаменатель правой части уравнения (VI, 18) на Y_{n+1}, получим

$$\varepsilon = \frac{\varphi}{1 - \frac{Y_0}{Y_{n+1}}} \tag{V1,19}$$

Отсюда следует, что $\varepsilon > \varphi$, и причем $\varepsilon \to \varphi$ 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 (X₀ → 0) и снижение содержания извлекаемого компонента на выходе из аппарата (Y₁) увеличивают коэффициент извлечения и эффективность при абсорбции.

РАСЧЕТ АБСОРБЦИИ 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:

$$A = \sqrt{A_1 A_n} \tag{V1,20}$$



Рис. VI-5. График для расчета процесса абсорбции (десорбции).

В этом случае уравнение (VI, 15) запишется в следующем виде:

$$Y_{n+1} - Y_1 = A (Y_i - Y_{i-1})$$
 (VI,21)

Варьируя номер тарелки *i* от 1 до *n*, получим следующую систему равенств:

$$\begin{array}{c} Y_{2} - Y_{1} = A (Y_{1} - Y_{0}) \\ Y_{3} - Y_{2} = A (Y_{2} - Y_{1}) \\ Y_{4} - Y_{3} = A (Y_{3} - Y_{2}) \\ \vdots \\ \vdots \\ Y_{n} - Y_{n-1} = A (Y_{n-1} - Y_{n-2}) \\ Y_{n+1} - Y_{n} = A (Y_{n} - Y_{n-1}) \end{array}$$

После соответствующих подстановок и преобразований получим следующее выражение

$$Y_{n+1} - Y_n = A^n (Y_1 - Y_0)$$
 (VI,22)

Использовав уравнение (IV, 13), исключим Y_n из уравнения (VI, 22). Получим следующее уравнение:

$$(A-1)$$
 Y_{n+1} = $(A^{n+1}-1)$ Y₁ - $(A^{n+1}-A)$ Y₀

Это уравнение можно привести к виду уравнения (VI, 18), если в левой части последнего прибавить и отнять $A^{n+1}Y_{n+1}$. После преобразований получим:

$$\varepsilon = \frac{Y_{n+1} - Y_1}{Y_{n+1} - Y_0} = \frac{A^{n+1} - A}{A^{n+1} - 1}$$
(VI,23)

При заданных эффективности извлечения є и абсорбционном факторе А из уравнения (VI, 23) можно определить n — число 200 теоретических тарелок в абсорбере. Выражение (VI, 23) известно в литературе как уравнение Кремсера.

При идеальном отделении абсорбента от извлеченных компонентов, когда Y₀ = 0, получим уравнение для расчета коэффициента извлечения через фактор абсорбции.

Из уравнения (VI, 23) может быть получено следующее уравнение для расчета числа тарелок в абсорбере:

$$n = \frac{\lg \frac{A-g}{1-g}}{\lg A} - 1 \qquad (VI,24)$$

Для компонента, у которого абсорбционный фактор A = 1, из уравнения (VI, 24) после раскрытия неопределенности получим следующее выражение:

$$n = \frac{le1}{1 - e}$$
(VI,25)

Зависимость между эффективностью абсорбции, абсорбционным фактором и числом теоретических тарелок, определяемая уравнением (VI, 23), представлена графически на рис. VI-5. Этот же график, как будет показано далее, может быть использован и для расчета процесса десорбции.

РАСЧЕТ ТАБСОРБЦИИ ЖИРНЫХ ГАЗОВ

При абсорбции жирных газов количество извлекаемых компонентов относительно велико, что обусловливает более значительное изменение потоков и температур по высоте аппарата, приводящее к изменению абсорбционных факторов и степени извлечения компонентов. В этой связи расчет абсорбции жирных газов должен проводиться с учетом изменения основных определяющих течение процесса параметров.

При расчете процесса в качестве исходного используем уравнение (VI, 15). Для однотарельчатого абсорбера (i = 1) получим уравнение (VI, 16). При i = 2 из уравнения (VI, 15) получим следующее выражение:

$$Y_2 = \frac{Y_3 + A_1 Y_1}{1 + A_2}$$

Подставив в это уравнение выражение для Y₁ из уравнения (VI, 15), получим

$$Y_{2} = \frac{(A_{1} + 1)Y_{3} + A_{1}A_{0}Y_{0}}{A_{0}A_{1} + A_{1} + 1}$$
(VI,26)

Для абсорбера с тремя теоретическими тарелками (*i* = 3) из уравнения (VI, 15) получим

$$Y_0 = \frac{Y_4 + A_3 Y_2}{1 + A_3}$$

Заменив в этом уравнении У2 его выражением из уравнения (VI,26), после преобразований получим

$$Y_{3} = \frac{(A_{2}A_{1} + A_{2} + 1)Y_{4} + A_{2}A_{1}A_{0}Y_{0}}{A_{3}A_{2}A_{1} + A_{3}A_{2} + A_{3} + 1}$$
(VI,27)

Продолжив процесс получения аналогичных уравнений при дальнейшем варьировании числа тарелок в абсорбере, получим следующее уравнение для *n*-тарельчатого абсорбера:

$$Y_{n} = \frac{(A_{n-1}A_{n-2}\cdots A_{1} + A_{n-1}A_{n-2}\cdots A_{2} + \cdots + A_{n-1} + 1)Y_{n+1} + (A_{n-1}A_{n-2}\cdots A_{1}A_{n})Y_{0}}{A_{n}A_{n-1}\cdots A_{1} + A_{n}A_{n-1}\cdots A_{2} + \cdots + A_{n} + 1}$$
(VI.28)

Чтобы исключить из уравнения (V1, 28) концентрацию газа, покидающего *n*-ю тарелку абсорбера, используем уравнение (VI,13) общего материального баланса, получим

$$\frac{Y_{n+1} - Y_1 + A_0 Y_0}{A_n} = \frac{(A_{n-1}A_{n-2} \cdots A_1 + A_{n-1}A_{n-2} \cdots A_2 + \cdots + A_{n-1} + 1) Y_{n+1} + (A_{n-1}A_{n-2} \cdots A_1A_0) Y_0}{A_n \cdots A_2 A_1 + A_n \cdots A_2 + \cdots + A_n + 1}$$
(V1,29)

откуда получим следующее выражение для коэффициента извлечения ф:

$$\varphi = \frac{Y_{n+1} - Y_1}{Y_{n+1}} = \frac{A_n A_{n-1} \cdots A_1 + A_n A_{n-1} \cdots A_2 + \cdots + A_n}{A_n A_{n-1} \cdots A_1 + A_n A_{n-1} \cdots A_2 + \cdots + A_n + 1} - \frac{A_0 Y_0}{Y_{n+1}'} \frac{A_n A_{n-1} \cdots A_2 + A_n A_{n-1} \cdots A_3 + \cdots + A_n + 1}{A_n A_{n-1} \cdots A_1 + A_n A_{n-1} \cdots A_2 + \cdots + A_n + 1}$$
(VI.30)

Второй член в правой части уравнения (VI, 30) отражает влияние качества подготовки абсорбента на величину коэффициента извлечения. При $Y_0 = 0$, т. е. в случае отсутствия в абсорбенте извлекаемых компонентов, получаем максимальный коэффициент извлечения ϕ , который при $Y_1 \rightarrow 0$ стремится к единице.

При $A_i = A$ из уравнения (VI, 30) можно получить уравнение (VI, 23).

Для использования уравнения (VI, 30) необходимо, чтобы были известны факторы абсорбции A_i на каждой тарелке абсорбера, однако для этого надо знать потоки газа и абсорбента, а также температуры в соответствующих сечениях аппарата. В свою очередь эти данные могут быть получены только в результате расчета процесса абсорбции. На основе анализа имевшихся в литературе данных по исследованию процесса абсорбции Хортон и Франклин предложили принимать постоянную долю поглощения на всех тарелках абсорбера, а изменение температуры по

высоте аппарата пропорциональным сокращению массы газового потока. Эти допущения сводятся к следующим уравнениям:

$$\left(\frac{G_1}{G_{n+1}}\right)^{\frac{1}{n}} = \frac{G_i}{G_{i+1}} \tag{VI,31}$$

$$\frac{t_n - t_i}{t_n - t_0} = \frac{G_{n+1} - G_{i+1}}{G_{n+1} - G_i}$$
(V1.32)

где t_n и t_0 — температуры абсорбента на выходе и входе в абсорбер.

Эти уравнения, имеющие приближенный характер, позволяют рассчитать потоки газа и жидкости, а также константы равновесия при соответствующих температурах и давлении в аппарате, на основании которых определяют факторы абсорбции A, на каждой тарелке абсорбера и для каждого компонента газовой смеси. Это позволяет рассчитать состав газа на выходе из аппарата и общее извлечение соответствующих компонентов и массы газа.

Для предварительных расчетов можно пользоваться уравнением (VI, 23), в котором среднюю величину фактора абсорбции определяют из следующего выражения:

$$A = V \overline{A_n (A_1 + 1) + 0.25} - 0.5$$
 (VI.33)

При расчете процесса абсорбции обычно задаются коэффициентом извлечения этана или пропана, а затем определяют другие параметры процесса и извлечение остальных компонентов газовой смеси.

ГРАФИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ ЧИСЛА ТЕОРЕТИЧЕСКИХ ТАРЕЛОК В Абсорбере

Материальный баланс для нижней части абсорбера (см. рис. VI-4) запишется следующим образом:

$$G_{n+1}Y_i + L_0X_0 = G_{n+1}Y_{n+1} + L_0X_{i-1}$$

или

$$Y_{i} = \frac{L_{0}}{G_{n+1}} X_{i-1} + \left(Y_{n+1} - \frac{L_{0}}{G_{n+1}} X_{n}\right) = lX_{i-1} + (Y_{n+1} - lX_{n}) \quad (V1, 34)$$

Уравнение (VI, 34) связывает концентрации газа и абсорбента в любом сеченин абсорбера и называется уравнением его рабочей линии. В системе координат X—Y уравнению (VI, 34) соответствует прямая, проходящая через точки с координатами $A(X_0, Y_1)$ и $B(X_n, Y_{n+1})$ (рис. VI-6). 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 i = 1 из уравнения рабочей линии получим уравнение (VI, 11) общего материального баланса абсорбера.

И



Рис. VI-6. Графический расчет инсла теоретических тарелок в абсорбере:

АВ — рабочая линия; ОС — равновесная кривая.

Как следует из общей теории массообменных процессов, абсорбция может осуществляться в том случае, если рабочая концентрация компонента в газовой фазе больше равновесной. Поэтому

на днаграмме X—Y рабочая линия должна располагаться выше равновесной кривой (см. рис. VI-6).

При заданном расходе абсорбента число теоретических тарелок в абсорбере определяется путем построения ступенчатой линии между кривой равновесия и рабочей линией.

Рассмотрим последовательность такого построепия.

Входящий в абсорбер поток газа G_{n+1} состава Y_{n+1} встречается в нижнем сечении с потоком насыщенного абсорбента L_n , состав которого разен 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 *I* на равновесной кривой. Проведя из точки *I* горизонталь до пересечения в точке 2 с рабочей линисй, 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, необходимых для заданного извлечения компонента. В рассмотренном примере n = 5.

Нетрудно видеть, что увеличение расхода абсорбента приводит к росту угла наклона рабочей линин и уменьшению числа тарелок в абсорбере. При уменьшении удельного расхода абсорбента и неизменном составе уходящего из абсорбера газа Y_1 рабочая линия поворачивается вокруг точки A, что связано с увеличением числа тарелок в абсорбере. 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 $(n \rightarrow \infty)$, а соответствующий расход абсорбента будет минимальным.

При повышении давления в абсорбере кривая равновесия фаз становится более пологой, что позволяет обеспечить заданное извлечение 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 и конструкцию 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. Поскольку теплоемкость газа мала по сравнению с теплоемкостью абсорбента, изменением температуры газа в пределах абсорбера можно пренебречь и считать, что все выделившееся при абсорбции тепло пошло на увеличение температуры абсорбента. При расчете абсорбера такое допущение дает некоторый запас.

Общее количество тепла, выделяющееся при абсорбции, равно

$$Q_{A} = G_{n+1} \sum (Y_{n+1} - Y_{1}) q_{A} = L_{0} \sum (X_{n} - X_{0}) q_{A} \qquad (V1,35)$$

Выделяющееся в процессе абсорбции тепло Q_A повышает температуру абсорбента, что приводит к ухудшению поглощения компонентов газовой смеси.

Если выделенное при абсорбции тепло специально не отводить, то без учета нагревания газа и теплопотерь в окружающую среду температура абсорбента на выходе из аппарата будет равна

$$t_n = t_0 + \frac{Q_A}{LC}$$
 (V1.36)

где C — средняя теплоемкость абсорбента в интервале температур от t_0 до t'_n ; L — средний расход абсорбента в абсорбере.

Средняя температура в абсорбере может быть определена как средняя арифметическая

$$t_{\rm co} = \frac{t_0 + t'_n}{2}$$
 (VI,37)

Изменение температуры по высоте абсорбера показано на рис. VI-7.

Рис. VI-7. Схема с промежуточным отводом телла при абсорбции и изменение температуры по высоте абсорбера.



В случае абсорбции жирных газов, когда поглощается значительная масса газа, тепло, выделенное при абсорбции, окажется большим и приведет к недопустимому повышению температуры, что приведет к необходимости увеличить расход абсорбента или число тарелок в абсорбере. Чтобы избежать этого, в одном-двух сечениях аппарата производят промежуточный отвод тепла Q, обеспечивая необходимую температуру t_n на выходе из абсорбера. При промежуточном отводе тепла (рис. VI-7) температура абсорбента на выходе из абсорбера будет равна

$$t_n = t_0 + \frac{Q_A - Q}{LC}$$
(VI,38)

Применение промежуточного охлаждения обеспечивает более равномерное распределение температур по высоте аппарата и более благоприятные условия протекания процесса абсорбции.

РАСЧЕТ ПРОЦЕССА ДЕСОРБЦИИ

Поглощенные при абсорбции компоненты газовой смеси должны быть выделены из абсорбента путем десорбции. С этой целью в десорбер (см. рис. VI-2) вводят водяной пар, позволяющий снизить парциальное давление углеводородов в газовой фазе, или подводят тепло в низ десорбера, чтобы повысить температуру и парциальное давление углеводородов в жидкой фазе. В последнем случае десорбер можно рассчитывать как отгонную часть ректификационной колонны.

Чтобы компонент мог перейти из жидкой фазы в газовую, его парциальное давление в жидкости должно быть выше равновесного. Соответственно и концентрация компонента в жидкой фазе будет выше равновесной.

Для расчета многокомпонентной десорбции используют уравнения, аналогичные тем, которые получены для абсорбции, при замене фактора абсорбции

 $A_i = \frac{L_i}{G_i K_i}$

на фактор десорбции

$$S_i = \frac{G_i K_i}{L_i} = \frac{1}{A_i} \tag{VI,39}$$

Нетрудно установить (см. рис. VI-2), что в этом случае основные расчетные уравнения для абсорбции, включая график, приведенный на рис. VI-5, могут быть использованы и для расчета десорбции.

Так, в случае обработки сухого газа эффективность десорбции равна

$$\epsilon' = \frac{X_{m+1} - X_1}{X_{m+1} - X_0} = \frac{S^{m+1} - S}{S^{m+1} - 1}$$
(VI,40)

а коэффициент извлечения при десорбции есть

$$p' = \varepsilon' \left(1 - \frac{X_0}{X_{m+1}} \right) = \frac{S^{m+1} - S}{S^{m+1} - 1} \left(1 - \frac{X_0}{X_{m+1}} \right)$$
(VI,41)

Усредненный фактор десорбции S может быть определен из выражения

$$S = \sqrt[4]{S_m S_1} \tag{VI,42}$$

График, отвечающий уравнению (VI, 40), приведен на рис. VI-5; вместо А следует подставлять S, а вместо є использовать є'.

В вышеприведенных уравнениях для расчета десорбции X_0 отвечает концентрации извлекаемого при десорбции компонента в отпаривающем агенте, находящемся в состоянии равновесия. В случае применения водяного пара $X_0 = 0$ и $\varepsilon' = \varphi'$.

При заданных давлении, температуре и расходе отпаривающего агента из уравнения (VI, 40) можно определить число теоретических тарелок в десорбере:

$$m = \frac{\lg \frac{S - \varepsilon'}{1 - \varepsilon'}}{\lg S} - 1 \qquad (VI, 43)$$

Для компонента, имеющего S = 1, после раскрытия неопределенности получим

$$m = \frac{\varepsilon'}{1 - \varepsilon'}$$
(VI,44)

При расчете задаются извлечением какого-нибудь компонента, обычно *н*-пентана, остальные параметры процесса десорбции определяют расчетом. Имея величину φ_{C_s} и задавшись числом теоретических тарелок в десорбере *m*, находят фактор десорбции для нормального пентана S_{C_s} по уравнению (VI, 40) или по графику (см. рис. VI-5); затем определяют удельный расход отпаривающего агента

$$g = \frac{G_0}{L_{m+1}} = \frac{S_{C_3}}{K_{C_s}}$$
(VI.45)

Константу равновесия н-пентана Кс, определяют при средних температуре и давлении в десорбере.

Факторы десорбции остальных компонентов определяют из уравнения (VI, 39) при удельном расходе отпаривающего агента согласно уравнению (VI, 45):

$$S = \frac{G_0 K}{L_{m+1}}$$

На основании выполненных расчетов составляют материальный покомпонентный баланс десорбера.

В случае переработки жирных газов факторы десорбции S_i будут меняться при переходе от тарелки к тарелке. Поэтому в общем случае коэффициент извлечения каждого компонента ϕ' может быть определен по следующему уравнению:

$$\mathbf{p}' = \frac{X_{m+1} - X_1}{X_{m+1}} = \frac{S_m S_{m-1} \cdots S_1 + S_m S_{m-1} \cdots S_2 + \dots + S_m}{S_m S_{m-1} \cdots S_1 + S_m S_{m-1} \cdots S_2 + \dots + S_m + 1} - \frac{G_0 Y_0}{L_{m+1} X_{m+1}} \cdot \frac{S_m S_{m-1} \cdots S_2 + S_m S_{m-1} \cdots S_3 + \dots + S_m + 1}{S_m S_{m-1} \cdots S_1 + S_m S_{m-1} \cdots S_2 + \dots + S_m + 1} \quad (VI, 46)$$

где X₁ — 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 У₀ = 0.1

В первом приближении для расчета десорбции жирных газов можно использовать также уравнение (VI, 40), приняв следующую величину усредненного фактора десорбции S:

$$S = \sqrt{S_m (S_1 + 1) + 0.25} - 0.5$$
 (VI.47)

ГРАФИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ ЧИСЛА ТЕОРЕТИЧЕСКИХ ТАРЕЛОК В ДЕСОРБЕРЕ

Материальный баланс для верхней части десорбера, расположенной выше тарелки с номером i-1 (рис. VI-8), запишется в следующем виде:

$$G_0 (Y_m - Y_{i-1}) = L_{m+1} (X_{m+1} - X_i)$$

С учетом соотношения (VI, 45) получим

$$Y_{l-1} = \frac{1}{g} X_l + \left(Y_m - \frac{1}{g} X_{m+1}\right)$$
 (VI,48)

Уравнение (VI, 48) 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-9), тангенс угла наклона которой к оси абсцисс равен 1/g.

При увеличении расхода десорбирующего агента рабочая линия (прямая AB₁) удаляется от равновесной кривой.



Из уравнения (VI, 48) при *i* = 1 получаем уравнение материального баланса десорбера:

$$g(Y_m - Y_0) = X_{m+1} - X_1$$
 (VI,49)

откуда удельный расход отпаривающего агента будет равен]

$$g = \frac{X_{m+1} - X_1}{Y_m - Y_2}$$
(VI,50)

Чем меньше остаточное содержание компонента в отпаренном абсорбенте X₁, тем больше удельный расход отпаривающего агента. Аналогичным образом на расход

Рис. VI-8. Схема потоков в произвольном сечении верхней части десорбера.



Рис. VI-9. Графический расчет числа теоретических тарелок в десорбере: AB – рабочая ликия; ОС – кривая равновесия фаз.

отпаривающего агента влияет присутствие в нем извлекаемых компонентов ($Y_0 \neq 0$).

Графический расчет числа теоретических тарелок в десорбере производится путем построения ступенчатой линии между равновесной кривой и рабочей линией (рис. VI-9). Точка B, находящаяся на рабочей линии, определяет состав газа на выходе из десорбера Y_m . Этот состав газа определяет концентрацию жидкости X_m (абсцисса точки I), стекающей с верхней тарелки десорбера. При пересечении с рабочей линией в точке 2 абсцисса X_m дает состав газа Y_{m-1} , поднима-кощется с инжележащей 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 десорбера. На практике минимальное значение X_1 отвечает условиям равновесия на нижней тарелкие десорбера, а при подводе тепла в низ десорбера — условиям равновесия в кипятильнике.

Увеличение расхода десорбирующего агента приводит к уменьшению тангенса угла наклона рабочей линин (прямая AB_1) и числа теоретических тарелок в аппарате. При уменьшении удельного расхода отпаривающего агента рабочая линия перемещается ближе к линин 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 и конструкцию десорбера.

ТЕПЛОВОЙ БАЛАНС ДЕСОРБЕРА

Как было выявлено ранее, повышение температуры благоприятствует протеканию процесса десорбции. Тепло в десорбер подводят в низ десорбера в количестве Q_B , с потоком водяного пара G_0 и с потоком насыщенного абсорбента, нагреваемого в теплообменнике 3 (см. рис. VI-2) до температуры t_F . 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 запишется в следующем виде:

$$Q_B + G_0 H_{t_0} + L_{m+1} h_F = G_0 H_{t_m} + G_m H_{t_m} + L_0 h_{t_W}$$
(VI,51)

Отсюда, например, можно определить количество подводимого в кипятильнике тепла:

$$Q_B = G_m H_{t_m} - G_0 (H_{t_0} - H_{t_m}) + L_0 h_{t_W} - L_{m+1} h_F$$
(VI,52)

В десорбер насыценный 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).

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 й 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 при абсорбции благоприятно сказывается на процессе, оно приводит к увеличению растворимости газа в абсорбенте, что позволяет снизить удельный расход абсорбента и уменьшить число тарелок в абсорбере. Однако в случае необходимости предварительного сжатия газа для повышения давления возрастает расход энергии, что часто лимитирует величину выбранного давления в аппарате. Кроме того, изготовление аппаратов для давлений 6 МПа и выше днаметром около 3 м ограничивается возможностями машиностроительной промышленности.

Понижение температуры процесса абсорбции желательно, так как при этом также снижается удельный расход абсорбента или уменьшается необходимое число тарелок.

В промышленных условиях температура абсорбции зависит главным образом от применяемого охлаждающего агента. В современных установках, обеспечивающих извлечение практически всех компонентов газа, включая этан, экономически оправдано ведение процесса абсорбции при пониженных температурах с использованием специальных хладоагентов: испаряющихся аммнака, 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 абсорбционной установки, поскольку абсорбер может работать либо при меньшем давлении, либо с пониженным расходом абсорбента.

Необходимое число тарелок в абсорбере и удельный расход абсорбента взаимосвязаны. Увеличивая расход абсорбента, можно уменьшить число тарелок в абсорбере 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 на установке абсорбента. Кроме того, увеличиваются также капитальные затраты на подогреватели и холодильники.

Оптимальные рабочие условия для (абсорбера устанавливают в результате технико-экономических расчетов. 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 зависят от температуры процесса десорбции, числа тарелок, расхода десорбирующего агента и давления в аппарате.

Повышение температуры при десорбции позволяет сократить расход десорбирующего агента, уменьшить число тарелок в десорбере и осуществить десорбцию при более высоком давлении. Однако с повышением температуры возрастает расход тепла на нагрев абсорбента и хладоагента и на его охлаждение перед подачей в абсорбер, увеличиваются также размеры нагревателей, теплообменников и холодильников.

Оптимальный вариант работы десорбера определяется на основе сопоставительных технико-экономических расчетов.

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.

Из приведенного анализа следует, что при выборе оптимальных рабочих параметров процессов абсорбции десорбции необходимо учитывать влияние всех основных факторов, базируясь на сопоставлении технико-экономических показателей нескольких вариантов. 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 аппараты колонного типа. Аппараты этого типа могут быть классифицированы в зависимости от рабочего давления, технологического назначения, 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, давление в верхней части которых незначительно превышает атмосферное и определяется сопротивлением коммуникаций и аппаратуры, расположенной после колонны на потоке паров ректификата. Давление в нижней части такой колонны зависит в основном от сопротивления внутренних устройств и может значительно превышать атмосферное (например, колонна для разделения смеси этилбензола и ксилолов).

В вакуумных колоннах давление ниже атмосферного (создано разрежение), это необходимо, чтобы снизить рабочую температуру процесса и избежать разложения продукта (разделение мазута, производство стирола, синтетических жирных кислот и др.). Величина остаточного давления в таких колоннах 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.). Технологическое назначение колонны определяет как рабочие параметры процесса, так и особенности работы контактных устройств (паровые или газовые и жидкостные нагрузки, возможность отложения твердых осадков и т. п.), а также конструктивного оформления основных узлов колонн. В этой связи различают колонны атмосферных



Рис. VII-1. Схемы основных типов колонных аппаратов:

а — насадочный; б — тарельчатый; в — пленочный; І — стенка корпуса; 2 — распределитель; 3 — ограничительная решетка; 4 — насадка; 5 — опорная решетка; 6 — тарелка; 7 — переточное устройство; 8 — жидкостная пленка; п — пар; ж — жидкость.

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 устройств для контактирования пара (газа) и жидкости различают насадочные, тарельчатые и пленочные колонные аппараты.

На рис. VII-1 даны принципиальные схемы колонных аппаратов основных типов. Области применения различных контактных устройств, а также их разнообразных конструктивных модификаций определяются свойствами разделяемых смесей, применяемым рабочим давлением, нагрузками по пару (газу) и жидкости и т. п.

В насадочных колоннах контакт между газом (паром) и жидкостью осуществляется на поверхности специальных насадочных тел, а также в свободном пространстве между ними.

В тарельчатых аппаратах контакт между фазами происходит при прохождении пара (газа) сквозь слой жидкости, находящейся на контактном устройстве.

В пленочной колонне фазы контактируют на поверхности тонкой пленки жидкости, стекающей по вертикальной или наклонной поверхности.

В нефте- и газопереработке 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.

насадочные колонны

До недавнего времени насадочные колонны применялись в основном для малотоннажных производств, где они имели безусловные преимущества перед тарельчатыми колоннами. Благодаря созданию в последние годы новых типов насадок (кольца Палля, из просечного металла, из сеток, применение специальных способов укладки насадочных тел и т. п.) создались перспективы применения некоторых типов насадок для многотоннажных производств (вакуумная ректификация мазута, газоразделение и др.). Особенно перспективным представляется применение насадок для вакуумных процессов, так как тарельчатые устройства в этих условиях не всегда могут обеспечить низкое гидравлическое сопротивление при достаточно эффективном контакте взаимодействующих фаз.

Основные типы насадок. В качестве насадок используют твердые тела различной формы, изготовленные из металла, керамики, пластмасс и т. п., которые загружают в корпус колонны внавал или укладывают определенным образом. В результате образуется сложная пространственная структура с развитой ^споверхностью, благодаря чему обеспечивается значительная поверхность контакта фаз.

В настоящее время созданы многочисленные конструктивные модификации насадок, некоторые типы которых приведены на рис. VII-2.

Среди насадок, засыпаемых внавал, широкое распространение получили кольца Рашига из различных материалов, обеспечивающие универсальность практического использования. Эти кольца имеют одинаковые диаметр и высоту, но различную толщину стенки. По сравнению с другими насадками кольца Рашига обладают относительно невысокой производительностью и сравнительно высоким сопротивлением. Созданные в последние годы различные модификации колец (с крестообразной перегородкой, Палля и др.) позволили получить лучшие показатели по производительности, эффективности и сопротивлению, чем у колец_ Рашига. Для вакуумных процессов были созданы насадки с низким гидравлическим сопротивлением, это различные варианты регулярной укладки насадочных тел, блочные насадки, насадки, представляющие собой сетки из просечно-вытяжного листа и т. п.

На рис. VII-З приведены различные варианты регулярной укладки колец.

В табл. VII-1 даны характеристики некоторых «насадок, загружаемых внавал, а в табл. VII-2 — сравнительные рабочие характеристики насадок различных типов.







Рис. VII-2. Схемы насадов

Кольца: 1 — керамические Лессинга; 2 — с крестообразными перегородками; 3 — Ворад с двойной сеткой. Седла: 7 — Берля; 8 — Инталлокс. Сетчатые насадки: 9 — Мал сетка для насодки Зульцер и схема движения потоков пара и жидкости в насадке; Основными конструктивными характеристиками насадок являются удельная поверхность и свободный объем.

Удельная поверхность насадки f — это суммарная поверхность всех насадочных тел в единице занимаемого насадкой объема аппарата. Удельную поверхность обычно измеряют в м²/м³. Чем больше удельная поверхность насадки, тем выше ее эффективность, но ниже производительность и больше гидравлическое сопротивление.

Под свободным объемом насадки є понимают суммарный объем пустот между насадочными телами в единице объема, занимаемого насадкой. Свободный объем измеряют в м³/м³. Чем больше свободный объем насадки, тем выше ее производительность и меньше гидравлическое сопротивление, однако при этом снижается и эффективность работы насадки.

С увеличением размеров насадочных тел увеличивается производительность и снижается гидравлическое сопротивление, но одновременно уменьшается эффективность.

Насадку укладывают на опорно-распределительные решетки или плиты, некоторые конструкции которых приведены на рис. VII-4. Свободное сечение этих устройств должно быть по возможности больше и приближаться по величине к свободному объему насадки, а размеры отверстий должны быть максимальными, исключающими проваливание насадочных тел. Применение различных сеток и перфорированных плит с мелкими отверстиями в качестве опорной конструкции под насадку должно быть исключено, так как подобные устройства приводят к преждевременному захлебыванию колонны.



16

различных типов:

керамические Палля; 4 — металлические Лессинга; 5 — металлические Палля; 6 тифил; 10 — сетка для васадок Малтифил и др.; 11 — Спрейнак; 12 — Зульцер; 13 — 14 — Гудлоу; 15 — Стедмана; 16 — пакетная; 17 — складчатый кубик.

ТАБЛИЦА VII.I

Характеристика насадки, загружаемой внавал

Название насадки и материал	Размеры (диаметр, вы- сота, толщина стенки), мм	Цисло элементов в м ³	Удельная поверх- ность, м ² /м ⁶	Свобод- ный объем, м ³ /м ³	Объем- кая масса, кг/м ^а
Кольца Рашига керамические	15×15×2 25×25×3 35×35×4 50×50×5	192 000 48 000 14 300 6 000	330 200 140 90	0,76 0,74 0,78 0,78	590 530 590 530
Кольца Рашига стальные	10×10×0,5 15×15×0,5 25×25×0,8 50×50×1,0	910 000 192 000 48 000 6 000	500 350 220 110	0,88 0,92 0,92 0,95	960 660 640 430
Кольца Палля ке- рамические	$25 \times 25 \times 3$ $35 \times 35 \times 4$ $50 \times 50 \times 5$	48 000 14 300 6 000	220 165 120	0,74 0,76 0,78	610 540 520
Кольца Палля стальные	15×15×0,4 25×25×0,6 50×50×1,0	192 000 48 000 6 000	380 170 108	0,9 0,9 0,9	525 455 415
Седла Берля ке- рамические	20×2,0 25×2,5 35×4,5 50×6	190 000 79 000 22 000 8 800	310 250 155 115	0,69 0,70 0,75 0,77	800 720 610 640
Седла Инталлокс керамические	20×2,0 25×2,5 35×4,5 50×6,0	210 000 84 000 22 700 8 800	300 -250 165 110	0,73 0,75 0,74 0,75	640 610 670 610
Сетчатый склад- чатый кубик	15×15×15 25×25×25 35×35×35	300 000 64 000 23 000	950 560 390	0,93 0,94 0,95	800 790 780

ТАБЛИЦА VII.2

Сравнительные рабочие характеристики насадок относительно колец Рашига

Тип насадки	Произно- дительность	Эффек- тивность	Сопротивле- ние одной Т. Т.*
Кольца Рашига $d = 25$ мм Кольца Палля $d = 25$ мм Седла Берля Седла Инталлокс Кольца Борад $d = 12,7$ мм Спреипак (из просеченного листа) Стедмана (сетчатая) Гудлоу Гиперфил Зульцер (косорифленая сетка) Сетчатый складчатый кубик	1 1,4—1,5 1,08—1,25 1,2—1,4 1 3—3,5 1,1—1,3 1,15—1,20 1,0—0,9 Около 2 Около 2	$\begin{array}{c}1\\1-1,25\\1,11\\1,3\\2,5-2,6\\0,42\\5-6\\3,5\\2\\2,5\\1,5\end{array}$	$\begin{array}{c}1\\0,7-0,75\\0,6-0,7\\0,45-0,5\\0,3\\0,3-1\\1-1,17\\0,13\\0,25-0,45\\0,25-0,45\\0,5\end{array}$



Рис. VII-3. Способы регулярной укладки колец в контактных аппаратах: а — шахматный порядок со сдангом на полднаметра кольца; б — то же, со сденгом на днаметр кольца; и — то же, со сденгом на толщину стенки, кольца и изменением направлении сденга по зигзагообразкой спирали.







Рис. VII-4. Виды опорнораспределительных плит для насадочных колони:

а — колпачкового типа; б волнистая из просечного листа; в — сетчатого типа.

Чтобы исключить перемещение элементов насадки при работе колонны, насадку закрепляют сверху колосниковыми решетками с большим свободным сечением.

Загрузку насадок внавал осуществляют одним из способов, приведенных на рис. VII-5, из которых наилучшее качество распределения жидкости по сечению колонны обеспечивает вариант, показанный на рис. VII-5, в.

Чтобы уменьшить растекание жидкости к стенкам колонны, насадку делят по высоте на отдельные секции высотой от 1,5 до



Рис. VII-5. Схемы способов засыпки насадки в колонну: 1 — слой, засыпанный по центру колонны; 2 — слой, засыпавный от стенок колонны; 3 — дополнительная засыпка до горизовтального уровня.
З м, между которыми устанавливают распределительные устройства различных конструкций (рис. VII-6).

Колонны диаметром до 150 мм, заполненные насадкой внавал, могут орошаться из единичного источника. Для колонн большего диаметра применяются оросители с большим числом источников орошения: для неупорядоченных насадок 15—30 на 1 м² сечения колонны, для упорядоченных 35—50.

Эффективность работы насадки в значительной степени зависит от смачиваемости поверхности элементов насадки жидкостью. Чтобы улучшить смачиваемость элементов насадки и повысить ее эффективность, их подвергают специальной обработке.

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 этого взаимодействия, проявляющийся в различных гидродинамических режимах; наиболее четко эти режимы выявляются на кривых зависимости сопротивления насадки от нагрузок по пару (газу) и жидкости, построенных в логарифмических координатах (рис. VII-7).

При малых нагрузках взаимодействие между фазами незначительно, жидкость смачивает поверхность насадочных элементов, сопротивление насадки 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 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 сопротивления 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_o рассматривают как сумму двух составляющих: статической задержки H_c и динамической $H_{\rm R}$. Статическая составляющая H_e определяет объем жидкости, удерживаемый насадкой за счет капиллярных сил, и не зависит от гидродинамических условий. Динамическая составляющая задержки $H_{\rm д}$ 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

$$W = (0.75 - 0.85) W_{\rm PAXII}$$
(VII.1)

Насадка занимает часть объема колонны, поэтому скорость движения пара (газа) в каналах, образующихся между элементами насадки, выше, чем скорость, отнесенная к свободному сечению



Рис. VII-6. Схемы распределительны;

1 — гладкая перфорированная плита; 2 — перфорированная плита с кольцевым перел парожидкостными натрубками: " — плита с удлиненными патрубками: 5 — плита с удл ненными патрубками для одновременного перелипа жидкости и отвода пара; 7 — плита 8 — перфорированный распределитель со стерживами, не доходящими до насадки; 9 тель с зубчатыми краями для колони диаметром до 300 мм; 11 — перераспределител аппарата. Так, если є — доля свободного объема насадки (в м³/м³), то скорость движения пара в сухой насадке

$$W_0 = W/\varepsilon \tag{VII,2}$$

Действительная скорость пара при работе колонны будет выше скорости W_0 , так как часть свободного объема насадки занята стекающей по ней жидкостью.



устройств для насадочных колони:

вом для питающей жидкости в паропроводящимы патрубками; 3 — плита с короткими неннымп патрубками для жид«ости и паропроводящими патрубками; 6 — плита с удлидля малого расхода жидкости с отверстиями и двумя высотами сливных патрубков; перфорарованцый распределитель со стержиями, утопленными в пасадку; 10 — оросижидкости барботажного типа; 12 — перераслределитель жидкости п пара.



Рис. VII-7. Характер зависимости сопротивления Ар и удерживающей способности H_o насадки от скорости пара в колоние W:

I — линия точек захлебывання; II — кривая точек подвисания; III — линия для смоченной насадки (малый расход жидкости); IV — линия для сухой мосацки; L — изгрузка по жидкости, $L_1 < L_1 < L_0 < L_4 < L_5 < L_0$.

Для расчета скорости захлебывания имеются различные уравнения, в том числе следующего вида:

$$\lg \left(\frac{\mathcal{W}_{sax,nf}^2}{g\varepsilon^3} \cdot \frac{\rho_{\Pi}}{\rho_{\pi}} \mu_{\pi}^{0,16} \right) =$$
$$= A - 1,75 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{\Pi}}{\rho_{\pi}} \right)^{0,125} \quad (VII,3)$$

где μ_{π} — вязкость жидкости, мПа·с; g — ускорение свободного падения, м/с².

Величина коэффициента А определяется экспериментально и зависит от размеров и типа элементов насадки:

Кольца Рапига, засыпанные внавал	
абсорбция	0,022
ректификация	-0,125
пальный зигзаг»	
для атмосферного давления	-0,141
для вакуума	1,054

Определив скорость захлебывания, по уравнению (VII, 1) находят рабочую скорость пара и затем по величине заданной паровой нагрузки G определяют диаметр колонны D_{μ} .

Сопротивление насадочных колонн. Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки Δp обычно представляют в виде суммы двух составляющих: сопротивления сухой насадки Δp_c и сопротивления, обусловленного взаимодействием потоков пара и жидкости $\Delta p_{n-ж}$, т. е.

$$\Delta p = \Delta p_{\rm c} + \Delta p_{\rm II-3R} = \Delta p_{\rm c} \left(1 + \frac{\Delta p_{\rm II-3R}}{\Delta p_{\rm c}} \right) = A_{\rm I} \Delta p_{\rm c} \qquad (\rm VII,4)$$

Коэффициент A₁ показывает, во сколько раз сопротивление орошаемой насадки больше, чем для сухой.

Между элементами насадки 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

Рис. VII-8. График для определения коэффициента С в уравнении (VII, 14)

насадочного слоя Н, а в качестве диаметра канала используют эквивалентный диаметр каналов насадки d.:

$$\Delta p_{\rm c} = \lambda \, \frac{H}{d_2} \cdot \frac{\rho_{\rm H}}{2} \, \left(\frac{W}{\epsilon}\right)^2 \quad (\text{VII},5) \quad \theta \quad 0.1 \quad 0.2 \quad 0.3 \quad 0.4 \quad 0.5 \quad 0.6 \quad 0.7 \quad 0.8 \quad W/W_{3 \text{d} \times \pi}$$

Эквивалентный диаметр каналов насадки d, определяют по уравнению

$$d_{\rm a} = 4 \varepsilon / f \qquad (\rm VII,6)$$

Коэффициент гидравлического сопротивления λ является функцией критерия Рейнольдса для пара Re и зависит от режима движения пара (газа).

Для насадок, засыпанных внавал, λ определяется из следующих уравнений:

при Re
$$\leq 40$$
 $\lambda = 140/Re$ (VII,7)

при
$$\text{Re} > 40$$
 $\lambda = 16/\text{Re}^{0.2}$ (VII,8)

Для насадок из регулярно уложенных колец при работе под атмосферным давлением:

npu Re
$$\leq 120$$
 $\lambda = 325/\text{Re}$ (VII.9)

при
$$\text{Re} > 120$$
 $\lambda = 10/\text{Re}^{0.3}$ (VII.10)

То же при работе под вакуумом — остаточное давление до 41 Па (0,3 MM pt. ct.):

при
$$\text{Re} \leq 120$$
 $\lambda = 85/\text{Re}$ (VII,11)

при
$$\text{Re} > 120$$
 $\lambda = 30/\text{Re}^{0.8}$ (VII,12)

В приведенных уравнениях критерий Рейнольдса определяется по формуле:

Сопротивление орошаемых насадок рассчитывают по уравнению (VII, 4), в котором коэффициент A₁ определяется из выражения

$$A_{1} = 1 + C \left(\frac{L}{G}\right)^{0,405} \left(\frac{\rho_{\Pi}}{\rho_{IK}}\right)^{0,225} \left(\frac{\mu_{IK}}{\mu_{\Pi}}\right)^{0,0405}$$
(VII,14)

в котором коэффициент С находят но графику, приведенному на рис. VII-8, в зависимости от величины отношения рабочей скорости пара к скорости захлебывания.

В приведенных уравнениях L и G — массовые расходы или скорости жнакости и пара.

8 Скобло А. И. и др.







Рис. VII-9. Графики эффективности двух насадок с насадочными элементами разных размеров d:

а — кольца Рашига, $D_{\rm R} = 500$ мм. L/G = 1, смесь этилбензол — стирот. $\pi = -100$ мм рт. ст.; 6 — кольца Палля, $D_{\rm H} = 500$ мм. L/G = J, смесь метанол — этанол. $\pi = 760$ мм рт. ст.; d — размер насадочного элемента, мм: $N_{\rm T}'$ — число теоретических тарелок на 1 м пысоты насадки.

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, физико-химических свойств компонентов разделяемой смеси, гидродинамического режима движения потоков контактирующих фаз.

В результате гидравлических расчетов определяют днаметр насадочной колонны D_{κ} . Высоту насадки H, необходимую для заданного разделения, находят из следующего уравнения:

$$H = NH_{\rm 9KD} \tag{VII,15}$$

где N — число идеальных контактов (теоретических тарелок), определяемых в соответствии с тем, как это было изложено в главах IV—VI; H_{3KB} — высота насадки, эквивалентная по своему разделительному эффекту одной теоретической тарелке (сокращенно обозначается ВЭТТ).

Очевидно, чем меньше величина ВЭТТ, тем более эффективно работает насадка при разделении данной смесн.

Величина ВЭТТ зависит от большого числа перечисленных выше факторов. Имеющиеся уравнения для расчета ВЭТТ, как правило, не в полной мере учитывают влияние различных факторов и поэтому имеют ограниченную область применения для насадок определенных типов и размеров. В этой связи величину ВЭТТ обычно определяют экспериментально на модельных или реальных смесях.

Вместе с тем необходимо отметить, что ВЭТТ увеличивается при увеличении высоты слоя насадки и диаметра аппарата, а также размеров насадочных тел, коэффициента относительной летучести компонентов и вязкости жидкости.

На рис. VII-9 приведены графики эффективности двух насадок с насадочными элементами разных размеров.

ТАРЕЛЬЧАТЫЕ КОЛОННЫ

В ректификационных и абсорбционных колоннах применяются тарелки различных конструкций, существенно различающиеся по своим рабочим характеристикам и технико-экономическим данным.

До 50-х годов в нефтегазоперерабатывающей промышленности применялись в основном колпачковые тарелки различных конструктивных модификаций и в отдельных случаях ситчатые тарелки.

В 50-е годы появились многочисленные конструкции тарелок, которые нашли широкое применение в промышленности (клапанные, из S-образных элементов, прямоточные, струйные, провальные и т. п.); они имели существенные преимущества перед колпачковыми и ситчатыми тарелками и позволили обеспечить требования, соответствующие различным процессам нефтегазопереработки. В дальнейшем происходило совершенствование, разработка и исследование различных тарельчатых устройств на основе современных представлений о гидравлике газожидкостных потоков.

При оценке конструкций тарелок обычно принимают во внимание следующие показатели:

производительность;

гидравлическое сопротивление Ар;

эффективность η при разных рабочих нагрузках;

диапазон рабочих нагрузок в условнях достаточно высокой эффективности; сопротивление одной теоретической тарелки (Δ*p*/η) 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.

Различные конструкции тарелок лишь в той или иной мере обладают достаточно высокими величинами перечисленных показателей; причина этого в отсутствии универсальных конструкций тарелок, а также возможности использования разных конструкций для идентичных условий эксплуатации.

В большинстве случаев для оценки конструкции решающее значение имеют первые четыре показателя.

Для вакуумных и многотарельчатых колонн основную роль играет сопротивление аппарата при соответствующей эффективности, т. е. сопротивление одной теоретической тарелки. В этой связи в ряде случаев для вакуумных колонн может оказаться целесообразным применение тарелок с относительно невысокой эффективностью и низким гидравлическим сопротивлением, обеспечивающими малую величину $\Delta p/\eta$.

Основные принципы классификации тарелок. В настоящее время известны сотни различных конструкций тарелок, многие из которых интересны лишь в чисто познавательных целях. При практическом применении тарелки ряда конструкций, различающиеся отдельными элементами, равноценны по своим основным показателям. В этом причина отсутствия стройной научной классификации тарельчатых устройств колонных аппаратов, несмотря на неоднократные попытки, предпринимавшиеся в этом направлении.

Вместе с тем можно сформулировать ряд общих принципов, которые позволяют ориентироваться во всем многообразии конструкций тарелок и производить их предварительную оценку.

Тарелки должны иметь каналы соответствующих размеров и формы, обеспечивающие движение потоков пара (газа) и жидкости; в зоне контактирования фаз они должны обеспечивать эффективное взаимодействие этих потоков.

По способу передачи жидкости с тарелки на тарелку различают два основных типа: тарелки со специальными переточными устройствами и тарелки провальные.

У тарелок со специальными переточными устройствами жидкость перетекает с тарелки на тарелку через специальные каналы, причем отдельно от потока пара. В зависимости от нагрузки по жидкости и технологического назначения колонны переток жидкости с тарелки на тарелку может осуществляться одним, двумя и более потоками (рис. VII-10). В пределах полотна тарелки жидкость может течь по горизонтальной или слегка наклонной в сторону слива поверхности в одном уровне или каскадом, а на смежных тарелках — в разных или в одном направлениях.

У тарелок провального типа пар и жидкость проходят через одни и те же каналы, при этом места стока жидкости и прохода паров случайным образом перемещаются по площади тарелки (рис. VII-11).

По характеру диспергирования взаимодействующих фаз различают также тарелки барботажного и струйного типов. На та-





















Рис. VII-10. Различные схемы организации движения потока жидкости на тарелках с переливными устройствами:

а — однопоточная; б — двухпоточная; в — трехпоточная; г — четырехпоточная; д с кольцевым движением жидкости на тарелке; г — с однонаправленным движением жидкости на смежных тарелках; ж, я — варнанты каскадного типа; и — с серповидной сливной перегородкой.



Рис. VII-11. Схемы основных модификаций тарелок провального типа;

a = вз плоского ниста; b = ступенчатая; <math>a = c отогнутыми кромками щелей; e = трубчато-решстчатая; <math>ж = жидкость; n = пар.

релках пар (газ) проходит через слой жидкости, диспергируясь на мелкие пузырьки и струи, которые с большой скоростью движутся в жидкостн. При этом образуется газожидкостная система, называемая пеной. Если пар является дисперсной фазой,

а жидкость сплошной, то такой режим взаимодействия фаз называется барботажным. Он имеет место при относительно небольших скоростях пара. 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, что иллюстрируется также схемами, приведенными на рис. VII-11 и рис. VII-12. Контакт между фазами осуществляется главным образом по схемам перекрестного тока (тарелки с переливными устройствами) или противотока (провальные тарелки) (рис. VII-13).

Тарелки барботажного типа могут иметь стесненное или свободное зеркало барботажа. У тарелок со стесненным зеркалом барботажа часть поверхности жидкости, через которую пар выходит в межтарельчатое пространство, занята устройствами (колпачками) для ввода пара в жидкость (примерно от 50 до 75%). 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.), вслед-



Рис. VII-12. Схемы основных разновидностей барботажных тарелок: а — колпочксвая: 6 — клапанная; в — ситчатая; ж — жидкость; п — пар.



Рис. VII-13. Основные схемы движения пара и жидкости в контактной зоне тарелки:

а — перекрестный ток; б — прямоток; и — противоток.

ствие чего пар может выходить из слоя жидкости в межтарельчатое пространство практически в любом месте барботажного слоя, определяемом случайными изменениями давления в газожидкостном слое. Вследствие этого площадь для выхода пара из жидкости составляет около 70—90% рабочей площади тарелки.

Схемы тарелок со стесненным и свободным зеркалом барботажа даны на рис. VII-14.

При больших скоростях пара жидкость становится дисперсной фазой, а пар сплошной, контакт между фазами осуществляется на поверхности капель и струй жидкости, с большой скоростью движущихся в межтарельчатом пространстве. 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 (см. рис. VII-13). Вместе с тем необходимо отметить, что, несмотря на значительное повышение производительности аппарата при реализации чистого прямоточного движения контактирующих фаз, 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.



Рис. VII-14. Схемы барботажных тарелок со стесненным (a) и свободным (б) зеркалом барботажа. (Зеркало барботажа заштриховано.)





Рис. VII-15. Некоторые способы локализации прямоточного движения фаз в зоне контакта на струйных тарелках:

а — установка вертикальных понерсчных секчионирующих персгородок; б — ввод пара поперек направления диижения потока жидкости и установка продольных секивонирующих перегородок; а — ввод пара вдоль и поперек потока жидкости; г — установка вклонных отбойных устройств при прямоточном движении жидкости; и пара (сплошные стрелки) и примоточно-леременном движения жидкости и пара (пунктирные стрелки); б — ввод пара во изаимно перссекающихся направлениях для группы из четырех клапавнов; с — сочетание прямоточно).

Следует обратить внимание на тот факт, что в последние годы получили распространение конструкции контактных устройств, использующих сочетание перекрестного тока и прямотока в зоне контакта фаз, что в целом обеспечивает высокие показатели по производительности и эффективности. Некоторые способы локализации прямоточного взаимодействия фаз представлены на рис. VII-15.

В зависимости от конструкции устройств для ввода пара в жидкость различают ситчатые (дырчатые), колпачковые, язычковые (чешуйчатые) и др. 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.



Рис. VII-16. Кривые зависимости эффективности работы тарелки η от скорости газа (пара) для тарелок со специальными переливными устройствами: 1 — барботажная: 2 — барботажпо-прямоточная: 3 — прямоточная («труйная).

Для повышения производительности тарелки следует использовать контактирование фаз в прямотоке. Однако для повышения эффективности взаимодействия фаз следует предпочесть перекрестный ток или противоток. Оптимальное сочетание указанных характеристик обеспечивает реализацию наиболее высоких эксплуатационных показателей тарельчатых контактных устройств.

Важной характеристикой тарелок является диапазон рабочих нагрузок $n = W_{\text{макс}}/W_{\text{мин}}$, где $W_{\text{макс}}$ и $W_{\text{мин}}$ — максимальная и минимальная допустимые скорости пара в колонне. Чем больше величина n, тем большие колебания нагрузок можно допустить в условиях эксплуатации. Вместе с тем величина рабочего диапазона нагрузок n зависит от принятого уровня эффективности η , поскольку величина η изменяется при изменении скорости паров W. На рис. VII-16 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 > 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.

В этой связи необходимо обратить внимание на тот факт, что стремление при проектировании реализовать рабочую нагрузку колонны вблизи максимума эффективности может привести к тому,



Рис. VII-17. Схема тарелки с круглыми колпачками.

что на практике колонна не обеспечит заданного разделения или производительности даже при наличии современных систем автоматизации.

Ниже приведены усредненные данные по величинам рабочего диапазона *n* нагрузок для тарелок некоторых типов:

Колпачковая с круглыми колпачками	45
Струйнонаправленная с вертикальными перегород-	
ками	3—3,5
Из S-образных элементов	2,5
Решетчатые провального типа	2
Клапанные	4 и болсе

Устройство и работа барботажной тарелки. Рассмотрим особенности работы барботажной тарелки на примере колпачковой тарелки с круглыми колпачками, схема которой приведена на рис. VII-17.

Жидкость поступает на полотно тарелки из переливного устройства и течет от приточной стороны тарелки к сточной, при этом возникает градиент уровня жидкости Δ . Стенка переливного устройства погружена в жидкость, находящуюся на нижележащей тарелке, что обеспечивает соответствующий гидравлический затвор, исключающий возможность прохождения паров через переливное устройство. Уровень жидкости $H_{\rm ж}$ 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



Рис. VII-18. Схема, иллюстрирующая открытие прорези колпачка: a — при неполном открытии прорезей ($l \le h$); δ — при наличии дополнительного открытия прорезей (l > h. $l = h + l_l$).

слива *how*. Изменяя высоту сливной перегородки, можно менять уровень жидкости на тарелке.

Вследствие наличия разности давлений $p_1 > p_2$ между двумя смежными тарелками поток паров направляется через паровые патрубки под колпачки, а затем через прорези в нижних кромках колпачков 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 (рис. VII-18, см. также рис. VII-17).

При поступлении в слой жидкости поток паров разбивается прорезями колпачков на большое число отдельных струй, которые с большой скоростью входят в жидкость. В пространстве между смежными колпачками паровые и жидкостные струи сталкиваются, деформируются, образуя слой газожидкостной системы (пены) с сильно развитой поверхностью контакта фаз. Наблюдения за работой колпачков тарелки на прозрачных моделях ноказали, что все пространство между смежными колпачками может быть разбито на следующие основные зоны: 1) небарботируемой жидкости; 2) недеформируемых струй; 3) деформируемых струй (пены); 4) парового пространства с взвешенными каплями жидкости.

Зона небарботируемой жидкости 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 болсе глубоко погружать колпачки в жидкость, оставляя зазор между нижним обрезом прорезей колпачков и днищем тарелки $h_{IIIH} = 5-10$ мм. При этом паровая нагрузка, приходящаяся на одну прорезь, должна быть такой, чтобы обеспечить по возможности более полное открытие прорези, включая случай $l \ge h$.

К зоне недеформируемых струй 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 прорезах 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 А и может привести к повышению уноса жидкости с тарелки потоком паров вследствие увеличения скорости выхода паров из жидкости между колпачками в зоне барботажа (см. рис. VII-14).

Наиболее развитая поверхность контакта и наиболее эффективный массообмен характерны для зоны пены. Высота слоя 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 учитывать, что при увеличении высоты слоя пены увеличивается гидравлическое сопротивление движению потока паров и возрастает унос жидкости вследствие уменьшения высоты сепарационного пространства H_c (расстояния от поверхности пены до вышележащей тарелки). При максимальных рабочих нагрузках высота сепарационного пространства не должна быть меньше 100—150 мм.

В сепарационное пространство попадают капли жидкости различных размеров, выбрасываемые потоком паров с поверхности иены. Крупные капли, выброшенные в сепарационное пространство, как правило, оседают под действием силы тяжести и вновь возвращаются в слой жидкости, так как скорость паров в межтарельчатом пространстве меньше скорости витания крупных капель. Часть крупных капель, получивших большую начальную скорость, а также мелкие капли, скорость витания которых меньше скорости движения паров в межтарельчатом пространстве, транспортируются потоком паров на вышележащую тарелку, что приводит к уносу. Вследствие сложного движения капель жидкости в межтарельчатом пространстве их концентрация в сепарационном пространстве убывает в направлении движения паров. В сепарационном пространстве барботажных тарелок поверхность контакта фаз определяется поверхностью капель, вклад которой в массообмен невелик.

Для нормальной работы барботажной тарелки должно быть обеспечено равномерное распределение потока паров по всей рабочей площади тарелки. Чтобы обеспечить это, гидравлическое сопротивление каждого контактного элемента (колпачка, клапана, отверстия) должно быть одинаковым. Это достигается 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 днаметра и при значительных расходах жидкости, когда высота слоя жидкости на тарелке существенно меняется (более 10 мм), применяют разный уровень установки колпачков, тем более высокий, чем ближе колпачки ко входу жидкости на тарелку. Кроме того, устраивают несколько каскадов по пути движения жидкости или делят общий поток жидкости на несколько потоков (см. рис. VII-10).

Из рассмотренной схемы работы колпачковой тарелки следует, что контакт между паровой и жидкой фазами на тарелке осуществляется по схеме перекрестного тока: пары движутся снизу вверх, а жидкость течет по тарелке 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 меняется. Обычно принимают, что в межтарельчатом пространстве пар полностью перемешан, т. е. имеется одинаковый состав во всех точках поперечного сечения колонны. Такое допущение справедливо для колонн относительно небольшого размера при достаточной величине межтарельчатого расстояния. Для колонн большого диаметра это допущение не соблюдается. Однако степень перемешивания пара в межтарельчатом пространстве оказывает значительно меньшее влияние на эффективность контакта фаз, чем степень перемешивания жидкости на полотне тарелки.

По принципу работы бесколпачковые барботажные тарелки (ситчатые, клапанные, а также секционированные по потоку жидкости). снабженные переливными устройствами, аналогичны колпачковой тарелке (см. рис. VII-12). У этих тарелок поток паров разбивается на струи в соответствии с числом отверстий, имеющихся на тарелке. Слой жидкости на таких тарелках поддерживается благодаря напору потока паров, проходящих через отверстия в полотне тарелки. Высота слоя жидкости регули-



Рис. V11-19. Схема тарелки с примоточными клапанными и просечными элементами (верхняя часть рисунка) и ситчатой (нижняя часть рисунка) тарелки.

руется высотой сливной планки h_{W} . При недостаточном напоре паров жидкость начинает стекать через те же отверстия, через которые проходит пар, и поддержание необходимого уровня жидкости на тарелке стано-

вится невозможным. Это приводит к значительному снижению эффективности контакта фаз (см. левую ветвь кривой зависимости эффективности от скорости пара, приведенной на рис. VII-16).

Поскольку пары барботируют по всей площади жидкости, тарелки этого типа называют тарелками со свободным зеркалом барботажа (см. рис. VII-14).

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.

У струйных тарелок (рис. VII-19) контактные элементы (клапаны, просечки, лепестки и т. п.) расположены таким образом, что пар, выходящий в жидкость под некоторым углом а к горизонту, приобретает горизонтальную составляющую скорости, совпадающую с направлением движения жидкости по тарелке или под некоторым углом к нему (см. рис. VII-15). 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 и продольных секционирующих. перегородок и отбойных устройств, создание движения фаз в пересекающихся направлениях (см. рис. VII-15) и т. п. Для иллюстрации на рис. VII-20 приведена схема тарелки с вертикальными секционирующими перегородками.

На тарелках провального типа (см. рис. VII-11) паровая и жидкая фазы контактируют по схеме противотока, благодаря



Рис. VII-20. Схема струйной тарелки с вертикальными поперечными секционирующими перегородками:

1 — корпус коланны: 2 — стенка переливного кармана: 3 — сливная перегородка; 4 — лепесток (язычок); 5 — вертикальная перегородка; 6 — прорезь в вертикальной перегородка; 7 — подпорная перегородка; 8 — приемный карман: 9 — основание тарелки.

чему происходит интенсивное перемешивание жидкости по всей высоте контактной зоны. Тарелки этого типа гораздо более чувствительны к изменению нагрузок по жидкости и пару и имеют более узкий рабочий диапазон, чем у тарелок 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 высотой H. 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.

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ОСНОВНЫХ РАЗМЕРОВ ТАРЕЛЬЧАТЫХ КОЛОНН

В результате технологических расчетов определяют основные параметры процесса ректификации или абсорбции: давления, температуры, 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. Следует отметить, что правильно организованная в гидравлическом отношении работа колонны является необходимым условием получения заданных производительности и эффективности аппарата.

Диаметр колонны определяется из уравнения

 $D_{\rm R} = \sqrt{\frac{4V}{\pi W_{\rm R}}} = \sqrt{\frac{4G}{\pi G_{\rm R}}}$

где V — объемный расход паров в рассчитываемом сечении колонны, м³/с; G — массовый расход паров в том же сечении, кг/с; W_{μ} , G_{μ} — соответственно линейная (в м/с) и массовая [в кг/(м² · 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 выбрать один (или несколько) из стандартных диаметров колонны. Допустимые скорости W_{π} и G_{π} определяются типом контактного устройства, принятого для данной колонны.

ГИДРАВЛИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ ТАРЕЛОК С ПЕРЕЛИВНЫМИ Устройствами

Допустимую линейную скорость паров в колоние определяют по уравнению

$$W_{\rm m} = 0.85 \cdot 10^{-4} C \sqrt{\frac{\rho_{\rm m} - \rho_{\rm m}}{\rho_{\rm m}}}$$
 (V11.16)

а массовую скорость по уравнению

$$G_{\rm II} = 0,85 \cdot 10^{-3} C \sqrt{\rho_{\rm II} (\rho_{\rm HI} - \rho_{\rm II})}$$
(V11,17)

где ρ_{m} , ρ_{a} — плотности жидкости и пара соответственно, кг/м³; С — коэффициент, величина которого зависит от конструкции тарелки, расстояния между тарелками и поверхностного натяжения жидкости о.

Величину коэффициента С при σ ≥ 20.10⁻³ Н/м определяют но графику, приведенному на рис. VII-21 (кривые 1 и 2); при



Рис. VII-21. График для определения коэффициента С при расчете скорости паров в колоние:

I = кривая максимальных нагрузок для колпачковых тарелов и нормальных рабочих нагрузок для ситуатых, какадных, клапанных и других анелогичных констружний при $\sigma \ge 20\cdot 10^{-5}$ М/м; 2 — кривая нормальных рабочих нагрузок для колпачкокъх тарелок при $\sigma \ge 20\cdot 10^{-5}$ Н/м, зависимости: 3 — для вакуумынах колони, работающих без ввода водяного пара и имеющих сстиатые озбайники, стрипонигссидий атмосферных колони: 4 — для десорберов абсорбционных установок, вакуумных колони, работающих с вводом водлпого пара; 5 — для «бсорберов: 6 — для колоди, в которых при высоких температурах может иметь место вспенивание продукта вследсивие со разложения год вакуумом. Для колона, раздеяяющих визкия кидасти под вакуумом или высококитащие ароматические фракции, используемые в качестве абсорбенов.

более низких значениях ($\sigma < 20 \cdot 10^{-3}$ H/м) величину коэффициента *С* определяют по уравнению

$$C = C_{20} \sqrt[4]{\frac{\sigma}{20 \cdot 10^{-3}}}$$
(VII,18)

в котором коэффициент C_{20} определяют по кривой 1 или 2 на рис. VII-21. На этом же рисунке приведены также другие кривые, полученные при обработке опытных данных для конкретных условий эксплуатации колонн.

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:

$$\frac{\pi D_{\rm K}^2}{4} 3600 \cdot 0.85 \cdot 10^{-1} C V \overline{\rho_{\rm II} (\rho_{\rm H} - \rho_{\rm II})} = G_{\rm II}$$

Округлив коэффициент, получим следующее уравнение для расчета диаметра колонны:

$$D_{\rm H} = 2 \, \sqrt{\frac{C_{\rm II}}{C \, V \, \rho_{\rm II} \, (\rho_{\rm HI} - \rho_{\rm II})}} \tag{VII,19}$$

Для сечений колонн, работающих с большими жидкостными нагрузками $L_v > 35 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$ (отгонные части колонн, тарелки в зоне циркуляционного орошения, абсорберы и др.), величина скоростного коэффициента C_1 зависит от удельной жидкостной нагрузки:

$$L_{V} = \frac{L_{W}}{aD_{H}p_{W}} \qquad C_{1} = K_{1}C - K_{2} (L_{V} - 35)$$

где K_1 и K_2 — коэффициенты; C — коэффициент, определяемый по графику, приведенному на рис. VII-21, с учетом уравнения (VII, 18); L_{π} — жидкостная нагрузка, кг/ч; a — относительная длина сливной перегородки.

Записав по аналогии с вышеизложенным выражение для производительности колонны по пару $G_{\rm H}$ и приняв, что $K_2 \approx 4$ и $a \approx 1$, после преобразований получим следующее квадратное уравнение:

$$(K_0 C_1 + 35) D_{\rm K}^2 - \frac{L_{\rm H}}{\rho_{\rm H}} D_{\rm K} - \frac{G_{\rm II}}{\sqrt{\rho_{\rm II} (\rho_{\rm H} - \rho_{\rm II})}} = 0 \qquad (V11, 20)$$

Решив это уравнение относительно D_{κ} , получим следующее выражение для практических расчетов:

$$D_{\rm K} = \frac{\frac{L_{\rm H}}{2\rho_{\rm H}} + \sqrt{(K_0 C + 35)} \frac{G_{\rm H}}{\sqrt{\rho_{\rm H} (\rho_{\rm H} - \rho_{\rm H})}}{K_0 C + 35}$$
(VII,21)

где L_и, G_и — жидкостная и паровая нагрузки, кг/ч.

Коэффициент K₀, зависящий от конструкции тарелки, имеет следующие значения при максимальной рабочей скорости паров в колоние:

Для желобчатой колпачковой тарелки	0,20
Для капсульной колпачковой тарелки и тарелки из S-об-	
разных элементов	0,25
Для тарелки из S-образных элементов с отбойниками и	
клапанной прямоточной	0,30
Для струпной 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.

Из вышеприведенных уравнений следует, что допустимая скорость паров зависит от свойств жидкости, характеризуемых ее плотностью и поверхностным натяжением. С увеличением плотности жидкости и поверхностного натяжения допустимая скорость паров возрастает. При увеличении плотности паров допустимая скорость их движения уменьшается. Поскольку плотность паров допустимая скорость их движения уменьшается. Поскольку плотность паров допустимая скорость из движения уменьшается. Поскольку плотность паров увеличением давлению в колонне, допустимая скорость движения паров уменьшается с увеличением давления в колонне. С увеличением расстояния между тарелками допустимая скорость паров увеличивается. Однако, как видно из кривых, показанных на рис. VII-21, если до $H_T = 500$ мм коэффициент скорости С возрастает весьма быстро, то при $H_T = 500$ мм рост коэффициента С значиваются в основном требованиями монтажа, ремонтов и т. п.

Максимальная скорость движения паров лимитируется также величиной уноса жидкости потоком паров. При данной скорости паров величина уноса зависит от конструкции тарелки, характеризуемой долей зеркала барботажа ф в общем сечении колонны, от глубины барботажа, плотностей наров и жидкости, а также вязкости паров и поверхностного натяжения жидкости. Вынос жидкости в межтарельчатое пространство зависит от скорости пара при выходе из слоя жидкости на тарелке, которая определяется величиной зеркала барботажа. Чем меньше доля зеркала барботажа ф, тем с большей скоростью пары выходят из слоя жидкости; в связи с этим возрастает вынос жидкости из слоя.

В зависимости от типа тарелки и числа колпачков величина у изменяется в следующих пределах:

Для	желобчатых колпачков							0,25-0,4
Для	круглых колпачков					•		0,4-0,6
Для	S-образных колпачков		•					0,3—0,6
Для	клапанных тарелок							0,6-0,8
Для	ситчатых тарелок	•		•		 •	÷.	0,80,9

Величина относительного уноса может быть найдена из уравнения

$$e = A \frac{(W_{\rm R}/m_{\rm W})^{3,69}}{\psi^2 H_{\rm T}^{\rm A}} mk$$
(V11,22)

где e — относительный унос жидкости паром, кг/кг; W_{κ} — скорость паров в свободном сечении колонны, равном полному ее сечению за вычетом сечения переливных устройств, м/с; Ψ — доля зеркала барботажа; H_{τ} — расстояние между тарелками, мм;

k — коэффициент, учитывающий глубину барботажа и вычисляемый по уравнению

$$k = 0.0521 (h_0 + l) - 1.72$$
 (VII.23)

где ho — гидравлический затвор верхнего обреза прорезей колпачка, мм; l — открытие прорезей, мм; m, mw — коэффициенты, учитывающие влияние физических свойств на унос и определяемые по следующим уравнениям:

$$m = \left(\frac{\sigma'}{\sigma} \cdot \frac{\rho_m - \rho_n}{\rho'_m - \rho'_n}\right)^{1.1}$$
(VII,23a)

$$m_{W} = \left(\frac{\rho_{n}'}{\rho}\right)^{0.286} \left(\frac{\rho_{H} - \rho_{\Pi}}{\rho_{H}' - \rho_{\Pi}'}\right)^{0.714} \left(\frac{\mu_{\Pi}'}{\mu_{\Pi}}\right)^{0.429}$$
(VII,24)

где о, $\rho_{\rm sc}$ — поверхностное натяжение жидкости и ее плотность; ρ_п, μ_н — плотность паров и их вязкость.

Величины со штрихом относятся к системе воздух — вода при 20 °С и 1013 гПа (760 мм рт. ст.). При H₇ < 400 мм A = 9,48 · 10⁷ и n = 4,36.

При $H_{\pi} \ge 400$ мм A = 0.159 и n = 0.95.

Если производительность задана и флегмовое (паровое) число выбрано, высота и диаметр колонны в известной степени связаны между собой — увеличение высоты колонны позволяет уменьшить ее днаметр 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

$$e_{0II7} = (0, 1 - 0, 3) \frac{L}{G\eta}$$
 (VII,25)

где п — эффективность (к. п. д.) тарелки.

Оценка оптимальной величины уноса по уравнению (УП, 25) показывает, что с точки эрения минимальных затрат целесообразна работа ректификационной колонны при сравнительно высокой величине уноса жидкости, равной примерно 0,2-0,3.

Расчет сопротивления тарелки. В результате гидравлического расчета определяют сопротивление тарелки прохождению потока паров, размеры переливного устройства и расстояние между тарелками.

Сопротивление потоку паров Δp 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, связанного с преодолением сил поверхностного натяжения на границе жидкость - пар при выходе пара из отверстий тарелки в жидкость Δp_3 . Таким образом

$$\Delta p = \Delta p_1 + \Delta p_2 + \Delta p_3 \tag{VII.26}$$

Вследствие относительно небольшой длины каналов, по которым пар проходит сквозь тарелку, сопротивление сухой тарелки в основном определяется местными гидравлическими сопротивлениями, связанными с изменением сечений п направления движения потока; сопротивлением трения обычно можно пренебречь.

В этой связи сопротивление сухой тарелки рассчитывают по известному уравнению гидравлики:

$$\Delta p_{\rm L} = \rho_{\rm fr} \sum_{i} \xi_i \frac{W_i}{2} \tag{VII,27}$$

где ξ_i — коэффициент местного сопротивления в произвольном *i*-том сечении парового канала; W_i — скорость пара в этом сечении, м/с.

Если взять скорость пара W_{on} в каком-то определенном сечении, то уравнение (VII, 27) можно записать в следующем виде:

$$\Delta p_1 = \xi \frac{\rho_n W_{0n}^2}{2} \tag{VII,28}$$

где § — общий коэффициент сопротивления тарелки.

Из сопоставления уравнений (VII, 27) и (VII, 28) получим

$$\xi = \sum_{i} \xi_{i} \left(\frac{W_{i}}{W_{0\pi}} \right)^{2} - \sum_{i} \xi_{i} \left(\frac{F_{0}}{F_{i}} \right)^{2}$$
(V11,29)

где F_i , F_0 — соответственно площади поперечного сечения канала для произвольного (*i*-го) и базового сечений, м².

Тарелки некоторых типов имеют следующие значения коэффициента ξ:

Колпачковые тарелки	4,5—7
Тарелки из S-образных элементов (по скорости паров	
в патрубках)	20
Ситчатые тарелки	1,4—2
Клапанные тарелки (клапаны полностью открыты)	3,63
Струйные тарелки	
без секционирующих перегородок	1,8
с секционирующими перегородками	2,35-2,9

Сопротивление слоя жидкости на тарелке Δ_{*p*₂} определяют по уравнению

$$\Delta p_2 = K_{\rm gPR} h_{\rm R} \tag{VII,30}$$

где K < 1 — коэффициент аэрации жидкости при барботаже, зависящий от типа тарелки и свойств парожидкостной системы; $h_{\rm ж}$ — глубина барботируемого слоя жидкости, м. Для колпачковых тарелок (см. рис. VII-17) величину Δp_2 можно определить по уравнению

$$\Delta p_2 = g \rho_{\rm st} \left(l_c + h_0 + h_{OW} + \frac{\Delta}{2} \right) \tag{VII,31}$$

где l_с — глубина погружения центра тяжести открытой части прорези, м.

Смысл остальных величин ясен из рис. VII-17. Для бесколпачковых тарелок (см. рис. VII-19) величину Δp_2 можно определить по уравнению

$$\Delta p_2 = Kg\rho_{W} \left(h_W + h_{OW} \right) \tag{VII,32}$$

в котором коэффициент K = 0,50-0,66.

Составляющую сопротивления Δp_3 , обусловленную действием сил поверхностного натяжения, определяют по уравнению

$$\Delta p_3 = \frac{\sigma}{\tau_{\rm FERP}} \tag{VII,33}$$

где r_{гидр} — гидравлический радиус отверстий, через которые пар выходит в жидкость, м.

Гидравлический радиус отверстий рассчитывают по уравнению

$$r_{\rm rHgp} = \frac{F_0}{\Pi_0} \tag{VII,34}$$

в котором F_0 и Π_0 — соответственно площадь и периметр отверстий, через которые выходит пар.

Обычно величина Δp_3 значительно меньше других составляющих общего сопротивления тарелки.

Для тарелок бесколпачковых (ситчатых, клапанных, струйных и других) величину общего сопротивления можно определить по уравнению

$$\Delta p = \frac{2}{3} \left[(\xi + 0.5) \frac{\rho_{\rm m} W_{0{\rm n}}^2}{2} + g \rho_{\rm m} (h_W + h_{OW}) + 0.5 \Delta \rho_{\rm s} \right] \quad (VII,35)$$

Высоту сливной перегородки h_W выбирают с таким расчетом, чтобы обеспечить достаточный слой жидкости на тарелке $h_W + h_{OW} \ge 40$ 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 тарелок колпачкового типа заключается в том, что величина открытия прорезей колпачков и скорасти 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_0 , обусловленное необходимостью преодолеть действие сил поверхностного натяжения. Поток пара начинает проходите через прорезь, когда ее открытие l превысит l_0 (см. рис. VII-18).

Наиболее часто применяются прорези трапециевидной, прямоугольной и треугольной форм. Расчет прорезей последних двух типов является частным случаем расчета трапециевидной прорези. Рассмотрим течение газа (пара) через N затопленных транециевидных прорезей (см. рис. VII-18). Элементарный расход газа на расстоянии у от уровня жидкости под колпачком через площадку x dy равен

$$dQ = \mu \sqrt{\frac{2g(\rho_{2R} - \rho_n)}{\rho_n}} y x dy$$

Чтобы найти расход газа через сечение, расположенное ниже нижнего обреза прорезей (дополнительно открытая площадь $F_1 = Bl_1$), заменим x на Bи проинтегрируем вышенаписанное выражение в пределах от 0 до l_1 , получим

$$Q_{F_{1}} = \frac{2}{3} \mu B \left[\sqrt{\frac{2g \left(\rho_{H} - \rho_{\Pi} \right)}{\rho_{\Pi}}} t_{1}^{3/2} \right]$$

Чтобы найти расход газа через трапециевидную часть прорези площадью

$$F_2 = \frac{1}{2} (b_1 + b) (l - l_1)$$

выразим х через у, получим

$$dQ = \mu \left| \sqrt{\frac{2g\left(\rho_{\rm W} - \rho_{\rm H}\right)}{\rho_{\rm H}}} y^{1/2} \left[b_{\rm i} + \frac{b - b_{\rm i}}{\hbar} \left(l - y \right) \right] dy$$

Умножив обе части последнего выражения на N и проинтегрировав в пределах от l_1 до $(l - l_0)$, получим объем газа, проходящего через трапециевидную часть прорезей при $l = h + l_1$:

$$Q_{F_{h}} = \frac{2}{15} \mu N \sqrt{\frac{2g(\rho_{H} - \rho_{\Pi})}{\rho_{\Pi}}} \left[(l - l_{0})^{3/2} \left(5b_{1} + 2\frac{b - b_{1}}{h} l + 3\frac{b - b_{1}}{h} l_{0} \right) - l_{1}^{3/2} \left(5b + 2\frac{b - b_{1}}{h} l_{1} \right) \right]$$

Сложив расходы $Q_{F_{A}}$ и $Q_{F_{1}}$ и разделив на N, получим следующее выражение для расчета расхода газа через одну прорезь:

$$Q_{l} = \frac{2}{15} \mu \sqrt{\frac{2g\left(\rho_{\rm H} - \rho_{\rm H}\right)}{\rho_{\rm H}}} \left\{ (l - l_{0})^{3/2} \left[5b_{1} + 2\frac{b - b_{1}}{h} l + 3\frac{b - b_{1}}{h} l_{0} \right] + l_{1}^{3/2} \left[5\left(b_{2} - b\right) - 2\frac{b - b_{1}}{h} l_{1} \right] \right\}$$
(VII.36)

где µ — коэффициент расхода, µ = 0,88; l₀ — начальное открытие прорезей, м. Остальные обозначения ясны из рис. VII-18.

При $b_1 = b$ получим случай прямоугольной прорези, а при $b_1 = 0$ — треугольной.

Величину начального открытия прорези колпачка l₀ определяют из следующих уравнений:

для трапециевидной прорези

$$l_0 = 2.57 \sqrt{\frac{\sigma}{g(\rho_{\rm H} - \rho_{\rm H})}}$$
(VII.37)

для прямоугольной прорези

$$l_0 = \left(1,744 + \frac{3,050 \cdot 10^{-3}}{b}\right) \sqrt{\frac{\sigma}{g(\rho_{\rm fK} - \rho_{\rm fI})}}$$
(VII,38)

для треугольной прорези

$$l_{0} = 1,73 \sqrt{\frac{\sqrt{4 + (b/h)^{2}} + b/h}{b/h} \cdot \frac{\sigma}{g (\rho_{m} - \rho_{n})}}$$
(VII,39)

При заданной паровой нагрузке и принятой конструкции тарелки уравнение (VII, 36) служит для определения величины открытия прорези l. Это уравнение соответствует общему случаю, когда l > h ($l_1 > 0$) и пар проходит как через прорези колпачка, так и по всему его нижнему краю (см. рис. VII-18, δ). Поскольку уравнение (VII, 36) нелинейно относительно l, величину откры-

Поскольку уравнение (VII, 36) нелинейно относительно *l*, величину открытия прорези *l* определяют методом последовательных приближений. При этом, чтобы ускорить решение, полезно вначале принять l = h н определить расход нара Q_h через полностью открытую прорезь. Если фактический расход пара через прорезь $Q_l < Q_h$, то l < h н $l_1 = 0$, если $Q_l > Q_h$, то l > h н $l = h + l_1$.

Устойчивая работа колпачковой тарелки в значительной степени определяется величиной рабочего открытия прорезей колпачков. При минимальной рабочей паровой нагрузке открытие прорези *l* не должно быть меньше, чем *h*/2 или 3*l*₀.

Следует заметить, что пропускная способность прорезей существенно увеличивается за счет создания относительно небольшого дополнительного открытия прорезей $l_1 = 5$ —10 мм. Поэтому целесообразно применять колпачки с прорезями сравнительно небольшой высоты h = 15—20 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, 36), разделив Q_l на площадь открытой части прорези F_l :

$$W_{l} = \frac{Q_{l}}{F_{l}} = \frac{Q_{l}}{b_{2}l_{+} + \frac{b_{-} - b_{1}}{2}h}$$
(VII.40)

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 прорезей l должна быть близкой к высоте прорези hили превышать ее на величину $l_{\rm I}$ (см. рис. VII-18).

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. Колначки, 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 ($\Delta/2$) $\rho_{\rm ж}g$. Тогда в соответствии с уравнением (VII, 28) максимальная степень неравномерности по сравнению с работой средних колпачков определится из выражения

$$\frac{W}{W_1} = \sqrt{\frac{\Delta p_1}{\Delta p_1 \pm \rho_{wg} \frac{\Delta}{2}}}$$
(VII.41)

где W и W_1 — соответственно скорость наров (в паровых патрубках, прорезях н т. п.) 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 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 $W_{\text{оп. мин}}$, обеспечивающей отсутствие провала жидкости на нижележащую тарелку. Фактическая скорость пара в отверстиях тарелки $W_{\text{оп. мин}}$, обеспечивающей отсутствие провала жидкости на нижележащую тарелку. Фактическая скорость пара в отверстиях тарелки $W_{\text{оп. мин}}$, обеспечивающей отсутствие провала в отверстиях тарелки (колонны). Нарушение этого условия приводит к утечке на нижележащую тарелку значительного количества жидкости, не проконтактировавшей с паром, в результате чего существенно снижается эффективность работы тарелки (см. рис. VII-16).

В момент прекращения провала жидкости часть свободного сечения отверстий τ_0 занята жидкостью, в результате чего скорость газа в отверстиях возрастет до величины $W_{on}/(1 - \tau_0)$. Величину τ_n можно определить из выражения

$$\tau_0 = \frac{W_{0ik}}{\mu \int \frac{2g(h_W + h_{0ik})}{2g(h_W + h_{0ik})}}$$

где μ — коэффициент расхода при истечении жидкости через отверстие, $\mu \approx 0,62$.

В момент прекращения провала жидкости сопротивление тарелки примерно равно сопротивлению слоя жидкости на тарелке, т. е.

$$\Delta p = g \rho_{\rm str} \left(h_{\rm W} + h_{\rm oW} \right)$$

С учетом сделанных замечаний уравнение (VII, 35) запишется в следующем виде:

$$\Delta p = \frac{2}{3} \left[(\xi + 0.5) \frac{\rho_{\rm H} W_0^2}{2 (1 - \tau_0)^2} + g \rho_{\rm sc} (h_{\rm W} + h_{\rm oW}) + 0.5 \Delta p_{\rm s} \right]$$

Приравняв левые и правые части приведенных уравнений, получим

$$\frac{2}{3} \left[(\xi + 0.5) \frac{\rho_{\rm B} W_{0 {\rm B.MW}}}{2 (1 - \tau_{\rm 0})^2} + g \rho_{\rm K} (h_{\rm W} + h_{\rm 0W}) + 0.5 \, \Delta \rho_{\rm 3} \right] = g \rho_{\rm K} (h_{\rm W} + h_{\rm nW})$$

Откуда для расчета величины W_{он. мин} получим следующее выражение:

$$W_{0 \text{ m. MUH}} = \left(1 - \frac{W_{0 \text{ m}}}{\mu_{\star} 2g (h_{W} + h_{0 \text{ W}})}\right) \sqrt{\frac{\rho_{\text{m}}g (h_{W} + h_{0 \text{ W}}) - \Delta \rho_{a}}{(\xi + 0.5) \rho_{n}}} \quad (\text{VII}, 42)$$

где $W_{0:K}$ — скорость жидкости при ее истечении через отверстия тарелки в отсутствие потока газа, м/с.

$$W_{\rm OHi} = \frac{L_V}{F_0} \tag{VII,43}$$

 L_v — объемный расход жидкости на тарелке, м³/с; F_a — площадь живого сечения контактных элементов, через которые происходит утечка жидкости, м².

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 полностью 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 дана на рис. VII-22.

Уровень слоя жидкости на тарелке обусловлен высотой сливной перегородки h_W и зависит от расхода жидкости, формы и длины сливной перегородки.

Для сплошной сливной перегородки

$$h_{0W} = 0,0029 K_{0W} \left(\frac{L_V}{B}\right)^{2/3}$$
 (VI1.44)



Рис. VII-22. Схема к гидравлическому расчету переливного устройства.

Рис. VII-23. График для определения поправочного коэффициента при расчете подпора жидкости над сегментной сливной перегородкой.

Для перегородки с треугольными вырезами

$$h_{0W} = 0.0322 \left(\frac{2hL_V}{bN}\right)^{0.405}$$
 (VII.45)

Для трубы круглого сечения

$$h_{0W} = 0.0275 \left(\frac{L_V}{D}\right)^{0.704}$$
 (VII.46)

где $h_{\rm DW}$ — подпор жидкости над сливом, м; L_V — объемный расход жидкости, м³/ч; *B* — периметр сливной планки, м; *h*, *b* высота и ширина вырезов, м; *N* — число вырезов; *D* — диаметр переливной трубы, м; $K_{\rm OW}$ — поправочный коэффициент, учитывающий влияние стенок колонны на работу сегментного переливного кармана и определяемый по графику, приведенному на рис. VII-23.

Уровень жидкости в переливном устройстве H'_{x} , отсчитываемый от плоскости тарелки, можно определить (см. рис. VII-22) следующим образом:

$$H_{\mathcal{R}}^{*} = \frac{\Delta p}{\rho_{\mathcal{R}}g} + h_{W_{\mathbf{I}}} + h_{0W} + \Delta + h_{g_{\mathcal{R}}}$$
(VII,47)

где $h_{a_{\rm HH}}$ — сопротивление переливного устройства потоку жидкости, м столба жидкости.

Сопротивление переливного устройства движению жидкостного потока определяют по формуле местных сопротивлений:

$$h_{g_{\mathcal{H}}} = \xi_{\mathcal{H}} \frac{W_{\mathcal{H}}^2}{2g}$$
(VII,48)

Коэффициент сопротивления ξ_{n} равен 2,1 при плавном закруглении нижней кромки и 3,2 для перегородок с острой нижней кромкой.

Для нормального перетока жидкости с тарелки на тарелку, очевидно, необходимо выполнить условие:

$$H_{\rm T} \gg K_{\rm n} H'_{\rm ss} - h_{\rm W} \tag{VII.49}$$

В этом выражении коэффициент запаса высоты переливного устройства K_n принимают равным:

Для	слабопенящихся	жидкостей .						1,25-1,50
Для	среднепенящихся	жидкостей				*		2,0
Для	сильнопенящихся	жидкостей			۰.			2,5—3,0

В верхней части переливного устройства (см. рис. VII-22) происходит удаление основной массы пара 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:

$$S_{\rm R} \ge (1, 5 - 2, 0) l_{\rm R}$$
 (VII,50)

где $l_{\rm R}$ — вылет струи жидкости, стекающей с тарелки, м. Вылет струи жидкости определяют по следующему уравнению

$$l_{\rm H} = 0.8 \, \sqrt{h_{\rm 0W} \, (H_1 + h_{\rm 0W})} \tag{VII,51}$$

где H_1 — расстояние от верха сливной перегородки до уровня жидкости в переливном устройстве.

Если переливной карман имеет двухсторонний слив жидкости, условие (VII, 50) должно выполняться для половины общей ширины переливного кармана.

При сегментном переливном кармане его ширина $S_{\rm R}$ связана с длиной сливной перегородки B и диаметром колонны $D_{\rm R}$ следующим соотношением:

$$\frac{S_{\rm H}}{D_{\rm R}} = 0.5 \left[1 - \sqrt{1 - \left(\frac{B}{D_{\rm H}}\right)^2} \right]$$
(VII,52)

Относительная длина сливной перегородки *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_{π_i} не превышает 0,2 м/с и, как правило, не более скорости W^* всплывания пузырей грибообразной формы, рассчитываемой по уравнению

$$W^* = 1.18 \sqrt[4]{\frac{g\sigma}{\rho_{\rm RR}}}$$
(VII,53)

Размеры остальных сечений переливного устройства (S_2 и S_3) определяются исходя из равенства скоростей жидкости в этих сечениях скорости W_{**} .

При значительной величине уноса жидкости жидкостная нагрузка переливного устройства определяется с учетом величины уноса жидкости. 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, создавая гидродинамические условия, которые существенно отличаются от условий для тарелок со специальными переливными устройствами (рис. VII-24).

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-25. 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 A, жидкость на тарелке практически не удернивается. Соответствующий режим движения фаз называется *режимом смочен*ной тарелки. В этой области сопротивление тарелки несколько превышает сопротивление сухой тарелки вследствие того, что часть сечения отверстий т занята стекающей жидкостью.

При дальнейшем увеличении скорости газа в пределах от точки A до точки B происходит накапливание жидкости на тарелке и образование газожидкостного слоя (пепы) вследствие увеличения сопротивления на границе раздела фаз, движущихся противотоком через отверстия в полотне тарелки.

Превышение скоростью газа (пара) точки В сопровождается резким увеличением гидравлического сопротивления тарелки, обусловленным быстрым накоплением жидкости на тарелке; в конечном счете это приводит к нарушению нор-



мального перетока жидкости на нижележащую тарелку. Режим, соответствующий точке *B*, носит название режима «захлебывания».

Таким образом, скорость паров в колонне должна лежать в пределах между $W_{\rm MRH}$ и \dot{W}_{38XR} .

Рис. VII-24. Схема к гидравлическому расчету тарелок провального типа.

Рис. VII-25. Зависимость сопротивления тарелки провального типа от скорости паров.

При скорости пара, несколько меньшей $W_{3ах \pi}$, тарелка работает нормально с большой высотой слоя пены H_{π} , а следовательно, и с развитой поверхностью контакта фаз. Поэтому рабочую скорость пара в колонне W следует выбирать с таким расчетом, чтобы величина W при-



Ly WMUH Ly WJOIN LyW

ближалась к скорости захлебывания, не превышая ее. Обычно принимают, что

$$W_{\text{MBH}} < W \le (0.80 - 0.85) W_{3357}$$
 (VII.54)

При расчете предельных скоростей паров на тарелках провального типа может быть использовано следующее уравнение, аналогичное уравнению для насадочных колонн

$$Y = A \exp(-4X) \tag{VII,55}$$

где Y и X — комплексы, определяемые из следующих выражений:

$$Y = \frac{W^2}{g d_3 q_0^2} \frac{\rho_u}{\rho_m} \mu_m^{0,16}$$
(V11,56)

$$X = \left(\frac{L}{G}\right)^{1/4} \left(\frac{\rho_{0}}{\rho_{sc}}\right)^{1/8}$$
(V11,57)

где W — минимальная скорость пара в колонне или скорость захлебывания, м/с; g — ускорение свободного падения, м/с²; ψ_0 — относительное свободное сечение тарелки, м²/м³; d_3 — $4F_0/\Pi_0$ — эквивалентный диаметр отверстий тарелки, м; F_0 — площадь сечения отверстий тарелки, м³; Π_0 — периметр отверстий тарелки, м; $\mu_{\rm H}$ — вязкость жидкости, мПа·с; L, G.— массовые расходы жидкости и пара (газа) соответственно, кг/с; A — коэффициент, величина которого определяется в зависимости от скорости пара, типа тарелки и диаметра колонны:

1. 3. A. A. A.	Тип тарелки								
Скорость пара 17	стандартная	с отгибом кромок щелей. трубчато-решетчатая							
Минимальная	2,95	3,9							
Захлеоывания при D _к ≪ 1 м	$10 \left[\exp\left(0,465 \frac{D_{\rm R}-0,4}{0,4}\right) \right]$	$13\left[\exp\left(0.465\frac{D_{\rm H}-0.4}{0.4}\right)\right]$							
при D _к > 1 м	20	26							

Расчет скорости пара в колоннах диаметром более 0,8 м может быть выполнен также по уравнению, полученному при разложении в ряд выражения (VII, 55):

$$W = \frac{\frac{B\varphi_{0}}{\mu_{3K}^{0.08}} \sqrt{\frac{d_{3}\rho_{3K}}{\rho_{n}}}}{\left[1 + \left(\frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_{n}}{\rho_{3K}}}\right)^{0.25} + \frac{1}{2} \left(\frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_{n}}{\rho_{3K}}}\right)^{0.5}\right]^{2}} \quad (V11,58)$$

Коэффициент В в уравнении (VII, 58) принимает следующие значения:

	Тип тарелки							
Скорость пара W	стандартная	с отгибом кромок щелей, трубчато-решетчатая						
Минимальная	5,4	6,25						
Рабочая	10	12,5						

Уравнение (VII, 58) дает более наглядное представление о влиянии различных факторов на величину скорости пара в колоние с провальными тарелками. При расчете рабочей скорости пара по уравнению (VII, 58) получается запас около 30—35 % по отношению к скорости захлебывания.

Полученную по приведенным уравнениям величину скорости захлебывания необходимо умножить на поправочный коэффициент *К*_H, зависящий от расстояния между тарелками *H*_т и определяемый по графику, приведенному на рис. VII-26.

Расстояние между тарелками Н_т определяют из выражения

$$H_{\rm T} = H_{\rm H} + H_{\rm c} \tag{VII,59}$$

Для расчета высоты пены используют следующие уравнения:

$$H_{\rm n} = \frac{\Delta p - \frac{\xi \rho_{\rm n} W_{0\rm n}^{2}}{2 (1 - \tau)^{2}}}{\rho_{\rm sc}^{4} \rho_{\rm sc} g}$$
(VII,60)

где Δp — гидравлическое сопротивление тарелки, Па; т — доля свободного сечения тарелки, занятого стекающей жидкостью;

 $\rho_{\rm st}$ — относительная плотность пены.

Сопротивление провальной тарелки можно определить из уравнения

$$\Delta p = (2\xi + 1) \frac{\rho_n W_{0n}^2}{2(1-\tau)^3} + \Delta p_3 \text{ (VII,61)}$$

Рис. VII-26. Зависимость поправочного коэффициента K_H для расчета скорости захлебывания провальных тарелок от расстояния между тарелками H_T .



Долю свободного сечения тарелки т, занятого стекающей жидкостью, которая входит в вышеприведенные уравнения, определяют из следующего выражения:

$$\tau = \frac{1}{1 + \left[\frac{\xi + 0.5}{\xi^*} \frac{\rho_{\rm IR}}{\rho_{\rm II}} \left(\frac{G}{L}\right)^2\right]^{1/3}}$$
(VII,62)

Относительную плотность пены р можно определить по уравнению

$$\rho_{\mathfrak{R}}^{*} = 0.43 \left(\frac{L}{G}\right)^{0.325} \left(\frac{\rho_{\mathrm{H}}}{\rho_{\mathrm{R}}}\right)^{0.160} \left(\frac{\mu_{\mathrm{R}}}{\mu_{\mathrm{H}}}\right)^{0.0362}$$
(VII.63)

а коэффициент сопротивления сухой тарелки по следующему уравнению:

$$\xi = (1 - \varphi_0)^2 + (0.5 + 0.4\varphi_0) + \frac{4000\varphi_0 d_0}{\text{Re}_{\text{out}}^{0.2}} \frac{\delta}{d_a}$$
(VII.64)

где d₀ — диаметр отверстия или ширина щели, м; δ — толщина тарелки, м.

Критерий Рейнольдса Re_{оп} определяют по скорости в свободном сечении тарелки $W_{ou} = W/\varphi_0$.

Высоту сепарационного пространства H_c определяют в зависимости от величины относительного уноса *е* потоком паров по следующему уравнению:

$$H_{e} = 0.032 \frac{W}{m_{W}} \left(\frac{m}{e}\right)^{0.39}$$
(VII.65)

в котором коэффициенты *m* и *m*_w, учитывающие влияние физических свойств жидкости, определяются по уравнениям (VII, 23) и (VII, 24).

Рассчитав высоту пены $H_{\rm s}$ и высоту сепарационного пространства $H_{\rm c}$ по уравнению (VII, 65), определяют расстояние между тарелками $H_{\rm r}$ и округляют его до стандартной величины. 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.

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.

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 и т. п.

Явление адсорбции используется в аналитической и препаративной хроматографии, в противогазах, для поглощения пахучих и вредных веществ, с целью защиты окружающей среды и др.

По сравнению с другими массообменными процессами адсорбция наиболее эффективна в случае малого содержания извлекаемых компонентов в исходной смеси.

Различают два вида адсорбции — физическую и химическую. При физической адсорбции молекулы поглощенного вещества, па-
ходящиеся на поверхности адсорбента, не вступают с ним в химическое взаимодействие. При *хемосорбции* молекулы поглощаемого вещества химически взаимодействуют с адсорбентом. При физической адсорбции связь молекул поглощенного вещества (адсорбата) с адсорбентом менее прочна, чем при хемосорбции.

Физическая адсорбция является экзотермическим процессом. Для газов и паров теплота адсорбции 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.

Если в слой адсорбента ввести сравнительно небольшое количество разделяемой смеси, то адсорбироваться будут все ее комнопенты. Это происходит до тех пор, пока вся активная поверхность адсорбента не будет 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 к 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 состояцием 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.).

9 Скобло А. И. и др.

257

Адсорбирусмость 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 углеводроды, 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 осложияется 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 1000 м²/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 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 цеолитов $Me_{2/n}O \cdot Al_{2}O_{3} \cdot xSiO_{2} \times yH_{2}O$, 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 SiO₄ и AlO₄. 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.

ТАБЛИЦА VIII.1

Характеристики промышленных адсорбентов

Наимевование адсорбентв	Плотность, г/см ³			Объем	Раднус пор (размер	Удель- ная
	нствныая	кожу- щаяся	насыпная	пор. см ³ /г	входного окна), А	поверх- ность, м ² /г
Силикагель	100			12.3	181.0	1.145
мелкопористый	2.1-2.3	1.3-1.4	0.8	0.28	5-30	450-500
крупнопори-	2.1-2.3	0.75-	0.5	0.90	70—	270-350
стый		0,85			100	
Алюмосиликатный катализатор	2,3	1,06	0,7	0,57	20—25	300350
Активированные угли	1,75-	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 *		1,08— 1,16	0,62— 0,78	0,20— 0,24	3—9	—

неннем пор адсорбатом.

Различают синтетические цеолиты типов А, Х и К.

Цеолиты типа А относятся к низкокремнистым формам: в них отношение SiO₂: Al₂O₃ не превышает 2.

Цеолиты типа X имеют мольное отношение SiO₂: Al₂O₃, которое может изменяться от 2,2 до 3,3.

Цеолиты типа У 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.

Важной характеристикой адсорбентов является их активность, или емкость *a*, под которой понимают массу адсорбированного вещества, приходящуюся на единицу массы адсорбента в условиях равновесия:

$$a = \frac{G_{\rm A}}{g_{\rm A}} \tag{VIII,1}$$

где $G_{\rm A}$ — масса поглощенных компонентов; $g_{\rm A}$ — масса адсорбента. Активность адсорбента различна по отношению к разным компонентам смеси.

В табл. VIII.1 приведены характеристики некоторых промышленных адсорбентов.

ИЗОТЕРМА АДСОРБЦИИ

Равновесное состояние при адсорбции характеризуется изотермой адсорбции; она связывает количество адсорбированного единицей массы адсорбента вещества, т. е. активность (в массовых,



Рис. VIII-1. Общий вид изотерм адсорбции при температурах t_1 и t_2 ($t_3 > t_1$).

Рис. VIII-2. Кинетические кривые адсорбции при разных температурах.

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.

Для описания изотермы адсорбции наибольшее распространение получили

уравнение Лэнгмюра

$$a = A_1 \frac{bc}{1+bc}$$
(VIII,2)

уравнение Фрейндлиха

$$a = A_2 c^d \tag{VIII,3}$$

где a — активность (емкость) адсорбента; c — концентрация или парциальное давление адсорбируемого компонента; A_1 , A_2 , b, d — коэффициенты и показатели 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.

Обычно скорость собственно адсорбции велика и не лимитирует процесса в целом. Поэтому скорость процесса адсорбции обычно лимитируется скоростями внешней и внутренней диффузии или одной из них. В зависимости от лимитирующей стадии различают три вида сопротивления процессу адсорбции: внешнедиффузионное, внутридиффузионное и смешанное.

Скорость внешнедифрузионного процесса зависит от гидродинамического режима (скорости потока, состояния слоя адсорбента — неподвижный, движущийся, псевдоожиженный), температуры, размера зерен адсорбента, вязкости и плотности среды.

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.

Наряду с перемещением молекул в объеме пор 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.

В общем случае твердые частицы адсорбента имеют поры различного размера и формы, поэтому перенос вещества внутри гранул адсорбента может осуществляться одновременно различными способами.

Вследствие сложности явлений, протекающих при адсорбции, и их взаимосвязи полное математическое описание, пригодное для инженерных расчетов диффузионных процессов при адсорбции, отсутствует.

Во многих случаях изменение активности адсорбента во времени удовлетворительно описывается следующим уравнением:

$$a_{\tau} = a \left(1 - e^{-K_d/\tau} \right) \tag{VIII,4}$$

где a_{τ} — активность адсорбента в момент времени т; a — то же, при равновесии ($\tau \rightarrow \infty$); K_a — константа скорости адсорбции.

Константа скорости адсорбции К_а 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) адсорбируемых 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 и происходит выделение теплоты конденсации, что также способствует десорбции, так как повышается температура.

Для полного восстановления активности адсорбента по окончании десорбции углеводородов его необходимо 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 низкомолкулярные ароматические углеводороды (бензол, толуол, ксилолы) или их смеси с полярными растворителями (спиртами, кетолами).

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 разделенци 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 издоженными 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 удаления 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 нар расходуется на нагрев адсорбента, изоляции адсорбера п 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 °C, 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



Рис. VIII-3. Характер восстановлений активности адсорбента при регенерациях: *N* — число регенераций.

адсорбента, так как при этом сокращаются эксплуатационные затраты.

Зависимость активности адсорбента (по отношению к первоначальной его активности) от числа регенераций (N) показана на рис. VIII-3. Приведенная кривая отражает тот факт, что наи-

большее снижение активности адсорбента наблюдается после первой регенерации. В дальнейшем активность снижается постепенно и в меньшей степени. Такой характер зависимости объясняется.тем, что часть активной поверхности адсорбента 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 восстанавливается практически полностью. Температурный режим окислительной регенерации для силикагелей 300—350 °С, для алюмосиликатов 600—650 °С. Перегрев адсорбента недопустим, так как он приводит к снижению или полной потере активности адсорбента вследствие спекания пор адсорбента.

методы осуществления процесса Адсорбции

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 окислитель-



Рис. VIII-4. Схемы осуществления основных способов процесса адсорбции: a - c пеподвижным слоем; 6 - c движущимся слоем; a - c псеедоожиженным слоем; 1 - коррус; 2 - адсорбент; 3 - опорная решетка; 4 - ограничительная решетка; 5колодильник; 6 - подогреватель; 7 - газодувка; 8 - распределитель; 9 - реактиватор; 10 - контактивая тарелка; 11 - переточное устройство.

ной регенерации. Удаление десорбирующего агента из слоя адсорбента часто совпрождается 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 промышленности применяются следующие варианты осуществления процесса адсорбции:

с неподвижным слоем адсорбента;

с движущимся слоем адсорбента;

с псевдоожиженным слоем адсорбента.

На рис. VIII-4 приведены схемы указанных вариантов осуществления процесса адсорбции.

Адсорберы с неподвижным слоем адсорбента представляют собой вертикальные аппараты, заполненные гранулированным адсорбентом.

В промышленной практике высота слоя адсорбента предопределяется необходимым его объемом и величиной гидравлического



Рис. VIII-5. Схема адсорбционной установки с двумя адсорберами:

1. 1' — адсорбер; 2 — нагреватель; 3 холодильник; 4 — водоотделитель. Потоки: 1 — исходный газ; 11 — водяной пар на десорбяню; 111 — воздух на сушку и охлажденис; 1V — смесь паров воды и адсорбата; V — смесь паров воды и адсорбата; V — адсорбат; VI — возду VII — воздух из адсорберов; VIII — сухой газ.

сопротивления слоя адсорбента; обычно она составляет от 2 до 12 м.

Исходная разделяемая смесь пропускается через слой адсорбента. При этом поглощаются соответствующие компоненты смеси. После насыщения адсорбента стадия адсорбции прекращается и производится регенерация адсорбента, а затем его подготовка для следующего цикла работы. Таким образом, в адсорберах этого типа 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 продолжительность 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-5, 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 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-6 приведен циклический график работы адсорберов.

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 каждая стадия процесса осуществляется в определенном аппарате или части аппарата,



Рис. VIII-6. Циклический график работы адсорберов.

Рис. VIII-7. Схема сборно-распределительной тарелки: 1 — тарелка; 2 — корпус; 3 — патрубок. Потокн: 1 — катализатор в пары; 11 — нары.

причем адсорбент последовательно перемещается между отдельными аппаратами по системе пневмотранспорта и процесс ведется непрерывно. В качестве адсорбента часто применяется гранулированный активированный уголь. В верхнем холодильнике адсорбент охлаждается и поступает в адсорбционную секцию. Разделяемая смесь вводится в среднюю часть адсорбционной секции.

В адсорбционной секции газовый поток движется в противотоке с адсорбентом. Непоглощенный газ выводится через верхний сборник.

Нижняя часть аппарата является десорбером. Сюда подводится тепло (через подогреватель), а также вводится водяной пар. Десорбированные компоненты вместе с водяным паром выводятся через сборно-распределительную тарелку, расположенную (рис. VIII-7) в верхней части десорбера. Возможен вывод нескольких потоков десорбированных компонентов, что позволяет осуществить предварительное разделение компонентов. Система пневмотранспорта с газодувкой обеспечивает непрерывную циркуляцию адсорбента в системе. Нагретый адсорбент с помощью пневмоподъемника направляется в верхний бункер, откуда после отделення транспортирующего газа поступает в холодильник.

При наличии в исходном газе компонентов, отличающихся высокой адсорбционной способностью и потому трудно десорбнруемых, 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, 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 поддерживаются 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 как греющего агента, так и водяного пара для десорбции.

Подобный метод разделения газовой смеси получил название гиперсорбции.

Адсорберы с псевдо-ожиженным слоем адсорбента также позволяют осуществлять непрерывный процесс адсорбции. В этом случае адсорбент должен иметь вид мелких гранул (обычно не более 500 мкм). Адсорбер может иметь один или несколько кипящих слоев (см. рис. VIII-4), 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 высокой подвижности, или, как говорят, псевдоожижается (см. гл. XVIII). Через переточные устройства адсорбент передается с одной контактной ступени на другую, двигаясь сверху вниз. Газ движется противотоком снизу вверх. Для отделения от унесенных частичек адсорбента газ перед выходом из адсорбера направляют в циклоны. Применение псевдоожиженного (кипящего) слоя позволяет интенсифицировать процесс массопередачи при адсорбции за счет уменьшения размера гранул и более интенсивного обновления их контактной поверхности.

РАСЧЕТ ПРОЦЕССА АДСОРБЦИИ (ДЕСОРБЦИИ)

Уравнение материального баланса адсорбции по извлекаемому компоненту может быть представлено в следующем виде:

 $G_{\rm A} = g_{\rm A} (a_{\rm R} - a_{\rm H}) = G_0 x_{\rm H} - G_{\rm R} x_{\rm R}$ (VIII,5)

или

$$\frac{g_{\rm A}}{G_{\rm 0}} = \frac{z_{\rm R} - \frac{G_{\rm H}}{G_{\rm 0}} \, x_{\rm R}}{a_{\rm R} - a_{\rm R}} \tag{VIII.6}$$

где G_A — масса извлекаемого компонента; g_A — масса адсорбента; $a_{\rm H}$, $a_{\rm K}$ — активности по извлекаемому компоненту исходного и отработанного адсорбента; G_0 — масса исходной газовой смеси; $G_{\rm K}$ — масса газовой смеси на выходе из адсорбера; $x_{\rm H}$, $x_{\rm K}$ — массовые концентрации извлекаемого компонента в газовой смеси соответственно на входе и выходе из адсорбера.

» Уравнение (VIII, 6) в случае, если $G_0 \approx G_{\kappa}$, или при условии, что концентрации компонентов отнесены к потоку исходного сырья (см. расчет абсорбции многокомпонентной смеси), может быть приведено к следующему виду:

$$\frac{B_{\rm A}}{G_0} = \frac{x_{\rm H} - x_{\rm K}}{a_{\rm K} - a_{\rm H}} \tag{VIII,7}$$

Вышеприведенные уравнения используются для опеределения массы адсорбента g_A , загруженного в периодически действующий адсорбер, или 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_k) , т. е. чем полнее отработан адсорбент, и чем меньше величина $a_{\rm H}$, т. е. чем полнее адсорбент регенерирован, тем меньше удельный расход адсорбента.

Расход адсорбента возрастает с увеличением концентрации извлекаемого компонента в исходном сырье $x_{\rm H}$ и с уменьшением концентрации этого компонента $x_{\rm R}$ 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 адсорбцеонное разделение предпочтительнее экстракции.

При расчете процесса адсорбции масса исходной смеси G_0 и начальная концентрация в ней извлекаемого компонента должны быть заданы, а величины $a_{\rm K}$ и $x_{\rm K}$ могут быть определены по изотерме адсорбции. Активность $a_{\rm H}$ в начале процесса определяется полнотой регенерации адсорбента. По достижении состояния равновесия в адсорберах с движущимся слоем адсорбента адсорбат (активность отходящего адсорбента равна $a_{\rm E}$) будет находиться в равновесии исходным с сырьем, т. е. $a_{\rm R} = a_{\rm KP}$, а поток газа, уходящий из адсорбера, будет в равновесии с исходным адсорбентом, т. е. $x_{\rm R} = x_{\rm KP}$ (рис. VIII-8).

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 $a_{\rm K} = (0.85 - 0.90) a_{\rm KP}$ и $x_{\rm K} = (0.85 - 0.90) x_{\rm KP}$.



Рис. VIII-8. График для определения концентраций в потоках, покидающих адсорбер.

Рис. VIII-9. Распределение концентраций извлекаемого компонента по высоте стационарного слоя адсорбента.

В случае адсорберов с неподвижным слоем адсорбента выбор величин a_{κ} и x_{κ} 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.

На рис. VIII-9 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 $a_{\rm кp}$, соответствующей состоянию равновесия с исходным газом.

Некоторая высота h_2 слоя на выходе обеспечивает гарантированное снижение концентрации извлекаемого компонента от $x_{\rm H}$ до $x_{\rm KP}$; активность адсорбента меняется соответственно от $a_{\rm KP}$ до $a_{\rm H}$. Для расчета материального баланса адсорбера со стационарным слоем адсорбента величине $a_{\rm K}$ соответствует среднее содержание извлекаемого компонента во всей массе адсорбента.

При неизменной загрузке адсорбента отношение высот слоев адсорбента h_1/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, 5)—(VIII, 7), в которых $G_{\rm K}$ и G_0 соответственно массы десорбирующего агента и потока на выходе из адсорбера; x_{κ} и x_{μ} — концентрации извлекаемого компонента в исходном десорбирующем агенте и в потоке, уходящем из аппарата. Из этих уравнений определяется расход десорбирующего агента G_{κ} .

При заданных начальных величинах: содержании извлекаемого компонента в адсорбенте в конце стадии адсорбции а_н и в исходном десорбирующем агенте x_н необходимые для расчета концентрации a_н и x_n могут быть найдены, как было указано выше, при помощи изотермы адсорбции, построенной для температуры, при которой осуществляется десорбция (см. рис. VIII-8).

Приведенные уравнения и графики справедливы как для газообразного, так и для жидкого сырья.

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

$$G = \sum G_i \tag{VIII,8}$$

Для адсорбера с неподвижным слоем адсорбента при продолжительности стадии адсорбции т_л будет поглощена масса вещества

$$G_{\pm} = G\tau_{\pm}$$
 (VIII,9)

Средняя активность адсорбента определяется из выражения

$$a = \frac{\sum G_i a_i}{G} \qquad (\text{VIII}, 10)$$

Масса адсорбента, необходимая для осуществления процесса, равна

$$g_{\rm A} = \frac{G_{\rm A}}{a} = \frac{G\tau_{\rm A}}{a} = \frac{G^2 \tau_{\rm A}}{\sum G_i a_i} \tag{VIII,11}$$

а объем адсорбента

$$V_{\mathbf{A}} = g_{\mathbf{A}} / \rho_{\mathbf{A}} \tag{VIII,12}$$

где ρ_{Λ} — насыпная плотность адсорбента, кг/м³.

Днаметр адсорбера *D* обычно составляет 2—3 м, а высота *H* не превышает 12 м. Высота слоя адсорбента лимитпруется 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, базирующиеся на закономерностях, изложенных в главе XXI.



где N₁ — число параллельных потоков, обеспечивающих заданную производительность G.

Чтобы обеспечить непрерывную работу установки, в каждом из параллельных потоков необходимо иметь следующее число аппаратов:

$$N_2 = \frac{\tau}{\tau_A} = \frac{\sum \tau_i}{\tau_A}$$
(VIII,14)

где $\tau = \sum \tau_i$ — длительность полного цикла; τ_i — длительность отдельной стадии процесса; τ_A — длительность стадии адсорбции.

Общее число адсорберов на установке составит

$$N_{\rm obm} = N_1 N_2 \tag{VIII,15}$$

Расчет числа теоретических ступеней изменения концентраций (числа теоретических тарелок) может быть выполнен с использованием изотермы адсорбции и рабочей линии (рис. VIII-10). Число теоретических тарелок определяется графическим построением ломаной линии между изотермой адсорбции и рабочей линией, соответствующей уравнению (VIII, 7). На основе такого построения производится определение общего числа теоретических тарелок N. Необходимая высота адсорбера определяется по уравнению

$$H = Ah_{\mathfrak{H}} \tag{VIII,16}$$

где h_3 — высота слоя адсорбента, эквивалентная одной теоретической тарелке, определяется экспериментально.

Объем адсорбента V_A может быть найден также, если известна величина допустимой объемной скорости V_A по исходному разделяемому сырью или продолжительность контакта τ_n :

$$V_{\rm A} = V_{\rm c}/V_{\rm m} \tag{VIII,17}$$

или

$$V_{\rm A} = V_{\rm c} \tau_{\rm R}/e \tag{VIII,18}$$

где V_c — объемный расход сырья, м³/с; V_{π} — допустимая объемная скорость подачи сырья (объем сырья, которое может быть подано в единицу времени на единицу объема адсорбента), м³/(м³ · с) или с⁻¹; є — порозность слоя адсорбента, м³/м³.

Глава IX

Экстракция

СУЩНОСТЬ ПРОЦЕССА ЭКСТРАКЦИИ

Экстракцией называется процесс избирательного извлечения компонентов жидкой (или твердой) фазы при обработке ее растворителем. Растворитель должен хорошо растворять извлекаемые компоненты и практически не растворять нежелательных компонентов. Поэтому применяемые при экстракции растворители называют избирательными, или селективными.

В нефтепереработке процесс экстракции получия широкое промышленное применение при очистке масел, дизельных топлив, деасфальтизации, извлечении ароматических углеводородов и получении других нефтепродуктов.

В результате контакта растворителя с разделяемой смесью происходит перераспределение компонентов исходной смеси между остальной частью смеси и растворителем. Чтобы извлечь нужные компоненты, необходимо получить жидкую систему, способную к расслаиванию. В результате образуются две жидкие фазы, между которыми распределяются извлекаемые компоненты. Один раствор, состоящий из растворителя и извлеченных компонентов, называется экстрактным, а второй раствор, включающий неизвлеченные компоненты и растворитель, называется рафинатным. Поскольку экстрактный и рафинатный растворы образуют расслаивающуюся систему, их можно разделить путем отстаивания.

При экстракции извлекаемый компонент или смесь нескольких компонентов распределяется между экстрактным и рафинатным растворами в соответствии с законом фазового равновесия:

$$x_1/x_2 = K \tag{IX,1}$$

где x_1 и x_2 — концентрации извлекаемого компонента в соответствующих фазах; K — коэффициент распределения.

Коэффициент распределения зависит от природы системы, ее состава и температуры; величина его сопределяется экспериментально.

Обычно с повышением температуры растворимость в обеих фазах возрастает и при некоторой температуре образуется одно-



Рис. IX-I. Типичная кривая растворимости жидких смесей:

I — гетерогенная область: II — гомогенная область.

родный раствор ($K \rightarrow 1$). В этом случае процесс экстракции не может быть осуществлен, так как экстрактный и рафинатный растворы уже нельзя разделить путем отстаивания. Поэтому при экстракции температура должна быть ниже температуры образования однородного раствора.

В промышленных условиях для разделения различных жидких нефтепродуктов путем экстракции используют такие растворители, как фенол, фурфурол, диэтиленгликоль, вода, жидкий пропан, бензол, диметилсульфоксид, *N*-метилпирролидон и пр. При экстракции озокерита и церезина из горных пород в качестве растворителя применяют бензин.

При выборе растворителя необходимо учитывать его избирательность и растворяющую способность. Чем больше избирательность растворителя, тем более четко разделяются компоненты при контакте с растворителем. Большей избирательности растворителя соответствует больший коэффициент распределения *К*. Чем выше растворяющая способность растворителя, тем большую массу извлекаемых компонентов можно в нем растворить и тем, следовательно, меньше расход растворителя.

Избирательность и растворяющая способность зависят от температуры. При повышении температуры избирательность растворителя уменьшается, а его растворяющая способность возрастает.

При понижении температуры наблюдается обратная картина. Поскольку разделение с помощью экстракции может происходить только при условии, что смесь растворителя и разделяемого вещества образует гетерогенную систему, необходимо выбрать такую температуру процесса, которая обеспечит достаточно высокую избирательность и растворяющую способность.

В случае небольшого количества растворителя он полностью растворяется в исходной смесн при соответствующей температуре, образуя гомогенный раствор. При большом количестве растворителя исходная смесь также полностью растворяется в растворителе, образуя 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 смесн 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 избирательной способности могут быть достигнуты добавлением 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 компонентов, понкжения 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 дисперсиости 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 следующие три составляющие: растворитель; извлекаемый компонент, который в общем случае может представлять собою 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 вершинами равностороннего треугольника ABL, а точка N внутри треугольника характеризует смесь указанных компонентов.



Рис. IX-2. Треугольная диаграмма.

Поскольку при экстракции давление практически не влияет на объем жидкой фазы, а правило аддитивности объемов обычно достаточно хорошо выполняется при смещении, потоки могут быть выражены как в массовых (килограммы, моли), так и в объемных единицах. Тогда, если через g_A, g_B и g_L обозначим соответственно

потоки компонентов A, B и L, то концентрации соответствующих компонентов будуг равны:

$$x_A = \frac{g_A}{g_A + g_B + g_L}, \qquad x_B = \frac{g_B}{g_A + g_B + g_L}, \qquad x_L = \frac{g_L}{g_A + g_B + g_L}$$
(IX,2)

н

$$x_A + x_B + x_I = 1 \tag{IX,3}$$

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 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.

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.

Любая 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).

опущенного из точки F на сторону AB, равна нулю). 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' ∞ BF и b' ∞ AF, т. е. концентрация компонента A в бинарной смеси компонентов A и B пропорциональна длине отрезка



Рис. ІХ-З. Треугольная диаграмма для отсчета концентраций вторым способом.

Рис. ІХ-4. Треугольная диаграмма, стороны которой используются для отсчета концентраций соответствующего компонента трехкомпонентной смеси.

BF, а концентрация компонента В пропорциональна длине отрезка AF.

На стороне AL находятся бинарные смеси компонентов IA и L, а на стороне BL — бинарные смеси компонентов B и L.

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.

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 перпендикуляров a, b и l, определяющих концентрации соответствующих компонентов в смеси, что вытекает из подобия треугольников: $a \otimes a', b \otimes b', l \otimes l'$. Приняв сторону треугольника за единицу, убедимся, что соответствующие отрезки на сторонах треугольника равны концентрациям компонентов смеси: $a' = x_A, b' = x_B$ и $l' = x_L$. 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 незасимимо 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 полезно знать при расчете процесса экстракции.

Первое свойство. Если из двух систем, характеризуемых точками N_1 и N_2 , путем смещения 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_{A_1} , x_{B_1} , x_{L_1} и x_{A_2} , x_{B_2} , x_{L_2} . Концентрации тех же компонентов в точке N равны x_A , x_B , x_L .

Если массы (или объемы) исходных систем будут равны g_1 для N_1 , g_2 для N_2 и g для N, то уравнения материальных балансов смешения запишутся следующим образом:

$$g = g_1 + g_2 \tag{IX,4}$$

$$gx_A = g_1 x_{A_1} + g_2 x_{A_2}$$

Исключив g из уравнений (IX, 5), с помощью уравнения (IX, 4), получим

$$\frac{g_1}{g_2} = \frac{x_A - x_{A_1}}{x_{A_1} - x_A} = \frac{x_B - x_{B_1}}{x_{B_1} - x_B} = \frac{x_L - x_{L_2}}{x_{L_1} - x_L} = \frac{NN_2}{N_1N}$$
(IX,6)

Уравнение (IX, 6) соответствует прямой, проходящей через точки N_1 , N и N_2 , а точка N делит прямую N_1N_3 на части, обратно пропорциональные массам (или объемам) исходных систем.

Уравнение (IX, 6) соответствует известному из механики правилу рычага.



Рис. IX-5. Графическая интерпретация первого свойства треугольной диаграммы. Рис. IX-6. Графическая интерпретация второго свойства треугольной диаграммы.

278



Рис. IX-7. Графическая интерпретация третьего свойства треугольной диаграммы: а — точка М лежыт анутри треугольной диаграммы; 6 — то же, вне се.

Аналогичным образом можно получить также следующие соотношения:

$$\frac{g_1}{g} = \frac{x_A - x_{A_1}}{x_{A_1} - x_{A_2}} = \frac{x_B - x_{B_2}}{x_{B_1} - x_{B_2}} = \frac{x_L - x_{L_2}}{x_{L_1} - x_{L_2}} = \frac{NN_2}{N_1N_2}$$

$$\frac{g_2}{g} = \frac{x_{A_1} - x_{A_2}}{x_{A_1}^{A_1} - x_{A_2}} = \frac{x_{B_1} - x_{B_2}}{x_{B_1} - x_{B_2}} = \frac{x_{L_1} - x_{L_2}}{x_{L_1} - x_{L_2}} = \frac{N_1N}{N_1N_2}$$
(1X,7)

Используя приведенные соотношения, можно по любым двум исходным точкам найти третью.

В торое 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_2N_4 пересекутся в точке N (рис. IX-6). При этом справедливо следующее:

$$g_{N_1} + g_{N_2} = g_{N_1} + g_{N_2} = g_N$$
 (IX,8)

Т ретье с во й с т в о. Если разность количеств любых двух фаз есть величина постоянная, то на треугольной диаграмме прямые, проходящие через соответствующие пары точек исходных фаз, пересекутся в одной точке *M*.

Пусть имеются фазы R_1 , R_2 и R_3 , которые при удалении из фаз S_1 , S_2 и S_3 образуют одну и ту же систему M (рис. IX-7).

Согласно первому свойству можно записать следующие соотношения:

$$g_{R_1} + g_M = g_{S_1}$$
, $g_{R_2} + g_M = g_{S_2}$, $g_{R_2} + g_M = g_{S_2}$

279

Откуда

$$g_{S_1} - g_{R_1} = g_{S_2} - g_{R_3} = g_{S_4} - g_{R_3} = g_M \tag{1X,9}$$

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 фаз, т. е.

$$\frac{g_{R_1}}{g_M} = \frac{S_1 M}{R_1 S_1} \qquad \frac{g_{R_2}}{g_M} = \frac{S_2 M}{R_2 S_2} \qquad \frac{g_{R_2}}{g_M} = \frac{S_3 M}{R_3 S_3} \qquad (1X, 10)$$

Точка пересечения *М* может оказаться вне треугольной диаграммы (рис. IX-7, 6); 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.

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.





Рис. ІХ-8. Графическая интерпретация четвертого свойства треугольной диаграммы.

Рис. ІХ-9. Бинодальная (равновесная) кривая и коноды на треугольной диаграмме. Перемещение точки N в точку L будет отвечать бесконечному разбавлению исходной системы третьим компонентом L, т. е. $x_L = 1$, а $x_A = x_B = 0$.

Перемещение точки N по линин 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 $(x_L = 0)$.

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 Bполучим расслаивающиеся трехкомпонентные системы, характеризуемые точками R_3 и S_3 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 Bв растворе.

При значительном разбавлении раствора компонентом *В* взаимная растворимость компонентов настолько возрастает, что образуется гомогенный раствор, характеризуемый точкой *К*. Эту точку называют критической. При дальнейшем увеличении концентрации компонента *В* в растворе он будет оставаться гомогенным.

Если через точки R_1 , R_2 , R, R_3 , R_4 , K, S_4 , S_3 , S, S_2 , S_1 провести плавную кривую, то получим равновесную бинодальную кривую. Прямые, соединяющие точки R и S, R_1 и S_1 , R_2 и S_3



Рис. 1X-10. Бинодальные кривые, отвечающие различным температурам, на треугольной диаграмме.

и т. д., отвечающие составам равновесных фаз на бинодальной кривой, называются конодами. Коноды не параллельны одна другой, так как компонент В 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 $t_{\rm кр}$, 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 $t_1 < t_2 < t_3 < t_{\rm HD}$.

В ряде случаев при построении блнодальных кривых для сложных смесей вместо состава фаз удобнее использовать другие более легко определимые константы, подчиняющиеся свойству аддитивности: плотность, вязкостно-массовую константу (BMK), содержание серы, индекс коксуемости и т. п. В этом случае на стороне *AB* треугольной диаграммы откладывают значения

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 Fв один прием обрабатывают заданным количеством растворителя Lв 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 Fи соответствующие рафинатные растворы R_i обрабатываются порцией свежего растворителя на каждой ступени экстракции, где имеются смеситель C и отстойник O. При этом рафинатный раствор из данной ступени экстракции направляется в следующую ступень, 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.

Очевидно, в этом случае можно получить лучшее качество рафинатного раствора по сравнению с однократной экстракцией,

однако выход конечного рафинатного раствора (рафината) уменьшается.

Противоточная экстракция (рис. IX-13 и IX-14) характеризуется



Рис. IX-11. Схема однократной экстракции.



Рис. IX-12. Схема многократной экстракции: 1-3 - ступени экстракции.







Рис. IX-13. Схема противоточной экстракции в аппаратах типа смесительотстойник:

1, 2 — п — ступени экстракции; а — противоточная экстракция с одним растворителем (неполная); б — многоступенчатая противоточная экстракция с флегмой; в — многостуч пенчатая противоточная экстракция с двумя растворителями.

Рис. ІХ-14. Схема противоточной экстракции в аппарате колонного типа.

многократным контактированием в противотоке соответствующих 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 Ro (см. рис. IX-13, б). В этом случае экстрактный раствор S₁, как обычно, направляется на регенерационную установку, где из него возможно полнее удаляют растворитель L_0 , который затем смешивают с исходным растворителем L. Поток экстракта Q_0 , уходящий из регенерационной установки, делится на две части: одна часть Q_в отводится в виде готового экстракта, а другая часть возвращается в аппарат в виде флегмы Ro. 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, уменышить вязкость, увеличять 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. 1X-13, в.





Рис. ІХ-15. Расчет однократной экстракции на треугольной диаграмме.

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 раствори-

теля 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_O .

Проведем однократную обработку сырья F растворителем L. Если концентрация растворителя в смеси будет равна x_{LN} , то на треугольной диаграмме получим точку N, которая будет находиться на прямой LF. Прямая LF 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 будет добавлено небольшое количество, так что тройная смесь будет характеризоваться точкой N₁ на нижней ветви бинодальной кривой, то такая смесь образует однофазную систему. Растворитель будет полностью растворен в исходном сырье и экстракция при данной температуре станет невозможной.

Таким образом, точка N₁ 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.

Пусть расход растворителя выбран так, что его смесь с сырьем характеризуется точкой N. Через точку N проводим коноду RS, которая даст точки R рафинатного и S экстрактного растворов.

При удалении растворителя из рафинатного раствора получим рафинат, характеризуемый точкой Р, которая находится на сто-

286

роне AB, так как содержание растворителя в рафинате равно нулю. Положение точки P определяется прямой, проходящей через точки растворителя L и рафинатного раствора R и пересекающей сторону AB треугольника в точке P. Аналогично определяется точка Q, характеризующая экстракт, полученный после удаления растворителя из экстрактного раствора S.

На основании первого свойства треугольной диаграммы количество образующихся рафинатного g_R и экстрактного g_S растворов определяется из соотношений:

$$\frac{g_R}{g_N} = \frac{NS}{RS} \quad \underline{u} \quad \frac{g_S}{g_N} = \frac{NR}{RS}$$
(IX,ii)

где $g_N = g_F + g_L = g_R + g_S$ — количество тройной смеси, полученной после смешения сырья с растворителем.

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.

Расход растворителя *g*_L определяется из следующего соотношения:

$$\frac{g_L}{g_F} = \frac{FN}{LN} = \frac{FN}{LF - FN} = \frac{x_{LN}}{1 - x_{LN}}$$

Откуда

$$g_L = g_F \frac{x_{LN}}{1 - x_{LN}}$$
(1X,12)

Аналогично находят выход рафината g_P

$$g_P = g_F \frac{FQ}{PQ} = g_F \frac{x_{AF} - x_{AQ}}{x_{AP} - x_{AQ}}$$
 (IX.13)

и выход экстракта go

$$g_Q = g_F \frac{PF}{PQ} = g_F \frac{x_{AP} - x_{AF}}{x_{AP} - x_{AO}} = g_F - g_P$$
 (IX,14)

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 P₂). Соответственно минимальный выход экстракта определяется конодой N_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, чем при однократной экстракции, качества. В каждой ступени экстракции обработке растворителем подвергается рафинатный раствор предшествующей ступени, а соответствующие экстрактные растворы выводятся из системы.

При многократной экстракции выход конечного рафината уменьшается, однако улучшается его качество.

Рассмотрим расчет многократной экстракции на треугольной диаграмме (рис. IX-16).

При добавлении к сырью F_{e} 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 $R_{1}S_{1}$, проходящей через точку N_{1} .

Образовавшийся экстрактный раствор S_1 выводится из системы, а рафинатный 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_3 .

Положение точек R₂ и S₂ определяется конодой R₂S₂.

Экстрактный раствор S₂ удаляется из системы, а рафинатный раствор R₂ вновь обрабатывается растворителем в следующей



ступени экстракции, где образуется система N_3 . Последняя после рассланвания образует экстрактный S_3 и рафинатный R_3 растворы. Экстрактный раствор S_3 выводится из системы. После удаления растворителя рафинатный раствор R_3 должен обеспечивать получение рафината P_3 заданного качества.

Рис. IX-16. Расчет многократной экстракции на треугольной диаграмме. В рассматриваемом случае для получения рафинатного раствора R_3 и отвечающего ему рафината P_3 необходимо иметь три контактных ступени; их число соответствует числу построенных конод.

Поскольку в процессе однократной 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

$$g_{L_1} = g_F \frac{x_{LN_1}}{1 - x_{LN_1}} \tag{IX,15}$$

на второй ступени

$$g_{L_{\pm}} = g_{P_{\pm}} \frac{x_{LN_{\pm}}}{1 - x_{LN_{\pm}}}$$
(IX,16)

на третьей ступени

$$g_{L_{0}} = g_{P_{0}} \frac{x_{LN_{0}}}{1 - x_{LN_{0}}}$$
(IX,17)

Выход рафината *P*₃ требуемого качества определится из следующего соотношения:

$$g_{P_3} = g_{P_2} \frac{P_2 Q_3}{P_3 Q_3} = g_{P_1} \frac{P_1 Q_2}{P_2 Q_2} \cdot \frac{P_2 Q_3}{P_3 Q_3} = g_F \frac{F Q_1}{P_1 Q_1} \frac{P_1 Q_2}{P_2 Q_2} \cdot \frac{P_2 Q_3}{P_3 Q_3} \quad (IX, 18)$$

Из того, что каждая дробь в правой части уравнения (IX,18) меньше единицы, следует, что

$$g_{P_s} < g_{P_s} < g_{P_s} < g_F \tag{IX,19}$$

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 ранее.

РАСЧЕТ ПРОТИВОТОЧНОЙ ЭКСТРАКЦИИ

Чтобы получить рафинатный и экстрактный растворы требуемого качества при высоком выходе рафинатного раствора применяют процесс противоточной экстракции в аппаратах с N контактными ступенями (см. рис. IX-14).

Растворитель L движется сверху вниз противотоком по отношению к сырью F. При этом происходит постепенное обогащение экстрактных растворов S_i нежелательными компонентами, которые извлекаются из рафинатных растворов R_{i-1} . В итоге покидающий экстрактор рафинатный раствор R будет иметь заданный состав без дополнительного подвода растворителя, характерного при многократной экстракции. Снизу из аппарата уходит экстракт-

10 Скобло А. И. и др.

Рис. IX-17. Расчет противоточной экстракции на треугольной диаграмме.

ный раствор S, который будет содержать заданное количество извлекаемых компонентов.

Таким образом, на любой контактной ступени аппарата осуществляется противоточное движение рафинатного и экстрактного растворов, позволяющее получить максимальное изменение концентраций потоков в пределах всего аппарата.

Если плотность сырья больше плотности растворителя, то направление движения потоков меняется на обратное, т. е. растворитель Lвводят снизу, а сырье F — сверху. Соответственно рафинатный раствор Rбудет отбираться снизу, а экстрактный раствор S — сверху.

Если рассмотреть потоки для произвольной *i*-той ступени экстрак-

ции (см. рис. IX-14), то можно записать следующее уравнение материального баланса:

$$R_{i-1} + S_{i+1} = R_i + S_i$$

которое с учетом материального баланса для аппарата в целом примет вид

$$S_{i+1} - R_i = S_i - R_{i-1} = L - R = S - F = M$$
(IX,20)

Соответствующие балансовые уравнения можно записать для каждого компонента системы (A, B и L).

На основании третьего свойства треугольной диаграммы приходим к заключению, что уравнение (IX,20) характеризует пучок прямых, проходящих через точки каждой пары встречных потоков: S и F, S₂ и R_1 , ..., S_i и R_{i-1} , ..., L и R и пересекающихся в точке M. Эти линии являются рабочими для процесса экстракции, так как отвечают потокам и их составам, встречающимся в любом произвольно взятом сечении экстрактора.

Положение точек L и R, S и F на треугольной диаграмме известно, так как они характеризуют внешние потоки экстрактора. Поэтому положение полюса M может быть найдено на пересечении прямых, проходящих через точки R и L, F и S (рис. 1X-17).

Расход растворителя L определяется координатами точки N, находящейся на пересечении прямых RS и LF и соответствующей

290



уравнению материального баланса для аппарата в целом. На основании полученных ранее результатов можем записать:

$$L = F \frac{x_{LN}}{1 - x_{LN}} \tag{IX,21}$$

Чтобы определить число ступеней экстракции, поступаем следующим образом.

Потоки сырья F и экстракиного раствора $S = S_1$ встречаются под первой (нижней) тарелкой н, следовательно, удовлетворяют уравнению рабочей линии FSM. Потоки рафинатного раствора R_1 и экстрактного раствора $S = S_1$, покидающие первую контактную ступень, относятся к равновесным и характеризуются точками R_1 и S на треугольной диаграмме, отвечающими коноде R_1S . Проведя коноду R_1S , получим точку R_1 .

Потоки R_1 и S_2 встречаются между первой и второй тарелками и поэтому характеризующие их точки находятся на рабочей линии R_1M . На пересечении прямой R_1M с верхней ветвью бинодальной кривой получаем точку S_2 экстрактного раствора, стекающего со второй контактной ступени. Далее на коноде S_2R_2 при пересечении с бинодальной кривой находим точку R_2 , которая характеризуег рафинатный раствор, поступающий на третью тарелку.

Как следует из проведенного построения, получаемые рафинатные растворы R_1 , R_2 и т. д. все более обогащаются желательными компонентами (компонентом A). Продолжив указанные построения с использованием рабочих линий и конод, в итоге получим требуемый состав рафинатьного раствора R, который отвечает заданному составу рафината P. Очевидно, что число построенных конод (в данном случае их три) 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 N₂ на верхней ветви бинодальной кривой. При дальнейшем увеличении расхода растворителя точка N выйдет за пределы двухфазной области и процесс экстракции прекратится. Следовательно, положение точки N₂ на треугольной диаграмме определяет максимальный расход растворителя L_{макс}, который равен

$$L_{\text{MARC}} = F \frac{x_{L_{\text{MARC}}}}{1 - x_{L_{\text{MARC}}}} \tag{1X,22}$$

Соответственно минимальный расход растворителя $L_{\text{мин}}$ можно определить, исходя из следующих соображений. При заданном качестве рафината P и сырья F уменьшение расхода растворителя L вызовет перемещение точки N вниз по прямой LF. При этом точка S экстрактного раствора, покидающего аппарат, переместится вправо по верхней ветвн бинодальной кривой, а полюс Mудалится от вершины L. В результате уменьшится угол между рабочей линией FM и ближайшей конодой. Очевидно, минимальный расход растворителя $L_{\text{мин}}$ будет отвечать такому положению полюса M', при котором рабочая линия FM' сольется с ближайшей конодой R'S'. Прн этом потребуется бесконечно большое число контактных ступеней.

10*

Минимальный расход растворителя $L_{\text{мин}}$ определяется из уравнения

$$L_{\rm MRH} = F \frac{x_{L_{\rm MRH}}}{1 - x_{L_{\rm MRH}}} \tag{IX,23}$$

в котором концентрация x_{Lмни} определяется точкой N₁ тройной системы.

Фактический расход растворителя L должен быть заключен в пределах $L_{\rm мин} < L < L_{\rm макс}$. Обычно расход растворителя принимают таким, чтобы он был на 10—20% больше минимального, т. е.

 $L = (1, 1 - 1, 2) L_{\text{MUA}} \tag{JX, 24}$

Выходы рафината и экстракта составят

$$P = F \frac{FQ}{PQ} \quad \mathbf{n} \quad Q = F - P \tag{1X,25}$$

а количество растворителя в рафинатном растворе

$$L_R = Q \frac{x_R}{1 - x_R} \tag{1X,26}$$

и в экстрактном растворе

$$L_{S} = Q \frac{x_{S}}{1 - x_{S}}$$
(1X,27)

Концентрации x_R и x_S определяются положением точек R и S 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
Рис. IX-18. Схема потоков рафинатов и растворителя при противоточной экстракции.

это парафиновые углеводороды), вследствие чего потоки растворителя и неизвлекаемых компонентов меняются при переходе от одной ступени экстракции к 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:

$$P_0 y_0 + L_{N+1} x_{N+1} = P_N y_N + L_1 x_1$$

$$P_0 y_0 - P_N y_N = L_1 x_1 - L_{N+1} x_{N+1}$$
 (IX,28)

Если концентрации x и y выразить относительно входящих потоков, т. е. P_9 и L_{N+1} , то введя приведенные концентрации



$$X_i = \frac{L_i}{L_{Nati}} x_i \quad n \quad Y_i = \frac{P_i}{P_0} y_i \tag{1X.29}$$

из уравнения (IX,28) получим следующее соотношение

$$P_0(Y_0 - Y_N) = L_{N+1}(X_1 - X_{N+1})$$

или

или

$$\frac{L_{N+i}}{P_0} = \frac{\Psi_0 - \Psi_N}{X_1 - X_{N+1}} = \frac{\Psi_0 - Y_N}{X_1 - x_{N+1}}$$
(1X,30)

Уравнение (IX,30) 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 также с уменьшением содержания извлекаемого компонента Y_n в выходящем из аппарата потоке рафината. Кроме того, чтобы уменьшить расход растворителя, в исходном растворителе следует обеспечить по возможности более низкое содержание извлекаемого компонента x_{N+1} (в идеальном случае $x_{N+1} \rightarrow 0$).

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

$$P_0(Y_i - Y_N) = L_{N+1}(X_{l+1} - X_{N+1})$$
(IX,31)

Отсюда получаем уравнение рабочей линии для противоточной экстракции:

$$Y_{i} = \frac{L_{N+1}}{P_{0}} X_{i+1} + \left(Y_{N} - \frac{L_{N+1}}{P_{0}} X_{N+1}\right)$$
(1X,32)



Рис. IX-19. Расчет числа ступеней противоточной экстракции на диаграмме X—Y:

АВ — рабочая линия; ОС — равновесная кривая.

В координатах X—Y уравнение (IX,32) характеризует прямую, проходящую через точки $A(X_1, y_0) \, \text{и} \, B(x_{N+1}, Y_N)$. При Y_t = $= y_0 \, \text{и} \, X_{t+1} = X_1 \, \text{из}$ уравнения (IX,32) получим уравнение (IX,30). Наклон рабочей линии определяется удельным расходом растворителя L_{N+1}/P_0 .

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 извлекаемых 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 I, находящейся на равновесной кривой. Между первой и второй тарелками движутся встречные потоки P_1 и L_2 , концентрации извлекаемого компонента в вотори 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 в заданных пределах потребовалось две теоретических ступени контакта.

Увеличение удельного расхода растворителя L_{N+1}/P_0 при неизменных концентрациях входных и выходных потоков 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 настоящее время имеется большое число различных конструкций экстракционных аппаратов; их можно подразделить на две основные группы. I. По способу смешения фаз экстракторы делятся на следующие подгруппы:

 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 следующие 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.).

Ниже рассмотрены некоторые конструкции экстракционных аппаратов, получивших распространение в нефтеперерабатывающей промышленности. Наибольшее применение в нефтепереработке нашли аппараты колонного типа.

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 тяжелой фазы из смежной ступени экстракции по трубопроводу 1, а раствор легкой фазы по трубопроводу 3 поступают на прием пропеллерного насоса 5. Сюда же по трубопроводу 4 поступает эмульсия из отстойного пространства. Уровень установки трубы 4 определяет долю рециркулирующей легкой (тяжелой) фазы. Пройдя камеру смешения 6, через окна 7, смесь легкой и тяжелой фаз попадает в кольцевое пространство 9, а оттуда — в отстойное пространство. Тяжелая фаза из низа отстойника выводится по трубе 2 в приемный коллектор и отсюда — в следующую ступень экстрактора. Легкая фаза выводится из верхней части отстойной зоны через соответствующий коллектор.



Рис. IX-20. Схема ступени (секции) экстрактора типа смеситель—отстойник:

трубопровод ввода тяжелой фазы;
 трубопровод выбода тяжелой фазы;
 трубопровод выбда легкой фазы;
 трубопровод веда легкой фазы;
 пропеллерный насос;
 камера смещения;
 тереточные окна;
 трикаленная камера;
 токи;
 тяжелая фаза;
 тетжелая фаза;
 тетжелая фаза;

Аппараты колонного типа. Аппараты колонного различаются по типу применяемых контактных устройств: насадок или тарелок различных конструкций. В настоящее время в неф-

тепереработке 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.

На рис. IX-21 представлена экстракционная колонна для очистки масел фурфуролом, в которой контактирование фаз осуществляется в объеме насадки из колец Рашига размером 25 × x25 мм. Насадка укладывается секциями высотой от 1,2 до 3 м, число секций 8—10. Между секциями насадки имеются распреде-

лительные тарелки, способствующие более равномерному распределению потоков по сечению колонны (рис. 1X-22). Распределительная тарелка имеет основание 1 с патрубками 2 диаметром до 100 мм для прохода легкой фазы и отверстия или патрубки 3 диаметром до 10 мм для прохода тяжелой фазы.

Вывод экстрактного раствора на охлаждение осуществляют с глухих тарелок. Растворитель и охлажденный раствор вводятся в колонку через специальные маточники или на распределительные тарелки.

В последние годы в экстракционных колоннах нашла применение насадка со струйным истечением фаз (см. рис. IX-23), которая обеспечила получение лучших по производи-



Рис. IX-21. Схема насадочной экстракционной колонны: 1.4 — распределительная тарелка; 2 — насадка из колец Рашига; 3 — промежуточные колодильники. Потоки: I — сырье; II растворитель; III — рафинатный раствор; IV — экстрактный раствор. Рис. IX-22. Схема распределительной тарелки:

 основание; 2 — патрубки для прохода 4 легкой фазы; 3 — патрубки для прохода тяжелой фазы; 4 — корпус колонны.



тельности и разделительной способности показателей по сравнению с насадкой из колец Рашига. Эта насадка состоит из элементов, обеспечивающих сбор и истечение обеих фаз навстречу одна другой.

После акта контактирования фазы расслаиваются. Легкая фаза собирается в вершинах конусообразных элементов и вытекает через отверстия навстречу тяжелой фазе, истекающей через отверстия в основании конусообразных элементов. В результате осуществляется непрерывное противоточное контактирование рафинатных и экстрактных растворов по высоте аппарата.

Большое распространение получили также тарельчатые экстракционные колонны с ситчатыми, жалюзийными тарелками и тарелками других типов.

На тарелках, изображенных на рис. IX-24, обеспечивается диспергирование легкой или тяжелой фазы при помощи перфорированных распределительных перегородок, имеющих отверстия диаметром 3—9 мм.

В экстракционных колоннах для деасфальтизации пропаном применяются жалюзийные тарелки (рис. IX-25). Жалюзийная тарелка состоит из наклонно поставленных пластин, между которыми образуются каналы. 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.



Рис. IX-23. Схема элемента насадки со струйным истечением [легкой (ЛФ) и тяжелой (ТФ) фаз.

Рис. IX-24. Схема тарелки фенольной экстракционной колонны: а — для верхвей части коловны, где диспергируется тяжелая фаза; б — для нижней части коловны, где диспергируется легкая фаза.



Рис. 1Х-25. Схема жалюзийной тарелки: 1 — направляющие пластины; 2 — корпус колонны; 3 — опорное кольца.

Эффективность насадочных И тарельчатых колонн во многих случаях может быть повышена за счет применения пульсирующих потоков. Пульсации могут быть созданы плунжерным или

диафрагмовым насосом, а также путем вибрации тарелок. На эффективность работы пульсационной колонны влияют частота и амплитуда колебаний. Для аппарата каждого типа существуют оптимальная амплитуда и частота колебаний, обеспечивающие более интенсивное протекание процесса экстракции.

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.

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. 1Х-26 изображен колонный дисковый экстрактор, применяемый при очистке масел. Аппарат состоит из ряда секций, образованных в вертикальном цилиндрическом корпусе с помощью серии колец статора. Между кольцами статора размещены плоские диски, укрепленные на вращающемся валу. При вращении дисков обеспечивается



Рис. IX-26, Схема ротационного дискового экстрактора:

1 — верхняя распределительная решетка; 2 — кольцо статора; 3 — диск ротора; 4 — вал ротора; 5 — нижняя распределительная решетка. Потоки: 1 — сырье; 11 — растворитель 111 — рафинатный раствор; IV — экстрактный раствор; IV TROD.

Рис. IX-27. Схема центробежного-экстрактора: 1 — кожух: 2 — ротор: 3 — насадка: 4 — вал.

I — кожух: 2 — ротор: 3 — насадка: 4 — вал. Потоки: ЛФ — легкая фаза: ТФ — тяжелая фаза.

хорошее контактирование фаз. В целом по аппарату создается проти воточное движение легкой и тяжелой фаз.

На рис. ІХ-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, 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 фаз осуществляется через специальные каналы во вращающемся валу. Оптимальная величина частоты вращения обычно составляет 600—1200 об/мин. Основным преимуществом центробежных экстракторов является возможность обработки систем, имеющих малую разность плотностей, и жидкостей, склонных к образованию эмульсий.

РАСЧЕТ ОСНОВНЫХ РАЗМЕРОВ ЭКСТРАКЦИОННЫХ Аппаратов

В результате расчета с использованием треугольной диаграммы или диаграммы X - Y определяется число теоретических ступеней контакта N_{τ} , необходимое для получения продуктов заданного состава. Этот расчет базируется на предположении о достижении состояния равновесия в каждой ступени. В реальных условиях система обычно не достигает состояния равновесия, и поэтому действительное число ступеней экстракции N_{π} будет большим. При эффективности контактной ступени η величина N_{π} , равная

$$N_{\rm H} = N_{\rm T}/\eta \tag{IX,33}$$

зависит от типа контактного устройства, скоростей фаз, их физико-химических свойств. Для экстракторов типа смеситель-отстойник $\eta = 0.75 - 0.95$, для колонных экстракторов с ситчатыми тарелками $\eta = 0.25 - 0.45$.

Расчет размеров экстракторов типа смеситель-отстойник основан на закономерностях процессов смещения и отстаивания, рассмотренных в соответствующих главах.

Для экстракторов колонного типа с насадкой расчет высоты насадки *Н*_{нас} производят по уравнению:

$$H_{\rm mac} = N_{\rm T} h_{\rm D} \tag{IX,34}$$





Рис. IX-28. Схема ситчатой тарелки экстракционной колонны:

1 — полотно тарелки: 2 — переливный патрубок. Потоки: ЛФ — легкая фаза; ТФ - тяжелая фаза.

где h_a — высота насадки, эквивалентная одной теоретической ступени.

Для большинства экстракционных колонн С насадкой $h_{a} = 1,5-3$ м. В большинстве случаев величину h, определяют экспериментально.

Общая высота экстракционной колонны определяется с учетом высот, отстойных зон в верхней и нижней частях колониы для рафинатного и экстрактного растворов.

Движение потоков легкой и тяжелой фаз в 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 их вязкости и плотности 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 производить по уравнению

$$Y = 1, 2e^{-4X}$$
 (IX, 35)

где

$$Y = \frac{W_c^2 f \rho_n}{g \epsilon^3 \Delta \rho} \left(\frac{\mu_c}{\mu_B}\right)^{0.16} \left(\frac{\sigma_{c_B}}{\sigma_{c_B} - \sigma_{\pi_B}}\right)^{0.2}$$
(IX,36)

$$X = \left(\frac{G_{\rm R}}{G_{\rm c}}\right)^{1/4} \left(\frac{\rho_{\rm R}}{\rho_{\rm T}}\right)^{1/8}$$
(1X,37)

Wc - скорость движения сплошной фазы, м/с; f - удельная поверхность насадки, м²/м³; є — относительный свободный объем насадки, м³/м³; р_т, р_п, Δр соответственно плотности тяжелой и легкой фаз и их разность, кг/м3; µc, µв вязкости сплошной фазы и воды, м/Па с; о_{сд}, о_{св}, о_{др} — поверхностные натяжения на границе соответственно сплошной и дисперсной фаз, сплошной фазы и воды, дисперсной фазы и воды, Н/м: G_п/G_с — 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, 35).

В случае очистки избирательными растворителями площадь поперечного сечения колонны F_к можно определить по уравнению (IX,38)

$$F_{\rm H} = V/V_{\rm ZOH}$$

где V — сумма объемов сырья и растворителя, м³/ч; V_{поп} — допустимая объемная скорость, м³/(м²·ч).

Некоторые данные по величинам V_{дов} приведены в следующей таблице:

Растворитель	Тяп колодны	V _{доп} . м ⁸ /(м ⁸ .ч)
Фенол	Тарельчатая с перфорацией на вер- тикальных стенках (см. рис. 1X-24)	До 30
	Тарельчатая с каскадными тарелками	9-14
Фурфурол	Тарельчатая с перфорированными каскадными тарелками	33
	Насадочная, кольца 25-50 мм	22-26
Серинстый ангидрид	То же	25-30
Пропан	Тарельчатая с жалюзийными тарел- ками	2036

При гидравлическом расчете ситчатых тарелок необходимо определить высоту слоя дисперсной фазы *h*, образующегося на тарелке, если в дисперсном состоянии находится тяжелая фаза, или под тарелкой (рис. IX-28), если в дисперсном состоянии находится легкая фаза. Эта высота слоя определяется напором, необходимым для проталкивания дисперсной фазы через тарелку 1. Без учета смачиваемости величину *h* можно определить как сумму следующих сопротивлений:

$$h = h_1 + h_2 + h_3 \tag{1X,39}$$

где h_1 — напор, затрачиваемый на преодоление сопротивлений при течении дисперсной фазы сквозь тарелку, м; h_1 — 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.

Указанные величины сопротивлений определяются по следующим уравнениям:

$$h_1 = \frac{W_{0\pi}^2}{2gC^2} \frac{\rho_{\pi}}{\Delta \rho} \tag{IX,40}$$

$$h_{a} = \lambda \frac{l}{d} \cdot \frac{W_{c}}{2g} \cdot \frac{\rho_{c}}{\Delta \rho}$$
(1X,41)

$$h_3 = \frac{1.5W_c^2}{2g} \cdot \frac{\rho_c}{\rho_{\rm H}} \tag{IX,42}$$

где W_{og} — скорость движения дисперсной фазы через отверстия тарелки, м/с; W_c — скорость движения потока сплошной фазы в переливных патрубках, м/с; С — коэффициент скорости при истечении, C = 0.5 - 0.7; λ — коэффициент трения при движении потока в трубе.

Уровень жидкости *h* под тарелкой не должен опускаться ниже нижнего обреза переливных патрубков, т. е. должно выполняться условие (см. рис. IX-28)

$$h < l - h_{W} \tag{IX,43}$$

Глава Х

Сушка

ОСНОВНЫЕ ПРЕДСТАВЛЕНИЯ О ПРОЦЕССЕ СУШКИ

Сушкой называется 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 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 газовый и контактный методы сушки.

При газовой сушке тепло передается газом (нагретым воздухом, дымовыми газами, азотом и т. п.) при его непосредственном соприкосновении с высушиваемым материалом. Образовавшиеся при испарении жидкости пары смешиваются с потоком газа и удаляются из системы.

При контактной сушке тепло сообщается высушиваемому матерналу каким-либо теплоносителем, действующим через поверхность нагрева, чаще всего используется насыщенный водяной пар, подвергающийся конденсации. При контакте с поверхностью теплообмена (плоская стеңка, трубный пучок и т. п.) высушиваемый материал нагревается. Испарившаяся жидкость покидает материал, пары (например, пары растворителя) удаляются из сушилки и могут быть направлены на конденсацию и 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.

На рис. Х-1 приведены принципиальные схемы установок для осуществления сушки указанными способами.

На практике наиболее часто приходится иметь дело с сушкой влажных материалов нагретым воздухом или горячими дымовыми газами, поэтому дальнейшее изложение материала ведется применительно к этому случаю сушки. Рас-









смотренные далее основные закономерности могут быть применены и при удалении других жидкостей из твердых материалов.

В данной главе не рассмотрены некоторые специальные случаи удаления влаги из газов и жидкостей, на практике называемые «осушкой», поскольку они представляют другие процессы: абсорбцию (осушка газов растворами CaCl₂, MgCl₂, диэтиленгликолем); 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 ф называется отношение массы влаги, содержащейся в воздухе, к максимально возможному ее содержанию в условиях насыщения этого воздуха при одинаковой температуре. Эта величина изменяется от нуля для абсолютно сухого воздуха до единицы (или 100 %, если за единицу измерения взят процент) для насыщенного.

Масса водяного пара, содержащегося в 1 м³ воздуха, численно равна плотности водяного пара ρ_n , находящегося в перегретом состоянии, а максимально возможное его содержание равно плотности насыщенного пара ρ_n при данной температуре воздуха. Следовательно

$$\varphi = \rho_{\rm II} / \rho_{\rm H} \tag{X,1}$$

Из уравнения состояния газов следует, что

$$\rho_{\rm H} = \frac{p_{\rm H}}{RT} \quad {\rm H} \quad \rho_{\rm H} = \frac{p_{\rm H}}{RT}$$

откуда

 $\varphi = p_{\rm ff}/p_{\rm ff}$

(X,2) 303 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 $\varphi = 1$ воздух полностью насыщен и влага больше не может испаряться в воздух. При нагревании и охлаждении воздуха величина φ изменяется вследствие изменения величины P_{π} при изменении температуры [см. уравнение (X,2)].

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

$$p_{\rm n}V = 47, 1TG_{\rm n}$$

для сухого воздуха в том же объеме V

$$p_{\rm B}V = 29,3TG_{\rm B}$$

Отсюда массы водяного пара и воздуха в объеме V будут равны

$$G_{\rm II} = \frac{p_{\rm II}V}{47,1T} \quad \text{M} \quad G_{\rm II} = \frac{p_{\rm II}V}{29,3T}$$

Согласно определению влагосодержания, исходя из вышеприведенных уравнений, получим

$$x = \frac{G_{\rm II}}{G_{\rm B}} = \frac{29.3}{47.1} \cdot \frac{p_{\rm II}}{p_{\rm B}} = 0.622 \frac{p_{\rm II}}{p_{\rm B}}$$
(X.3)

Поскольку общее давление системы P равно сумме парциальных давлений водяного пара $p_{\rm ff} = \varphi P_{\rm H}$ и сухого воздуха $p_{\rm g}$, уравнение (X,3) можно записать следующим образом:

$$x = 0,622 \frac{p_{\Pi}}{P - p_{\Pi}} = 0,622 \frac{\phi p_{\Pi}}{P - \phi p_{H}}$$
(X,4)

Плотность влажного воздуха определяют из выражения

$$\rho_{B.n-B} = \rho_B (1 + x) \tag{X,5}$$

Энтальпию влажного воздуха H, отнесенную к 1 кг сухого воздуха при температуре t (за начало отсчета принята температура 0 °C), определяют по уравнению

$$H = C_{\rm B}t + xH' \tag{X,6}$$

где $C_{\rm p}$ — 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 $C_{\rm B} = 1$ Дж/(кг·°С), или 304 0,24 ккал/(кг \cdot °C). В этих же пределах температур можно с достаточной точностью считать H' = 595 + 0.46t.

С учетом этого энтальпия влажного воздуха (в ккал/кг) может быть определена по следующему уравнению:

$$H = 0,24t + x (595 + 0,46t) \tag{X,6}$$

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 $p_{\rm M}$, обусловленного присутствием влаги и температурой, и парциальным давлением водяного пара $p_{\rm n}$ в окружающей среде. Процесс сушки протекает при условии, что $p_{\rm M} > p_{\rm n}$. Если $p_{\rm n} > p_{\rm N}$, материал будет поглощать влагу.

Давление водяного пара во влажном материале $p_{\rm M}$ зависит от влажности материала, температуры и вида связи влаги с материалом. При увеличении температуры и влажности материала величина $p_{\rm M}$ возрастает.

Влажность материала называется равновесной, если этой влажности отвечает условие $p_{\rm M} = p_{\rm n}$. 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 $p_{\rm M}$. Адсорбционно-химическая влага и влага набухания характеризуются еще меньшим значением $p_{\rm M}$, 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-2) состоит из подогревателя воздуха (калорифера), в котором воздуху сообщается тепло $Q_{кал}$, и собственно 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 присоединяется к уходящему из сушилки воздуху. Кроме того, тепло воздуха расходуется на нагрев от температуры $t_{\rm H}$ до температуры $t_{\rm K}$ высушиваемого материала, поступающего на сушку в количестве $G_{\rm H}$ и уходящего в количестве $G_{\rm K}$, на нагрев транспортных устройств массой $G_{\rm T}$ (ленты, вагонетки и т. п.) и на потери в окружающую среду $Q_{\rm HOT}$. В сушилку может вводиться также дополнительно тепло $Q_{\rm nof}$ 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 случаи, когда $H_2 \ge H_1$, если сообщается большое количество добавочного тепла $Q_{\rm доб}$.

Материальный баланс для влажного материала можно записать в следующем виде

$$G_{\rm H} = G_{\rm H} + W$$

Если обозначить через ω относительную влажность материала, то массу абсолютно сухого материала G_c можно выразить через начальное и конечное состояния высушиваемого материала:

 $G_{\rm H} = G_{\rm C} + W_{\rm H}$

или

$$G_{\mathbf{c}} = G_{\mathbf{H}} - W_{\mathbf{H}} = G_{\mathbf{H}} (1 - w_{\mathbf{H}})$$

$$(X, 7)$$

$$G_{\mathbf{c}} = G_{\mathbf{H}} - W_{\mathbf{H}} = G_{\mathbf{H}} (1 - w_{\mathbf{H}})$$

$$(X, 7)$$

$$G_{\mathbf{h}} + G_{\mathbf{f}}$$

$$(X, 7)$$

$$(X,$$

Рис. Х-2. Схема к составлению материального и теплового балансов воздушной сушки.

Соответственно

$$G_{\rm R} = G_{\rm c} + W_{\rm R}$$

51

или

$$G_{\mathbf{c}} = G_{\mathbf{K}} - W_{\mathbf{K}} = G_{\mathbf{K}} \left(1 - w_{\mathbf{K}} \right) \tag{X.8}$$

Отсюда

$$G_{\rm R} = \frac{G_{\rm c}}{1 - w_{\rm R}} = G_{\rm H} \frac{1 - w_{\rm R}}{1 - w_{\rm R}}$$
(X,9)

Из уравнения (Х,9) можно определить выход высушиваемого продукта G_w.

Массу испарившейся влаги W можно найти из следующего выражения:

$$W = G_{\rm H} \frac{w_{\rm H} - w_{\rm K}}{1 - w_{\rm K}} \tag{X, 10}$$

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

$$Lx_{2} = Lx_{0} + W$$

$$L = \frac{W}{x_{2} - x_{0}} \qquad (X, H)$$

Отсюда

Разделив обе части уравнения (X,11) на W, получим удельный расход воздуха l, т. е. массу воздуха, необходимую для удаления 1 килограмма влаги

$$l = \frac{L}{W} = \frac{1}{x_2 - x_0}$$
(X.12)

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, транспортными средствами и теряется в окружающую среду.

Уравнение теплового баланса имеет вид:

$$LH_{1} + G_{H}C_{M.H}t_{H} + G_{T}C_{T}t_{H} + Q_{H00} = LH_{2} + G_{K}C_{M.K} + G_{T}C_{T}t_{H} + Q_{H0T}$$
(X,13)

где $C_{\rm M}$ — теплоемкость влажного материала, определяемая по уравнению

$$C_{\rm M} = (1 - \omega) C_0 + \omega \cdot 1 \tag{X,14}$$

где C₀ — теплоемкость абсолютно сухого материала.

Приход тепла с поступающим материалом можно представить следующим образом:

$$G_{\rm H}C_{\rm M. H}t_{\rm H} = G_{\rm K}C_{\rm M. K}t_{\rm K} + W \cdot 1 \cdot t_{\rm H} \tag{X,15}$$

С учетом уравнений (Х,13) и (Х,15) тепловой баланс можно записать в следующем виде:

$$L (H_1 - H_2) = G_R C_{M.R} (t_R - t_H) + G_T C_T (t_R - t_H) + Q_{\Pi 0 T} - (Q_{\Pi 0 \overline{0}} + W t_H)$$
(X,16)
307

В левой части уравнения (X,16) находится тепло, которое отдается нагретым воздухом в сушилке и расходуется на нагрев материала

$$Q_{\rm M} = G_{\rm H}C_{\rm M, \, K} \left(t_{\rm R} - t_{\rm H}\right)$$

нагрев транспортных средств

$$Q_{\rm T} = G_{\rm T} C_{\rm T} \left(t_{\rm K} - t_{\rm H} \right)$$

восполнение потерь тепла в окружающую среду; оно частично компенсируется добавочным теплом Q_{105} и начальным теплосодержанием влаги в материале $Q_W = W t_{\rm H}$.

Уравнение (Х,16) запишется в следующем виде:

$$L (H_1 - H_2) = Q_M + Q_T + Q_{\Pi 0 T} - (Q_{\Pi 0 \overline{0}} + Q_W)$$
 (X,17)

Разделим левую и правую части уравнения (X,16) на W и обозначим стоящие в правой части величины через q с соответствующим индексом:

$$q_{\rm M} = \frac{Q_{\rm M}}{W} \qquad q_{\rm T} = \frac{Q_{\tau}}{W} \qquad q_{\rm HOT} = \frac{Q_{\rm HOT}}{W} \qquad q_{\rm HOG} = \frac{Q_{\rm HOG}}{W}$$
$$q_{\rm W} = \frac{Q_{\rm W}}{W} \qquad l = \frac{L}{W}$$

тогда уравнение теплового баланса можно записать следующим образом:

$$I(H_1 - H_2) = q_M + q_T + q_{DOT} - (q_{DOG} + q_W)$$
(X,18)

или

$$\frac{1}{x_2 - x_0} \left(H_1 - H_2 \right) = q_M + q_T + q_{\Pi OT} - \left(q_{\Pi OT} + q_W \right)$$
(X.19)

Начальные параметры воздуха to и фо принимаются по справочным метеорологическим данным, соответствующим данному географическому пункту. Затем по to, взятому из таблиц свойств насыщенного водяного пара, по уравнению (Х,4) находят начальное влагосодержание хо поступающего в сушильную установку воздуха. Далее, выбрав наивысшую температуру сушки t₁ и, учитывая, что $x_1 = x_0$, по уравнению (X,6) находят энтальпию Н₁ поступающего в сушилку воздуха. Затем по уравнению (X,19) необходимо найти величины x_2 и t_3 . Одной из этих величин приходится задаваться. Обычно задаются величиной температуры уходящего воздуха to, используя данные о работе сушилок соответствующего назначения. При известной температуре t, из уравнения (Х,19) определяют величину х2. Если полученное влагосодержание х₂ и соответствующая ему относительная влажность ϕ_3 имеют желательные величины, то по уравнению (Х,12) определяют удельный l и затем полный L расходы воздуха и количество тепла, сообщаемое в калорифере

$$Q_{\text{KAR}} = L (H_1 - H_0) \tag{X,20}$$

Полученная величина $Q_{\kappa a \pi}$ служит для определения расхода теплоносителя и теплообменной поверхности калорифера.

Расчет основных параметров процесса сушки может быть выполнен также с использованием *H*—х диаграммы влажного воздуха.

ДИАГРАММА *н-х* для влажного воздуха

Диаграмма *H*—х (энтальпия — влагосодержание влажного воздуха), предложенная Рамзиным Л. К., приведена на рис. Х-З. 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 = const на диаграмме вертикальные, а линии H = const наклонены к оси ординат под углом 45°.

Для построения изотерм на диаграмме используется уравнение (X,6), которое при постоянной температуре *t* представляет собой уравнение прямой линии в координатах *H*—*x*.

Для построения линий $\varphi = \text{const}$ используется уравнение (X,4). 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 линию $\varphi = \text{const}$. Линии $\varphi = \text{const}$ представляют на диаграмме расходящийся пучок выпуклых кривых, проходящих через начало координат.

На диаграмме H - x, приведенной на рис. Х-З для случая, когда общее давление в системе равно атмосферному, кривую $\varphi = \text{const}$ заканчиваются при пересечении с изотермой 99,4 °C 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 °C и относительной влажности $\varphi = 70$ % определяют точку A (рис. X-4), для которой находят влагосодержание x = 0,0608 кг влаги/кг сухого воздуха и энтальпию H = 49,5 ккал/кг сухого воздуха.

Рабочим полем диаграммы является область, лежащая выше кривой $\phi = 100$ % (насыщенный влагой воздух).

С помощью диаграммы *H—х* легко графическим путем определить точку росы и предел охлаждения воздуха в изоэнтальпийных условиях.



Рис. Х-З. Диаграмма Н-х для влажного воздуха.

Рис. X-4. Определение параметров влажного воздуха с помощью диаграммы *Н*-х по двум заданным параметрам.

Точка росы. Точкой росы называют ту температуру, охлаждаясь до которой при постоянном влагосодержании воздух достигнет полного насыщения водяными парами.

На рис. X-5 приведено графическое построение точки росы B для воздуха с начальными параметрами, отвечающими точке A. Точка росы определяется как изотерма t_{μ} , проходящая через точку пересечения B линии $\varphi = -1$ 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 условиях температура понижается, а энтальпия остается постоянной. Этот изоэнтальпийный процесс будет протекать до полного насыщения воздуха водяными парами, т. е. до температуры, при которой $\varphi = 1$. На диаграмме H-x (рис. X-6) из точки A проводят линию H = constдо пересечения в точке B с линией $\varphi = 1$. Изотерма $t_{M.T}$, проходящая через точку B, соответствует пределу охлаждения воздуха в изоэнтальпийных условиях и называется *температурой мокрого термометра*.

Разность между температурой воздуха $t_{\rm B}$ и температурой мокрого термометра $t_{\rm M, T}$ носит название потенциала сушки є:

$$e = t_B - t_{M, T}$$



Рис. Х-5. Определение точки росы на диаграмме Н-х.

Рис. Х-6. Определение температуры мокрого термометра на днаграмме Н-х.

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 $t_{\rm B} = t_{\rm M-T}$ потенциал сушки в 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-7). Наносим на диаграмму точку A, характеризующую состояние поступающего в калорифер воздуха, воспользовавшись справочными данными о его температуре t_0 и относительной влажности 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,18), записав его сокращенно в следующем виде:

$$l(H_1 - H_2) = \Delta \tag{X,21}$$

где Δ — удельные затраты тепла.

При отсутствии подвода дополнительного тепла в сушилку, когда $Q_{\rm до6} = 0$, обычно имеем $q_{\rm M} + q_{\rm T} + q_{\rm пот} > q_{\rm W}$, т. е. $\Delta > 0$, а энтальния уходящего из сушилки воздуха меньше энтальнии поступающего воздуха ($H_2 < H_1$).

Если в сущилку подводится дополнительное тепло $Q_{\text{доб}}$, то может оказаться, что $q_{\text{м}} + q_{\text{т}} + q_{\text{пот}} < q_{\text{доб}} + q_{\text{W}}$, т. е. $\Delta < 0$,



Рис. Х-7. Графическое представление процесса теоретической сушки на диаграмме *H*—*x*.

Рис. Х-8. Построение рабочей линии сушки на диаграмме Н-х.

а энтальпия воздуха, уходящего из сушилки, повышается $(H_2 > H_1)$.

Можно подобрать такие условия сушки, при которых $q_{\rm M}$ + $q_{\rm r} + q_{\rm nor} = q_{\rm nof} + q_{\rm W}$, т. е. $\Delta = 0$ и $H_1 = H = {\rm const.}$

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-7) 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 задавного параметра уходящего из сушилки воздуха. Абсцисса точки C определяет влагосодержание уходящего воздуха x_2 . Зная x_2 и x_0 , по уравнению (X,12) определяют удельный расход воздуха t_i , его расход L = IW и количество подводимого в калорифере тепла $Q_{Ran} = L (H_1 - H_0)$. Все используемые при расчетах величины (x_0, x_2, H_0, H_1) определяются по диаграмме H - x.

В тех случаях, когда $\Delta \neq 0$ и $H_1 \gtrsim H_2$, точка C должна лежать выше или ниже линии $H_1 = \text{const}$, отвечающей теоретической сушке.

Предположим (рис. X-8), что точка *C* соответствует состоянию уходящего из сушилки воздуха при $\Delta > 0$, т. е. $H_2 < H_1$. 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:

$$\frac{CE}{CD} = \frac{C_1 E_1}{C_1 D_1}$$

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 (Х,12) и (Х,21) 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 н H, то отрезки $C_1E_1 = H_1 - H$ и $C_1D_1 = x - x_0$. Отсюда получим следующее соотношение

$$\frac{CE}{CD} = \frac{C_1 E_1}{C_1 D_1} = \Delta = \frac{H_1 - H_2}{x_2 - x_2} = \frac{H_1 - H}{x - x_2}$$
(X,22)

$$H_1 - H = \Delta \left(x - x_0 \right) \tag{X.23}$$

313

или



Рис. Х-9. Определение линии сушки по диаграмме H — x. Рис. Х-10. Кинетическая кривая сушки материала.

Следовательно, линия сушки *BC* связывает величину Δ с начальными параметрами воздуха H_1 и x_0 и текущими координатами *H* и *x*. Основываясь на этом, можно найти направление линии сушки для любого случая.

Для этого (рис. X-9) из произвольной точки E, лежащей на линии H = const и проходящей через точку B, находящуюся на изотерме t_1 , откладываем вниз (при $\Delta > 0$) отрезок EC', равный $\Delta (x - x_0)$. 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 $\Delta (x_2 - x_0)$. 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, а также, что расход топлива в воздушных сушилках больше, чем при работе на дымовых газах. Кроме того, воздушная сушилка нуждается в установке калорифера, удорожающей 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. Х-10.

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 (см. рис. X-10). Обычно влагосодержание материала понижается сначала равномерно (участок AB), а затем замедленно.

Чтобы характеризовать интенсивность сушки, пользуются показателями скорости сушки С [кг/(м² · с)], под которым понимают массу влаги, удаляемой с единицы поверхности высушиваемого материала в единицу времени, т. е.

$$C = \frac{dW}{F \, d\tau} \tag{X.24}$$

Имея кинетическую кривую сушки (см. рис. X-10), можно найти скорость сушки *С* графическим дифференцированием этой кривой при известных поверхности образца *F* и его массе.

Типичная кривая скорости сушки представлена на рис. X-11. Общую продолжительность сушки можно разделить на четыре периода. Начальный, обозначенный через т₁, соответствует разогреву материала. Затем наступает период постоянной скорости



Рис. Х-11. Кривая скорости сушки.

Рис. X-12. Варианты (I, II) кривых сущки одного и того же материала.

сушки продолжительностью τ_2 , который сменяется периодом равномерно падающей скорости сушки, обозначенным через τ_3 . В конце обычно наблюдается период τ_4 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. В конце концов скорость сушки уменьшится до нуля при достижении равновесной с газовой фазой влажности.

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-12), если будут различаться ее температуры, скорости подачи и влагосодержание воздуха, а также размеры образцов.

конструкции газовых сушилок

В промышленности 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 случаи которого рассмотрены ниже.

Ленточная сушилка (рис. X-13). Высушиваемый материал подается на горизонтальную бесконечную перфорированную ленту 7, которая движется в камере 5. Лента натянута между двумя барабанами: ведущим 6 и натяжным 1. Циркулирующий горячий воздух проходит через высушиваемый материал, находящийся на транспортирующей ленте. Высушенный материал сбрасывается с разгрузочного конца ленты.

Лента может быть выполнена также сплошной, например из прорезиненной ткани. В этом случае поперечная циркуляция воздуха по зонам сушки, показан-



Рис. Х-13. Основные конструктивные элементы ленточной сушилки: 1. 6 — барабаны; 2. 3 — концевые вентиляторы; 4 — циркуляционные вентиляторы; 5 — камера; 7 — бесконечная лента.



Рис. Х-14. Основные конструктивные элементы барабанной сушилки: 1 — топка; 2 — питатель; 3 — бандаж; 4 — барабан; 5 — зубчатый венец; 6 — циклон; 7 — дымосос; 8 — пасадка барабана; 9 — опорные ролвки; 10 — выгружатель; 11 упорные роляки; 12 — привод.

ная на рис. X-13, заменяется на продольную (прямоточную или противоточную) по отношению к высущиваемому материалу.

Скорость движения выбирается с таким расчетом, чтобы за время пребывания в сущилке материал успел высохнуть. Скорость движения ленты может достигать 1 м/с, ее величину можно изменять с помощью вариатора.

В сушилке могут быть размещены одна, две и более лент, установленных одна над другой; ширина ленты составляет от 1,2 до 3 м, а площадь — от 10 до 100 м², потребляемая мощность — от 8,5 до 71,5 кВт.

Ленточные сушилки делаются многокамерными. В камерах 2 устанавливаются циркуляционные вентиляторы 3. Для уменьшения уноса твердого материала необходимо правильно организовать циркуляцию сушильного агента.

В значительной части сушилки, где находится влажный материал и происходит удаление основной массы влаги, циркуляция сушильного агента осуществляется снизу вверх, а в конце сушилки, где производится окончательная подсушка материала, — сверху вниз.

С одного квадратного метра новерхность ленты может удаляться от 4 до 60 кг влаги в 1 ч.

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 воздух или дымовые газы.

Основную часть барабанной сушилки представляет вращающийся цилиндрический барабан 4, опирающийся бандажами 3 на опорные ролики 9. Для предотвращения продольного перемещения барабана служат упорные ролики 11. Барабан устанавливают с наклоном к горизонту до 6°. Привод барабана осуществляется через зубчатый венец 5. Внутренняя полость барабана заполнена насадкой 8, обеспечивающей перераспределение материала по сечению барабана и лучший его контакт с сушильным агентом.

Высушиваемый материал поступает в барабан через питатель 2. Благодаря наклону и вращению барабана высушиваемый материал передвигается вдоль



Рис. Х-15. Основные конструктивные элементы уплотнительных устройств: а — для плавающего сальникового; б — для лабиринтного; 1 — вращающиеся полукольда; 2 — неподвижные полукольца; 3 — набивка; 4 — вращающийся элемент; 5 неподвижный диск; 6 — кольца уплотнительные.

барабана, пересыпаясь и перераспределяясь на насадке 8. Высушенный материал выводится с помощью выгружателя 10.

Сушильный агент может двигаться прямотоком или противотоком по отношению к обрабатываемому материалу. В качестве сушильного агента обычно используются дымовые газы, получаемые в топке 1. Пройдя барабан, дымовые газы удаляются дымососом 7 через циклон 6 для улавливания мелких частиц твердого материала, унесенных дымовыми газами из сушилки.

Барабаны сушилок имеют диаметры от 1,0 до 2,8 м при длине от 4 до 22 м. Частота вращения барабанов сушилок обычно составляет от 1 до 8 об/мин. Потребляемая мощность составляет от 1 до 40 кВт в зависимости от размеров сущилки. Степень заполнения объема барабана материалом достигает 20 %.

Для предотвращения утечки сушильного агента из барабана на обоих его торцах устанавливаются уплотнительные устройства (рис. X-15).

В сальниковом плавающем уплотнения полукольца 1 крепятся к корпусу барабана, а полукольца 2 — к неподвижной камере или топке. Сальниковая набывка выполняется из асбестового шнура.

В лабиринтном уплотнении элемент уплотнения 4 вращается вместе с барабаном, а диск 5 с приваренными к нему концентрическими кольцами 6 неподвижен.

Для перераспределения материала в барабане служат различные насадки, основные типы которых приведены на рис. Х-16. Тип применяемой насадки зависит от свойств высушиваемого материала и условий сушки. Для крупнокусковых и склонных к налипанию материалов применяется лопастная система (рис. Х-16, *a*); для сыпучих материалов с мелкими частицами — распределительная система объемного типа (рис. Х-16, 6-2); для пылеобразующих материалов — перевалочная система с закрытыми ячейками (рис. Х-16, ∂). Применяются насадки и других типов, что определяется спецификой процесса сушки. Насадки выпускаются секциями длиной 1 м.

Барабанные сушилки имеют производительность по высушиваемому материалу до 3 т/ч и по влаге до 100 кг/(м³ ч) при скорости сушильных газов до 3 м/с.



Рис. X-16. Схемы основных типов насадок для барабанных сушилок: а — лопастные; 6-г — распределительные объемного типа; д — перевалочные с закрытыми ячейками.

Пневматическая сушилка (рис. X-17). Для сушки мелкодисперсных, кристаллических, 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. Материал подается через питатель 1, а вентилятором 8 через подогреватель 7 в трубу 2 нагнетается горячий воздух. Скорость движения воздуха в трубе должна быть выше 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/(м³ч), расход тепла — 5000 кДж/кг влаги, а относительный расход высушиваемого материала составляет 8—20 кг на 1 кг воздуха.

Шахтная сушилка (рис. X-18). Сушилки этого типа применяются для сушки сыпучих материалов. В этих сушилках материал движется сверху вниз сплошной массой, пересыпаясь с полки на полку, свободно падая, а сушильный агент проходит снизу вверх через слой материала, высушивая его.

Шахтная сушилка представляет собой вертикальную прямоугольную камеру (шахту) 4, в которую через

Рис. X-17. Основные конструктивные элементы пневматической сушилки:

1 — питатель: 2 — сушильная труба; 3 — сборинк; 4 — фильтр; 5 — циклов; 6 — выгружатель; 7 — воздухоподогреватель; 8 вентилятор.





Рис. Х-18. Схема шахтной сушилки:

з — вид прямо: б — вид сбоку: 1 — бункер: 2 — затвор: 3 — сборвые желоба: 4 — шахта: 5 — распределительные желоба: 6 — выгружатель: 7, 8 — коллекторы ввода и вывода.

затвор 2 из бункера 1 поступает высушиваемый зернистый материал. Он заполняет всю шахту и самотеком постепенно перемещается вниз по мере удаления материала выгружателем 6. Работой выгружателя определяется время пребывания материала в шахте.

Нагретый воздух или топочные газы из коллектора 7 поступают в нижний ряд желобов 5, открытых снизу. Желоба распределяют сушильный агент по всему сечению шахты. Материал и сушильный агент контактируют в противотоке. Через верхний ряд желобов 3 сушильный агент выводится в коллектор 8.

В шахтных сушилках можно создать несколько зон сушки, рабочие режимы в которых (температура, влажность, скорость сушильного агента) будут различными. Для этого в шахте устанавливают соответствующее число рядов распределительных и сборных желобов.

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

Рис. X-19. Схема сушилки с исевдоожиженным слоем зернистого инертного материала:

1 — сентилятор: 2 — калорифср: 3 — сушилка: 4 — сборникц высушенного материала; 5 — цикловы; 6 — расходная емкость; 7 распределительная решетка. Потоки: I воздух на установку; II — водяной пар; III псевдоожиженный слой; IV — суспеизия; V рысушенный материал; VI — отработанный воздух.



высушенный материал обычно выводится с сущильным агентом через циклоны. Такая сушилка с псевдоожиженным слоем применяется для высушивания суспензий и растворов.

На рис. X-19 приведена схема аппарата для сушки суспензий и растворов в псевдоожиженном слое инертного зернистого материала.

Из расходного сосуда 6 суспензия по трубе поступает в кинящий слой инертного материала 111. Здесь она покрывает частицы псевдоожиженного слоя инертного материала и влага быстро испаряется. Твердое вещество образует на частицах инертного материала корку, которая вследствие интенсивного перемешивания частиц разрушается. Высушенный материал в виде пыли выносится потоком воздуха из кипящего слоя и затем улавливается в циклонах 5. Готовый продукт выводится через пылесборники 4. Псевдоожижение слоя инертного зернистого материала производится при подаче вентилятором 1 горячего воздуха, нагретого в калорифере 2, в пространство под распределительной решеткой 7, на которой находится зернистый материал.

Вследствие интенсивного перемешивания частиц в псевдоожиженном слое температуры во всем его объеме достаточно выровнены.

Производительность таких сушилок по высушиваемому материалу составляет до 8 т/ч, напряженность по влаге до 25 кг/(ч·м³ пода).

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.).

Вакуум-сушильный шкаф (рис. X-20). В малотоннажных производствах получили распространение сушилки с неподвижным слоем высушиваемого материала, находящегося на прогивнях, которые установлены на обогреваемых полках. Вакуум-сушильные шкафы могут быть цилиндрической или нрямоугольной формы. Обогрев плит, на которых устанавливаются противни, может осуществляться при помощи водяного пара, горячей воды или электричества.

Вакуум-сушильный шкаф, конструкция которого приведена на рис. Х-20, представляет собой цилиндрический сосуд *I* с крышкой 2, установленной на поворотном кронштейне 3. Крышка крепится к корпусу откидными болтами. На крышке и корпусе аппарата имеются смотровые окна.

Внутри корпуса аппарата на стойках установлены полые обогреваемые плиты 9, в которые подается пар из коллекторов. Давление пара в плитах 0,4 МПа. Пар поступает в коллектор через регулирующий клапан 4 с пневматическим мембранным приводом. На обогреваемых плитах устанавливаются противни 10, в которые загружается высущиваемый материал. Остаточное давление в аппарате замеряется вакуумметром 8.

Вакуум в шкафу создается с помощью конденсаторов смешения или поверхностных конденсаторов, а также вакуум-насосов.

Схема сушильной установки с вакуум-сушильным шкафом приведена на рис. Х-21.

11 Скобло А. И. и др.



1 — цилиндр; 2 — крышка; 3 — поворотный кроиштейи; 4 — регулируемый клапан; 5 — манометр; 6 — самопишущий термометр; 7 — термометр; 8 — вакуумметр; 9 — плиты; 10 — противни.

Рис. X-21. Схема установки для контактной сушки:

I — вакуум-сушильный шкэф; 2 мокрый пылеуловитель; 3 — поверхностими конденсатор; 4 сборник конденсата; 5 — вакуумнасос; 6 — конденсатоторинк. Потоки: I — греющий пар; II конденсат греющего пара; II пары удаляемой при сушке влаги; IV — охлаждающяя соде: V — конденсат наров влаги; VI — воздух.



Напряженность по влаге вакуум-сушильных шкафов составляет 0,4—2 кг/(м²·ч), расход греющего пара — до 2 кг/кг испаренной влаги.

Гребковая сушилка (рис. X-22). Для ускорения сушки зернистых материалов применяют гребковые сушилки, в которых материал перемешивается специальными гребками.

Гребковая сушилка представляет собой горизонтальный герметичный цилиндрический аппарат 5, снабженный приводом 6, который вращает полый вал 3 с гребками 7. Загрузка материала производится сверху через люк 4, а разгрузка через нижний люк 1, снабженный затвором. Для обогрева аппарат снабжен паровой рубашкой 2. Обогрев может производиться также через полый вал 3. Торцы аппарата закрываются крышками, имеющими люки для ремонта и лючки для взятля проб без сброса вакуума. Вакуум создается при помощи барометрического конденсатора и ротационного вакуум-насоса.

Диаметр корпуса 800—1250 мм, длина до 4000 мм, частота вращения вала 5—8 об/мин. Съем влаги с І м² поверхности нагрева 3—5 кг/ч.

Из недостатков гребковых сушилок можно упомянуть периодичность работы и сложность конструкции.

Одновальцовая вакуум-сушилка (рис. X-23). Примером контактных сушилок непрерывного действия могут служить однои двухвальцовые сушилки, работающие при атмосферном давлении и под вакуумом.



Рис. Х-22. Схема гребковой сушилки:

1 — разгрузочный люк;
 2 — паровая рубашка;
 3 — полый вая;
 4 — загрузочный люк;
 5 — корпус;
 6 — привод;
 7 — гребок;
 8 — вид гребка прамо и сбоку.
 Потоки:
 1 — греющий лар;
 11 — конденсат.



Рис. X-23. Конструкция одновальцовой вакуум-сушилки:

1 — барабан; 2 — коряус сушилки; 3 — корыто; 4 — подающий валик; 5 — нож; 6 инск.

В герметичном корпусе 2 медленно вращается полый барабан 1, обогреваемый изнутри паром, который вводится через одну из полых цапф. Конденсат греющего пара удаляется через другую цапфу вала. Жидкий высушиваемый матернал из корыта 3 разбрызгивается вращающимся валиком 4 на горячую поверхность барабана, на которой в продолжение оборота барабана раствор или суспензия высыхает.

образуя пленку толщиной до 1 мм. Пленка снимается ножом 5 и попадает в шнек 6. Вместо разбрызгивания жидкости барабан может быть частично погружен в жидкость и смачиваться ею.

Частота вращения вальца 3—6 об/мин, диаметр 600— 1250 мм, длина 1400— 3200 мм, поверхность нагрева от 2,6 до 12,5 м². Напряжение поверхности барабана по влаге составляет 30—70 кг/(м² ч).

Паровая трубчатая сушилка (рис. X-24). Для сушки материала, состоящего из кусков размером до 20 мм, и кристаллических продуктов применяют сушилки трубчатого типа.

Сушилка этого типа представляет собой наклонный вращающийся барабан 1 с трубами диаметром 100 мм, по которым движется высушиваемый материал.



Рис. Х-24. Конструкция паровой трубчатой сушилки:

1 — трубчатый барабан; 2 — внитовая вставка; 3 — приемная камера; 4 — трубы для конденсата; 5 — задняя цапфа; 6 — центральная труба; 7 — распределительное устройство; 8 — передияя цапфа; 9 — привод барабана.

Для лучшего перемешивания материала в трубах имеются винтовые вставки 2. Влажный материал поступает в трубы через распределительное устройство 7. Высушенный материал высыпается из труб в камеру 3 и выводится из сушилки. Трубы обогреваются паром, нагрев наружный. Греющий пар через переднюю цапфу 8 поступает в центральную трубу 6, имеющую отверстия, через которые пар попадает в межтрубное пространство барабана. Конденсат водяного пара выводится через U-образные трубы 4 и заднюю цапфу 5.

Привод барабана 9 — фрикционный. Частота вращения барабана 5—8 об/мин, угол его наклона составляет 8—15 °С (в зависимости от вида обрабатываемого материала). Днаметр барабана 2—4 м, длина 4—8 м. Число трубок 192— 860 шт., поверхность нагрева 192—2200 м².

Расчет контактных сушилок. Материальный баланс по высушиваемому материалу и влаге совпадает с материальным балансом газовой сушилки. По заданным исходной массе влажного материала $G_{\rm II}$ и его начальной $w_{\rm R}$ и конечной $w_{\rm R}$ относительным влажностям определяем массу удаляемой из материала влаги W [см. уравнение (X,10)] и выход высушенного продукта $G_{\rm R}$ [см. уравнение (X,9)], а также массу сухой части материала $G_{\rm G}$ [см. уравнение (X,7) или (X,8)].

Тепловой баланс контактной сушилки непрерывного действия записывается следующим образом:

$$D\lambda + G_{\rm H}C_{\rm H}t_{\rm H} = D\theta + WH' + G_{\rm K}C_{\rm K}t_{\rm H} + Q_{\rm HOT} \qquad (X,25)$$

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; $G_{\rm H}/G_{\rm K}$ — масса влажного материала до и после сушки, кг (или кг/с); $C_{\rm H}$, $C_{\rm K}$ — теплоемкость влажного материала до и после сушки, кДж/(кг °С); $t_{\rm H}$, $t_{\rm K}$ — температура материала при загрузке и выгрузке соответственно, °С; $Q_{\rm пот}$ — потери тепла в окружающую среду, кДж.

Из уравнения (X,25) 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:

$$F = \frac{Q}{K \,\Delta t_{\rm cP}} \tag{X,26}$$

Однако применение этого уравнения на практике связано с затруднениями: относительно просто определяется только величина Q, нахождение же Δt_{cp} 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 м² поверхности нагрева в 1 ч. Тогда для сушилки непрерывного действия

$$F = \frac{W}{\beta} \tag{X.27}$$

для сушилки периодического действия

$$F = \frac{W}{\beta\tau} \tag{X.28}$$

Для большинства конструкций контактных сушилок величина β обычно составляет 0,5—3,5 кг/(м²·ч), для вальцовых сушилок она доходит до 20—70 кг/(м²·ч).

По полученной величине поверхности нагрева, пользуясь каталогами, подбирают стандартную конструкцию сушилки, пригодную для данных конкретных условий эксплуатации и переработки соответствующего материала.

ЧАСТЬ ВТОРАЯ

ГИДРОДИНАМИЧЕСКИЕ 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. внутренней фазы и дисперсионной среды — сплошной 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.

В зависимости от размеров взвешенных частиц суспензии подразделяются следующим образом:

																		22	эмеры частиц, мк
Грубые			-					۰.					 -						Более 100
Тонкие						ъ.	a:					۱a.,			•		•	4	От 0,5 до 100
Мути .					5. ₀ 5	- 4		10	*		*			•	•	•		•	От 0,1 до 0,5
Коллоид	(#1	26	P	ac	TBI	D P I	ы		÷	.+	.e						÷		Меньше 0,1

В эмульсиях размеры взвешенных капель могут изменяться в широких пределах. Некоторые эмульсни, 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: осаждение, фильтрация, центрифугирование, мокрое улавливание жидкостью и электроочистка.

Дисперсные системы характеризуются концентрацией взвешенного вещества. От их концентрации зависят выходы продуктов при разделении суспензий. При составлении материальных балансов разделения жидких неоднородных систем обычно пзвестна начальная концентрация взвешенного вещества (дисперсная фаза) в суспензии, а консенная 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 *олажность осадка*.

Введем обозначения: $G_{\rm H}$ и $G_{\rm K}$ — соответственно массы исходной суспензии и очищенной жидкости; $x_{\rm H}$ и $x_{\rm K}$ — соответственно начальная и конечная концентрации твердого вещества в жидкости, % (масс.); a — влажность осадка, % (масс.); $\rho_{\rm T}$ и $\rho_{\rm R}$ — плотности твердого вещества и жидкости.

С учетом содержащейся в нем жидкости масса осадка определяется из уравнения

$$\hat{G}_{0c} = \left(\frac{G_{\rm H} x_{\rm H}}{100} - \frac{G_{\rm H} x_{\rm H}}{100}\right) \frac{100}{100 - a}$$

Заменив неизвестную массу G_{κ} через $G_{\mu} - G_{\alpha c}$, получаем

$$G_{\rm oc} = \left[\frac{G_{\rm H} x_{\rm H}}{100} - \frac{(G_{\rm H} - G_{\rm oc}) x_{\rm K}}{100}\right] \frac{100}{100 - a}$$

откуда

$$G_{\rm oc} = 100 - a = G_{\rm H} x_{\rm H} - G_{\rm H} x_{\rm F} + G_{\rm oc} x_{\rm K}$$

или

$$G_{\rm oc} (100 - a - x_{\rm R}) = G_{\rm H} (x_{\rm H} - x_{\rm R})$$

и окончательно

$$G_{\rm oc} = \frac{G_{\rm H} (x_{\rm H} - x_{\rm R})}{100 - a - x_{\rm K}}$$

Плотность суспензии

$$\rho_{\rm H} = \frac{100}{\frac{x_{\rm H}}{\rho_{\rm T}} + \frac{100 - x_{\rm H}}{\rho_{\rm H}}}$$

Объем суспензии

$$V_{\rm H} = G_{\rm H}/\rho_{\rm H}$$

Плотность осадка

$$\rho_{\rm oc} = \frac{100}{\frac{100-a}{\rho_{\rm T}} + \frac{a}{\rho_{\rm H}}}$$
Объем осадка

$$V_{\rm oc} = \frac{G_{\rm oc}}{\rho_{\rm oc}}$$

и выход осветленной жидкости

$$G_{\rm R} = G_{\rm H} - G_{\rm oc}$$

В газовых системах объем пыли и тумана относительно весьма мал; при подсчетах объема газов его можно не учитывать.

Рассчитывая же 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 весьма 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 вследствие броуновского движения; 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 микронов; 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 микронов или даже долей микрона. Глава XII

Осаждение под действием силы тяжести

скорость осаждения

Разделение суспензий отстаиванием происходит под действием силы земного притяжения при наличии разницы в плотностях взвешенных частиц и среды. Частицы движутся вниз и, достигнув ограничивающей поверхности, образуют слой осадка. В эмульсиях частицы распределенной жидкости тонут или всплывают в среде основной жидкости и, сливаясь, образуют сплошной слой; затем обе жидкости могут быть выведены раздельно. Важным показателем процесса отстаивания является скорость осаждения частиц под действием силы тяжести.

Рассмотрим процесс отстаивания на примере осаждения частицы шарообразной формы. На эту частицу, находящуюся в жидкости (рис. XII-1), действует сила тяжести, равная весу частицы

$$G = \rho_{\rm T} g \, \frac{\pi d^3}{6}$$

и подъемная сила, которая по закону Архимеда равна весу жидкости, вытесненной частицей

$$G' = \rho_{\mathcal{H}}g - \frac{\pi d^3}{6}$$

Если ρ_x > ρ_ж, то частица начинает двигаться вниз с ускорением, а среда оказывает сопротивление движению, определяемое в общем случає законом Ньютона

$$R = \frac{\xi \rho_{\rm fr} S W^2}{2}$$

где ξ — безразмерный коэффициент сопротивления среды; W — скорость движения 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

$$n\frac{dW}{d\tau} = G - G' - R \tag{XII,1}$$

Рис. XII-1. Иллюстрация сил, действующих на частнцу, движущуюся в неподвижной среде.

Итак, скорость движения осаждающейся частицы увеличивается, одновременно увеличивается сопротивление среды *R*, и на небольшом участке пути частицы скорость достигает величины, при которой сопротивление оказывается равным движущей силе *G* — *G'*, так что дальнейшее движение частицы происходит с по-



стоянной скоростью, называемой скоростью осаждения (отстаивания) W_{og} .

Таким образом, при постоянных G и G' наступает момент, когда правая часть уравнения (XII,1) обратится в нуль:

$$G-G'-R=0$$

Подставляя развернутые значения, получим:

$$\rho_{\rm rg} \frac{\pi d^3}{6} - \rho_{\rm sg} \frac{\pi d^3}{6} - \frac{\xi \rho_{\rm sc} \pi d^2}{4} \cdot \frac{\eta \rho_{\rm cc}}{2} = 0 \qquad (X11,2)$$

откуда определяется скорость осаждения:

$$W_{\rm oc} = \sqrt{\frac{\frac{1}{3} \cdot \frac{(\rho_{\rm T} - \rho_{\rm M}) \, dg}{\rho_{\rm M} \xi}} \tag{X11.3}$$

При осаждении в маловязкой среде сравнительно крупных частиц, приобретающих относительно большую скорость, сопротивление среды проявляется в основном в образовании турбулентных вихрей (рис. XII-2, б).

В соответствии с терминологией гидравлики такое осаждение называют происходящим в турбулентном режиме.

Для мелких частиц или при большой вязкости среды скорость осаждения мала и сопротивление среды проявляется в виде тре-



ния; такое безвихревое осаждение происходит при ламинарном режиме.

Возможен также и промежуточный (переходный) режим, при котором величины сопротивления от вихреобразования и трения сопоставимы. Переход

Рис. XII-2. Схема движения твердого тела в среде:

а — при ламинарном режиме; б — при турбулентном режиме.

одного вида движения в другой характеризуется численными значениями критерия Рейнольдса

$$Re = \frac{W_{oc} d\rho_{at}}{\mu}$$

Предельные численные значения критерия Re, однозначно соответствующие ламинарному движению, не установлены и принимаются различными авторами от 0,2 до 2.

Турбулентный режим соответствует Re > 500 и, следовательно, для переходного режима 500 > Re > 2.

Для определения скорости осаждения по уравнению (XII,3) значение коэффициента сопротивления § должно соответствовать пока неизвестному режиму осаждения, так как оно определяется численным значением Re, для подсчета которого необходимо знать искомую скорость осаждения. Поэтому мы вынуждены задаваться режимом, а после определения $W_{\rm oc}$ проводить проверку, вычисляя Re, т. е. вести расчет методом последовательного приближения.

Однозначно решить эту задачу можно пользуясь критериальным уравнением отстаивания, для вывода которого из уравнения (XII,2) определяют значение §

$$\xi = \frac{4}{3} \cdot \frac{\rho_{\rm T} - \rho_{\rm H}}{\rho_{\rm H}} \cdot \frac{dg}{W_{\rm oc}^2}$$

После умножения обеих частей равенства на Re²

$$\xi \operatorname{Re}^{2} = \frac{4}{3} \cdot \frac{\rho_{\mathrm{T}} - \rho_{\mathrm{K}}}{\rho_{\mathrm{K}}} \cdot \frac{dg}{W_{\mathrm{oc}}^{2}} \cdot \frac{W_{\mathrm{oc}}^{2} d^{2} \rho_{\mathrm{K}}^{2}}{\mu^{2}}$$

и сокращения получим:

$$\xi \operatorname{Re}^{2} = \frac{4}{3} \cdot \frac{(\rho_{\mathrm{T}} - \rho_{\mathrm{H}}) \rho_{\mathrm{H}} d^{3}g}{\mu^{2}}$$

Безразмерная дробь, стоящая в правой части равенства, является модификацией критерия Архимеда

 $\varsigma \operatorname{Re}^2 = \frac{4}{3} \operatorname{Ar}$ (XII,4)

или

$$\operatorname{Re} = 1,155 \left(\frac{\operatorname{Ar}}{\xi}\right)^{0.5}$$

В состав определяющего критерия

$$\Lambda \mathbf{r} = \frac{(\rho_{\mathrm{r}} - \rho_{\mathrm{H}}) \rho_{\mathrm{H}} d^3 g}{\mu^2}$$

входят только величины, характеризующие суспензию.

Искомая скорость осаждения вычисляется по найденному значению критерия Re

$$W_{\rm oc} = \operatorname{Re} \frac{\mu}{\rho_{\rm M} d}$$

При ламинарном режиме осаждения, который обычно лимитирует процесс отстаивания, для наиболее мелких частиц $\xi = 24/\text{Re}$; подставляя это значение в уравнение (XII, 4), получим

$$Re = \frac{1}{18} Ar$$
 (XII,5)

Область применения полученного уравнения легко определить, так как для границы ламинарного режима $\text{Re} \leqslant 2$, а в этом случае $\text{Ar} \ll 36$.

При ламинарном режиме (по закону Стокса) после подстановки в уравнение (XII, 5) значений величин Re и Ar и проведения преобразований получим выражение для скорости осаждения

$$W_{\rm oc} = \frac{(\rho_{\rm T} - \rho_{\rm H})g}{18\mu} d^2 \qquad (XII,6)$$

При турбулентном режиме $\xi = 0,44$ и Re ≥ 500 ; подставив это в уравнение (XII, 4), получим предельное значение Ar ≥ 82500 , при котором режим движения будет турбулентным.

В соответствии с этим переходный режим соответствует критерию Архимеда в пределах 36 < Ar < 82 500. Для всех режимов осаждения критерий Re, а следовательно, и скорость осаждения могут быть также вычислены в зависимости от критерия Ar:

$$Re = \frac{Ar}{18 + 0.575 \sqrt{Ar}}$$
(X11.7)

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, 5)].

В случае турбулентного движения при большом значении параметра Аг первым слагаемым в знаменателе можно пренебречь, и тогда уравнение примет вид

Re = 1,74 V Ar

При промежуточном режиме отстаивания скорость осаждения определяется из общего уравнения (XII, 4).

Приведенные выше выводы сделаны 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 имеет наименьшую поверхность среди всех геометрических тел равного объема и массы, введем понятие о коэффициенте формы

$$\varphi = f_{III}/f$$

где $f_{\rm m}$ и f — поверхности частиц шарообразной и неправильной формы равного объема; $\varphi < 1$; скорость осаждения частицы неправильной формы определяется в зависимости от скорости осаждения $W_{0,{\rm m}}$ шарообразной частицы того же объема и массы.

Таким образом, скорость осаждения частицы неправильной формы определяется из выражения

$$W_{0c} = \phi W_{0, m}$$

Для расчета величины W_{о-щ} по приведенным выше уравнениям определяется днаметр эквивалентного шара из выражения

$$d_{9} = \sqrt[3]{\frac{6}{\pi}V} = 1,24\sqrt[3]{V} = 1,24\sqrt[3]{\frac{m}{\rho_{r}}}$$

где V и m — соответственно объсм и масса частицы неправильной формы. Коэффициент ф для частиц неправильной формы находится экспериментально.

Для иллюстрации приведем численные значения фактора формы по литературным данным для частиц различной формы:

Округлая	•	•	•	•		•	•	•	•		•		•	•	•	•	0,77
Полонговатая		•	•	•	1	•	•	*		•	•	•	*		•		0,00
Пластинчатая			:	•	1		•			*	•	•		1		•	0.73
		•			•			•		•			•	•			-,

Для расчета скорости осаждения частни неправильной формы иногда используют фактор несферичности ф, являющийся величиной, обратной фактору формы и равной отнощению поверхности частицы *f* к поверхности эквивалентного шара *f*_{ги}

 $\psi = f/f_{\rm m}$

При использовании фактора несферичности скорость осаждения частицы неправильной формы определяется из выражения

$$W_{\rm oc} = W_{\rm o. m}/\psi$$

В соответствии с уравнением Стокса (XII, 6) скорость осаждения зависит от разности плотностей частицы и среды. В тех случаях, когда $\rho_{\rm T} > \rho_{\rm sc}$, частица оседает на дно сосуда, при $\rho_{\rm T} < < \rho_{\rm sc}$ частица всплывает, а при $\rho_{\rm T} = \rho_{\rm sc}$ частица в данной среде находится во взвешенном состоянии и разделения не происходит.

Из уравнения Стокса (XII, 6) следует, что скорость осаждения увеличивается пропорционально квадрату диаметра частиц и с уменьшением вязкости среды. Для интенсификации процесса отстаивания, т. е. повышения скорости осаждения воздействуют на свойства системы, влияющие на d, µ и разность $\rho_{\rm T} - \rho_{\rm R}$. Укрупнение частиц может происходить при воздействии коагуляторов или в поле действия электрических сил; вязкость и разность плотностей может изменяться при изменении температуры или при добавлении в среду растворителей, имеющих меньшую вязкость и плотность.

Описанное выше явление осаждения частиц и полученные расчетные уравнения справедливы как для неподвижной, так и для движущейся среды, в последнем случае скорость осаждения представляет собой величину относительной скорости.

При движении среды со скоростью $W_{\rm H}$ и осаждающейся частицы со скоростью $W_{\rm T}$ в одном направлении скорость осаждения равна

$$\mathbb{W}_{\mathrm{oc}} = \mathbb{W}_{\mathrm{T}} + \mathbb{W}_{\mathrm{W}}$$

При движении среды и частицы в разных направлениях скорость осаждения составит:

$$W_{oc} = W_T - W_R$$

334

Рассмотренный выше процесс осаждения частицы и соответствующие расчетные формулы справедливы для одиночной частицы и для системы 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. Такое движение частиц принято называть свободным осаждением.

При высокой концентрации оссдающих частиц их взаимовлияние необходимо учитывать. Осаждение частиц в среде с высокой их концентрацией представляет собой сложный процесс, характеризующийся 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; соприкосповение 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_т объем частиц, а через V_ж — объем среды, получим

$$e = \frac{V_{\rm M}}{V_{\rm T} + V_{\rm M}}$$

Изучение явления стесненного осаждения показывает, что его скорость $W_{o,cт}$ является функцией величины относительного объема среды є и критерия Архимеда, т. е.

$$\operatorname{Re}_{0, cT} = f(\operatorname{Ar}, \varepsilon)$$

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):

$$\operatorname{Re}_{0. \operatorname{cr}} = \frac{\operatorname{Ar} e^{4.75}}{18 + 0.575 \, \text{//} \, \operatorname{Ar} e^{4.75}}$$
(XII.8)

Отметим, что, когда в ≈ 1, уравнение (XII, 8) совпадает с ранее приведенным уравнением (XII, 7), справедливым для свободного осаждения.

производительность отстойников

На рис. XII-З представлена схема работы отстойника прямоугольной формы для жидкой суспензии, содержащей твердые частицы. Жидкость движется через отстойник горизонтально со средней скоростью v. Под действием силы тяжести частицы осаждаются и вертикально, двигаясь к днищу с постоянной скоростью W_{oc} , и вдоль отстойника, двигаясь вместе с жидкостью. Продолжительность нахождения жидкости в отстойнике, равная длине пути, деленной на скорость, составляет

$$r_{\rm nP} = l/v$$



Рис. XII-3. Схема работы отстойника: 1 — суспензия; 11 — осветленная жидкость; 111 — выгружаемый осадок.

Продолжительность осаждения частицы на дно отстойника в самом невыгодном случае, когда частица начала свой путь от. поверхности жидкости и путь ее наиболее длинен, равна

$$\tau_{\rm oc} = \frac{h}{W_{\rm oc}}$$

Частица осядет, если $\tau_{oc} \ll \tau_{np}$; в противном случае жидкость унесет ее с собой. В предельном случае (при $\tau_{oc} = \tau_{np}$) получаем, что

$$\frac{h}{W_{\rm oc}} = \frac{l}{v}$$

Отсюда при заданных размерах отстойника *l*, *h*, *b* можно найти допустимую скорость движения жидкости:

$$v = W_{oc} - \frac{1}{h}$$

Объемный расход жидкости V, прошедшей через отстойник за 1 с, равен произведению скорости потока на его поперечное сечение S:

$$V = Sv = bhv$$

rge S = bh.

Подставляя выражение скорости потока *v* 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

Отстойник, схема которого представлена на рис. XII-3, является аппаратом полунепрерывного действия: твердый осадок, скапливающийся на дне, периодически удаляется в сроки, зависящие от концентрации твердой фазы в поступающей суспензии.

На рис. XII-4 представлен отстойник непрерывного действия с механической разгрузкой осадка, представляющий собой цилиндрическую чашу 1 с коническим днищем 2, диаметром до 60 м, сваренную из стали или железобетона. Суспензия подается в центр чаши, движется отсюда радиально во всех направлениях и пере-

336

Рис. XII-4. Схема отстойника непрерывного действия с механической выгрузкой осадка:

1 — чана; 2 — дянще; 3 — требки; 4 рама; 5 — кольцевой желоб; 6 — привод. Потоки: 1 — суспензия; 11 — осветленная жидкость; 111 — осадок.

ливается через борт по всей периферии в кольцевой желоб 5, окружающий чашу. Далее по желобу осветленная жидкость *II* поступает к выходному штуцеру.

В таком отстойнике нет застойных мест, которые могут создаваться в углах и вдоль стенок прямоугольного отстойника.

Для удаления осадка служат рамы 4 с косо установленными гребками 3, приводимые в периодическое или непрерыв-

в периодическое или непрерывное вращение. Скорость движения наружных гребков 0,1— 0,15 м/с, что позволяет избежать взмучивания осадка. Двигаясь по дну отстойника, косые гребки постепенно передвигают осадок от периферии к центру, откуда они отсасываются насосом (осадок должен быть текучим).

Если механизм работает периодически вследствие небольшого количества осадка, рамы с гребками снабжаются ручным механизмом для подъема гребков.

Кроме механического удаления осадка применяются гидравлические методы (смыв); например, в некоторых процессах крекинга осадок катализаторной пыли удаляют из горячего отстойника струей сравнительно холодного и вязкого сырья.

В отстойнике для эмульсии, схема которого представлена на рис. XII-5, обе жидкости после разделения могут быть выведены из аппарата, поэтому отстойник работает непрерывно.

Рис. XII-5. Схема отстойника для разделения амульсии:

I — эмульсия: II — легкая жидкэсть: III — тяжелая жидкэсть.





Смесь поступает в отстойник вблизи уровня раздела фаз, а уровень тяжелой жидкости (вода) плотностью р_т поддерживается или регулятором уровня или сифоном («утка»).

Уровни тяжелой жидкости h_1 и легкой жидкости h_2 и высота сливной трубы («утка») h связаны следующим уравнением, вытекающим из законов гидростатики:

$$(h - h_1) \rho_{\rm T} g = (h_2 - h_1) \rho_{\rm m} g$$

откуда высота сливной трубы равна

$$h = h_1 \left(1 - \frac{\rho_{\mathrm{W}}}{\rho_{\mathrm{T}}} \right) + h_2 \frac{\rho_{\mathrm{W}}}{\rho_{\mathrm{T}}}$$

Для разделения смеси нефтепродукта и воды $\rho_{\rm st}/\rho_{\rm T}$ представляет собой относительную плотность нефтепродукта по отношению к воде при данном температурном режиме аппарата.

Примером отстойника непрерывного действия является также водогазосепаратор, применяемый на нефтеперерабатывающих установках. В этом аппарате осуществляется отделение бензина от воды и газа. Принципиальная схема такого аппарата показана на рис. XII-6. Цилиндрический аппарат снабжен вертикальной перегородкой 1, разделяющей зону, где происходит отделение газа от смеси воды и бензина.

Смесь воды и бензина стекает в нижнюю часть аппарата, а газ отводится сверху. В нижней части аппарата накапливается

слой воды, который стекает через гидравлический затвор 2.

Средняя часть аппарата заполнена бензином, который после отстоя от воды выводится через штуцер.

Для обеспечения непрерывного отвода отстоявшихся бензина





Рис. XII-7. Схема пылеосадительной камеры:

7 — намера; 2 — перегородки. Потоки: I — запыленный газ; II — очищенный газ.



и воды и сохранения постоянства уровня разделения двух жидких фаз при учете различия плотностей разделяемых жидкостей высота гидравлического затвора h_r определяется из выражения

$$h_{\mathbf{T}}\rho_{\mathbf{T}} = h_{\mathbf{T}}\rho_{\mathbf{H}}$$

Для поддержания уровня раздела двух жидких фаз широко используются поплавковые регуляторы.

Отстаивание взвешенных частичек пыли из потока газа, происходящее под действием силы тяжести, может быть осуществлена в пылеосадительной камере, схема которой представлена на рис. Х II-7. Для увеличения поверхности осаждения в аппарате установлены горизонтальные или наклонные перегородки. Такие пылеотстойные камеры имеют сравнительно большие габариты и используются для удаления наиболее крупных частиц пыли при предварительной очистке газа. Глава XIII

Фильтрование

ВИДЫ ФИЛЬТРУЮЩИХ ПЕРЕГОРОДОК И ОСАДКОВ

Фильтрованием называется разделение суспензий, осуществляемое при их прохождении через пористые перегородки, задерживающие взвешенные в жидкости или газе твердые частицы, образующие на перегородке слой осадка; жидкость, отделенная от осадка, называется фильтратом.

Движение жидкости через пористые перегородки и слой осадка связано с преодолением сопротивления, которое создается за счет соответствующего перепада давления, являющегося движущей силой процесса.

Перепад давления может создаваться столбом жидкости над фильтрующей перегородкой (гидростатическое фильтрование), избыточным давлением жидкости, например, при подаче ее насосом (фильтрование под давлением) или путем создания разрежения под фильтрующей перегородкой при помощи вакуумнасоса (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.

Для фильтрования применяются следующие виды перегородок.

Насыпные, состоящие из слоя мелкозернистых материалов (гравий, песок и др.), обладающие высокой полнотой разделения суспензий, но отличающихся 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.

Важной характеристикой осадка является его пористость, влияющая на проницаемость жидкости и обусловливающая величину сопротивления, оказываемого осадком потоку фильтрата. Осадок, который при фильтровании имеет одну и ту же пористость независимо от давления, называется несжимаемым. Такие осадки обычно состоят из твердых кристаллических частиц, размеры которых варьируются в широком интервале. Большая часть осадков состоит из мягких частиц, которые уплотняются с повышением давления, вследствие чего их проницаемость уменьшается. Такие осадки называются сжимаемыми.

Осадки, структура которых различна в отдельных частях их объема, что приводит к изменению проницаемости, называются неоднородными.

Для оценки различных осадков при фильтровании вводится понятие об удельном сопротивлении осадка r, которое определяется экспериментально. Для данного конкретного несжимаемого осадка r = const.

Для сжимаемых осадков приближенно принимают нижеследующую зависимость:

$$r = r_0 p^m \tag{XIII,1}$$

где m — показатель сжимаемости, лежащий в пределах 0 < < m < 1; r_0 — удельное сопротивление осадка при 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 фильтрования является скорость C, определяемая как объем фильтрата dV, про-

Рис. XIII-1. Схема прохождения жидкости через фильтр. Суспензия ходящий через поверхность фильтра Асадок F за промежуток времени dt, т. е. Фильтрующая перегородка P2 $C = \frac{dV}{F dr}$

Скорость фильтрования пропорциональна перепаду давления Δр в слое осадка и фильтровальной перегородке и обратно пропорциональна их сопротивлению R, т. е.

$$C = \frac{dV}{F \, d\tau} = \frac{\Delta p}{R} \tag{XIII,2}$$

где перепад давления Δp измеряется в Па, а сопротивление R в Па.с/м.

Сопротивление R является величиной переменной, так как фильтрование идет с непрерывным увеличением слоя осадка, а следовательно, и его сопротивления. В уравнении (XIII, 2) величину общего сопротивления R целесообразно представить в виде суммы меняющегося сопротивления осадка Roc и практически постоянного сопротивления фильтрующей перегородки R_ф, т. е.

$$R = R_{\rm oc} + R_{\rm db}$$

В свою очередь Roc пропорционально толщине осадка h, т. е.

 $R_{\rm oc} = rh$

Обозначим отношение объема образующегося осадка к объему фильтрата через $x = V_{oc}/V$, тогда для любого момента фильтрования получим

 $V_{\rm oc} = V x$

в то же время из геометрии следует, что

$$V_{\rm oc} = Fh$$

откуда

Фильтрат

$$Fh = Vx$$
 $h = \frac{Vx}{F}$ $R_{oc} = \frac{rVx}{F}$

После подстановки полученного в уравнение (XIII, 2) основное дифференциальное уравнение фильтрования принимает вид:

$$\frac{dV}{F\,d\tau} = \frac{\Delta p}{R_{\rm oc} + R_{\rm \Phi}} = \frac{\Delta p}{\frac{rVx}{F} + R_{\rm \Phi}} \tag{XIII,3}$$

Удельное сопротивление $r = R_{oc}/h$ измеряется в Па·с/м².

В промышленной практике наибольшее распространение получили два режима фильтрования.

Режим при постоянном перепаде давления [Др (вакуумное фильтрование, гидростатическое фильтрование с постоянным стол-

342

бом жидкости над фильтрующей перегородкой, подача суспензии центробежным насосом при постоянном избыточном давлении на выкиде насоса).

В связи с увеличением слоя осадка и ростом его сопротивления при этом режиме скорость фильтрования с течением времени уменьшается.

Режим при постоянной скорости С (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 $\Delta p = \text{const}$:

$$rxV dV + R_{\rm th}F dV = \Delta pF^3 d\tau$$

Так как при r = 0 и V = 0, то постоянная интегрирования тоже равна нулю и

$$rx \frac{V^*}{2} + R_{\phi}FV = \Delta pF^2 r \qquad (XIII,4)$$

В зависимости от задания из этого уравнения можно определить либо производительность фильтра, поверхность которого известна, за одну операцию длительностью т:

$$V = F\left[\sqrt{\frac{2\,\Delta p\tau}{rx} + \left(\frac{R_{\Phi}}{rx}\right)^2} - \frac{R_{\Phi}}{rx}\right] \qquad (XIII.5)$$

либо поверхность фильтра по заданному объему фильтрата за одну операцию:

$$F = \frac{V}{\sqrt{\frac{2\,\Delta\rho\tau}{rx} + \left(\frac{R_{\Phi}}{rx}\right)^2} - \frac{R_{\Phi}}{rx}}$$
(XIII,6)

либо продолжительность фильтрования при заданной толщине осадка h.

Разделив все члены уравнения (XIII, 4) на F² и умножив и разделив члены левой части уравнения на x, получим:

 $\frac{r}{2x} \cdot \frac{V^2 x^2}{F^2} + \frac{R_{\oplus}}{x} \cdot \frac{V x}{F} = \Delta p\tau$

Заменяя в последнем уравнении Vx/F на h и решая его относительно τ , получим:

$$\tau = \frac{1}{\Delta \dot{p}x} \left(\frac{\dot{r}}{2} h^2 + R_{\phi} h \right)$$
(XIII,7)

Для расчетов с использованием уравнений (XIII, 4), (XIII, 5), (XIII, 6) и (XIII, 7) предварительно экспериментально должны быть найдены величины г, R_{Φ} и х. Для экспериментального определения этих величин используются та же суспензия и фильтровальные перегородки, для которых требуется провести необходимые расчеты, при этом 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_ф и x.

В ряде случаев сопротивление осадка значительно больше сопротивления фильтрующей перегородки и им можно пренебречь, т. е. принять $R_{th} = 0$; тогда из уравнения (XIII, 5) получим

$$V = F \sqrt{\frac{2\Delta p\tau}{rx}}$$
(XIII,8)

Поскольку в режиме фильтрования при постоянном перепаде давления скорость фильтрации с течением времени уменьшается, представляется необходимым оценить, как изменяется средняя скорость фильтрования с течением времени т и при какой продолжительности фильтрования средняя скорость за единицу общего времени, включающего как цикл фильтрования, так и продолжительность вспомогательных операций, будет наибольшей.

Для решения этого вопроса используем приближенное уравнение (XIII, 8), которое для одной и той же суспензии и постоянного перепада давления, т. е. когда изменяется только т, можно сокращенно 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

$$V_m = \frac{V}{\lfloor \tau - j - \tau_0 \rfloor} = \frac{AV\overline{\tau}}{\tau + \tau_0}$$

Определяем максимум функции V_m , дифференцируя ее по переменной τ и приравнивая нулю; получим:

$$\tau = \tau_o$$

т. е. продолжительность фильтрования должна равняться продолжительности вспомогательных операций.

На практике обычно этого не придерживаются, так[®]как при работе с короткими циклами фильтрования необходим дополнительный обслуживающий персонал.

Для сокращения трудовых затрат, связанных с осуществлением вспомогательных операций, время фильтрования т принимают больше т_о и процесс ведуг до заполнения фильтра осадком максимальной толщины. Однако рассмотренный выше режим надо

344

рассматривать как возможность в случае необходимости повысить производительность фильтровальной установки на том же оборудовании.

В уравнениях (XIII, 3)—(XIII, 8) было принято, что удельное сопротивление осадка *r* есть постоянная величина, что справедливо для несжимаемых осадков. Для сжимаемых осадков значение *r* принимают по уравнению (XIII, 1) и подставляют в соответствующие расчетные уравнения, так, например, для уравнения (XIII, 8) получим:

$$V = F \sqrt{\frac{2 \,\Delta p \tau}{r_0 \,\Delta p^m x}} = F \sqrt{\frac{2 \,\Delta p^{1-m} \tau}{r_0 x}}$$
(XIII.9)

Однако, учитывая, что r_0 и *т* также определяются из опыта, величину *г* для сжимаемых осадков целесообразно определять при тех же условиях, при которых будет работать рассчитываемый фильтр, а также пользоваться более простыми уравнениями (XIII, 3)—(XIII, 8).

ФИЛЬТРОВАНИЕ ПРИ ПОСТОЯННОЙ СКОРОСТИ

Как было отмечено ранее, этот режим фильтрования получается в том случае, когда суспензия подается на фильтр под давлением при помощи поршневого или плунжерного насоса. При постоянном числе ходов насоса фильтрат проходит через фильтр с постоянной скоростью; при этом повышается перепад давления, гак как в связи с образованием осадка сопротивление растет.

Скорость фильтрования постоянна, поэтому основное дифференциальное уравнение (XIII, 3)

$$\frac{dV}{F\,d\tau} = \frac{V}{F\tau}$$

принимает вид

$$\frac{V}{F\tau} = \frac{\Delta p}{r \frac{Vx}{F} + R_{\Phi}}$$

откуда получаем основное уравнение фильтрования при C = const

$$rxV^2 + R_{\rm th}FV = \Delta pF^2\tau \qquad (X111,10)$$

Из его сопоставления с уравнением (XIII, 4) при режиме с постоянным перепадом давления следует, что эти уравнения тождественны и отличаются лишь тем, что первое слагаемое в уравнении (XIII, 10) в два раза больше соответствующей величины уравнения (XIII, 4).

Так же, как и для режима при постоянном перепаде давления, уравнение (XIII, 10) может быть решено относительно объема фильтрата V или относительно необходимой поверхности F [аналогично уравнениям (XIII, 5) и (XIII, 6)]. В частности, для слу-



Рис. XIII-2. График перепада давления при фильтровании в режиме с постоянной скоростью.

чая, когда сопротивлением фильтрующей перегородки можно пренебречь, т. е. при $R_{\Phi} = 0$, получаем

$$V = F \sqrt{\frac{\Delta p\tau}{rx}} \quad (XIII,11)$$

где Δp — перепад давления в конце фильтрования при конечной толщине осадка.

Сравнение уравнений (XIII, II) и (XIII, 8) показывает, что при одинаковых условиях и конечном давлении производительность фильтра для случая $\Delta p = \text{const}$ в 1,42 раза больше его производительности при C = const.

Расчет продолжительности фильтрования проводится для режима C = const, исходя из предельно допустимого перепада давления для фильтра данной конструкции. Деля уравнение (XIII, 10) на F^2 и на т и умножая и деля первый член левой части уравнения на т, получаем:

$$rx\frac{V^2}{F^2\tau}\cdot\frac{\tau}{\tau}+R_{\bar{\Phi}}\frac{V}{F\tau}=\Delta p$$

и, так как $V/F\tau = C$, окончательно имеем

$$\Delta p = R_{\phi}C + rxC^2\tau \qquad (X111,12)$$

т. е. перепад давления для случая несжимаемого осадка растет по закону прямой линии, начиная от первоначального перепада давления $\Delta p_o = R_{\phi}C$, соответствующего сопротивлению фильтрующей перегородки. 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. Продолжительность промывки данного осадка необходимо рассчитать, так как она удлиняет полный цикл работы фильтра. При промывке высота слоя осадка не меняется, сопротивление его остается постоянным, равным сопротивлению в конце фильтрования, и поэтому процесс протекает с постоянной скоростью.

Если промывку проводят после фильтрации при $\Delta p = \text{const}$, то величина скорости в конце фильтрования определяется уравнением

$$\Sigma_{\rm R. \phi} = \frac{\Delta p}{R_{\phi} + rh}$$

(XIII,13)

При фильтровании режим движения жидкостей в осадках является ламинарным, перепад давления, затрачиваемый на трение в капиллярах осадка, пропорционален вязкости жидкости. Поэтому скорость промывки осадка промывной жидкостью C_{np} будет пропорциональна отношению вязкостей фильтрата μ_{Φ} и промывной жидкости μ_{np} , т. е.

$$C_{\Pi P} = C_{K, \phi} \mu_{\phi} / \mu_{\Pi P} \qquad (XIII, 14)$$

Расход жидкости V_{np} зависит от полноты промывки и устанавливается из опыта. Тогда продолжительность промывки составит

$$\tau_{\rm IIP} = \frac{V_{\rm IIP}}{FC_{\rm IIP}}$$
(X111,15)

Если промывка ведется после фильтрования при режиме C = const, то обычно такова же и скорость промывки $C_{\text{вр}}$, так как промывная жидкость подается тем же насосом. В этом случае продолжительность промывки определяется по уравнению (XIII, 15), а перепад давления $\Delta \rho_{\text{пр}}$, зависящий от вязкостей фильтрата и промывной жидкости, определяется из выражения

$$\Delta p_{\rm IIP} = \Delta p_{\rm H.\phi} \mu_{\rm IIP} / \mu_{\rm \phi} \qquad (XIII,16)$$

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 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. Известно большое число различных конструкций фильтров, описание которых приведено в специальной литературе.

Здесь приводится описание только некоторых основных типов и, в частности, получивших применение в нефтеперерабатывающей промышленности.

Нутч-фильтр. Простейшим аппаратом для фильтрования жидких суспензий под вакуумом является так называемый нутчфильтр (рис. XIII-3). Он представляет собой цилиндрический открытый сверху сосуд с выпуклым днищем и снабжен дырчатой перегородкой, на которую укладывают дренажную сетку и фильтровальную ткань. Нижний штуцер служит для отвода фильтрата,



Рис. XIII-3. Схема нутч-фильтра:

1 — корпус; 2 — днище; 3 — штуцер вывода фильтрата; 4 — фильтрующая перегородка; 5 — дренажная сетка; 6 — ткавь; 7 — переливной штуцер.

Рис. XIII-4. Схема включения нутч-фильтра в систему:

I — приемвик суспензии; 2. 6 — насосы; 3 — нутч-фильтр; 4 — каплеотбойник; 5 — вакуумный сборник; 7 — вакуум-насос. Потоки: I — суспензия; II — фильтрат; III — газы.

боковой — для поддержания уровня суспензии постоянного в фильтре.

Фильтровальная установка работает следующим образом (рис. XIII-4). Суспензия из приемника 1 подается насосом 2 во все нутч-фильтры 3 с небольшим избытком, который через переливной штуцер стекает обратно в приемник. Под действием разрежения, создаваемого вакуум-насосом, во всей системе аппаратуры после фильтра жидкость проходит через фильтрующую перегородку, а осадок нарастает на ней. Фильтрат попадает в вакуумный сборник 5, служащий для сбора фильтрата, который откачивается насосом 6. Газы из вакуумного сборника поступают в каплеотбойник 4, а затем отсасываются вакуум-насосом 7 и удаляются из системы.

После достижения предельной толщины осадка фильтрование заканчивают и прекращают подачу суспензии; остаток жидкости отфильтровывают, а осадок подсушивают, пропуская через него воздух. Для промывки непосредственно на осадок подают промывную жидкость, которую переключают на другой вакуумный сборник (на схеме не показан).

Для последующей разгрузки осадка никакой дополнительной подготовки не требуется, так как доступ к осадку открыт.

Возможность подсушки осадка, простота промывки, более простое обслуживание являются преимуществами фильтрования под вакуумом по сравнению с фильтрованием под давлением; недостаток заключается в меньшей движущей силе процесса (меньший перепад давления).

Рамный фильтр-пресс (рис. XIII-5) собирают из нескольких десятков попеременно чередующихся плит и рам квадратной формы. Максимальные размеры их 1000 × 1000 мм. толщина рам 30-40 мм. Рамы снабжены каналами в виде тройников, откры-





Рис. XIII-5. Конструкция рамного фильтр-пресса:

1 - плита; 2 - рама; 3 балка; 4 - нажимвал плита;5 - зажимио устройство; 6, 9 опоры; 7 - тяга; 8 - стойка;<math>10 - вишт.



Рис. XIII-6. Схема движения потоков в рамном фильтр-прессе: а — при фильтровании; б — при промывке осадка; I — илита; 2 — рама; 3 — фильтровальная ткань. Потоки: I — суспекзия; II — фильтрат; III — промывная жидкость; IV — промывной раствор; V — осадок.

вающимися внутрь рам. Вверху плит имеются сквозные каналы для суспензии, а внизу — отводные краны, соединяющиеся с обеими сторонами плит (сток фильтрата). Сбоку плиты и рамы имеют приливы в виде крюков или кронштейнов для подвески на опорных балках.

На рамы надевают фильтрующую ткань, закрывающую раму с обеих сторон. Между задней неподвижной и передней подвижной плитой собранные плиты и рамы стягивают при помощи ходового винта или гидравлического зажима так, чтобы сквозные отверстия соединились в общий канал. При этом ткань сжимается между краями плит и рам и создается уплотнение.

На рис. XIII-6 представлена схема потоков при фильтровании. Суспензия поступает во все рамы параллельно, осадок отлагается с обеих сторон на ткани, прилегающей к соседним плитам, а фильтрат, проходя под ткань, по рифленой поверхности плит стекает к выходу. Максимальная толщина осадка составляет половину толщины рамы; при этом осадок с обеих сторон рамы соединяется и рамы полностью заполняются осадком.

При необходимости осуществить промывку осадка фильтрование надо закончить раньше, чем осадки сольются в рамах и забьют каналы, тогда промывку можно вести тем же путем, каким шло фильтрование.

Так как при работе толщина осадка не контролируется, о ней можно судить лишь косвенно, по опыту предыдущих фильтрований: росту давления (режим C = const) или падению скорости фильтрования (режим $\Delta p = \text{const}$). Поэтому в случае открытого стока фильтрата фильтрование иногда ведут до полной забивки фильтра осадком, тогда для промывки используется отдельный специальный сквозной канал в рамах и в половине плит, а в другой половине плит — канал, соединенный с обеими поверхностями последних. Краны на этих плитах закрывают и промывку проводят как показано на рис. XIII-6, через осадок двойной толщины и через вдвое меньшую площадь, что следует учитывать при расчетах.

Для снятия осадка зажимное устройство ослабляют, плиты и рамы раздвигают, рамы подымают и выгружают осадок.

Достоинством фильтра является большая фильтрующая поверхность. Недостаток фильтр-прессов 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 фильтрующей тканью.

Пластинчатый фильтр. В пластинчатых фильтрах суспензия под давлением поступает в горизонтальный цилиндр — корпус фильтра (рис. XIII-7), в котором находятся 30—40 круглых пластин, являющихся самостоятельными фильтрующими элементами. Каждая пластина (рис. XIII-8) состоит из рамки 1 с отводным патрубком и проволочной сетки 2, поверх которой с обеих сторон помещена более мелкая сетка 3 и фильтровальная ткань 4. Фильтрование идет снаружи внутрь, пластины обрастают осадком 5, а фильтрат между сетками проходит к выходным патрубкам и, пройдя смотровые стекла (см. рис. XIII-7), поступает из всех пластин в общий коллектор 4, находящийся в верхней части корпуса фильтра.

По завершении процесса фильтрования толщина осадка достигает максимальной величины (в пределе равной половине расстояния между пластинами в свету), остаток суспензии сливают из корпуса фильтра, осадок промывают, а затем, если он идет в отброс, его удаляют с фильтровальных пластин.

Если осадок утилизируется, то открывают корпус фильтра. состоящий из двух полуцилиндров; верхняя половина корпуса опирается на станину, а нижняя может быть откинута, так как с одной стороны она присоединена к верхней с помощью шарнирных петель, а с другой — притягивается откидными болтами, сидящими эксцентрично на общем валу. Вращая ручной штурвал, поворачивают этот вал при помощи зубчатой передачи; болты сначала сдвигаются вниз на величину эксцентриситета вала, освобождая зажим, а затем при помощи выступов на валу поворачиваются вместе с валом, выходя из прорезей нижнего фланца.

В нефтепереработке такие фильтры применяют при контактной доочистке масел; они используются для отделения масла от отбеливающей земли (адсорбента).

Барабанный вакуум — фильтр. Эти аппараты широко применяются на установках депарафинизации масел.

Фильтрующая поверхность (рис. XIII-9) размещена на горизонтальном барабане 1 днаметром до 3 м и длиной свыше 5 м, который медленно вращается на двух цапфах.

На боковой поверхности барабана крепится металлическая сетка и фильтровальная ткань, обмотанная проволокой в направлении по спирали.

Изнутри по образующим фильтрующая поверхность разделена продольными перегородками 12 на отдельные секции. Число секций 12-32. Каждая из сек-



гис. кин-т. конструкция пластинатого фяльтра с поперечивана круглыми пластинами. а – поперечный разрез; 6 – продольный разрез; 1 – верхний полуцилиндр; 2 – труба с совлами; 3 – смотровые стекла; 4 – коллектор для отвода фильтрата; 5 – эксцентриковый вал; 6 – откидные боль; 7 – фильтрующие пластицы; 8 – распределительная плита для суспензии; 9 – нижний полуцилиндр. 10 – шарпирное соединение.

Рис. XIII-8. Схема фильтрующей пластины:

I — рамка; 2 — крупная сегка; 3 — мелкая сетка; 4 — фильтровальная ткань; 5 — осадок.

ций соединена отводными трубками 6 с вращающимся диском³9, укрепленным на цапфе. Число отверстий в диске равно числу секций барабана. К диску прижата пружинами неподвижная распределительная головка 7 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 7 сообщается с соответствующим участком фильтрующей поверхности. Нижняя часть барабана погружена в суспензию, которая подается в корыто 2. Угол, соответствующий погруженной в суспензию фильтрующей поверхности, составляет 120— 140°. Над барабаном установлен коллектор 5 для подачи промывной жидкости. Сбоку размещен нож 10 для срезания осадка и шнек 11 для удаления осадка из фильтра.

Барабанный вакуум-фильтр работает следующим образом: каждая секция барабана при его вращении погружается в суспензию. При этом через отводную трубку 6, отверстия в диске цапфы 9 (см. рис. XIII-9) и окно 2 в диске распределительн

(см. рис. XIII-9) и окно 2 в диске распределительной головки (рис. XIII-10, 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



Рис. ХІП-9. Схема барабанного вакуум-фильтра:

1 — барабан; 2 — корыто; 3 — привод барабана; 4 — крышка; 5 — коллектор промывной жидкоста; 6 — отводная трубка; 7 — распределительная головка; 8 — сменный диск распределительной головки; 9 — диск цанфы: 10 — нож для удаленыя осадка; 11 — шнек для выгрузки осадка; 12 — продольная пере ородка. Потоки. 1 — сусненяня: 11 — промывная жидкость (подача); 111 — фильтрат; 1V — промывная жидкость (вывод); V — газ на продукку; V1 — инсутный газ.

12 Скобло А. П. и др.



Рис. XIII-10. Схема распределительной головки:

а — диск далфы: 6 — диск распределительной головки: 1 — отверстия для присоедиисния отводных трубок: 2 — окно для отвода фильтрата; 3 — окно для отвода промывной жидкости; 4 — тверстие для подвода продувочного газа.

головки. При повороте секции вместе с барабаном по часовой стрелке 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 данная секция соединяется с более коротким окном 3 (рис. ХІІІ-ІО, 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 4, служащим для подвода газа под избыточным давлением. Осадок отделяется от поверхности барабана и снимается ножом. После всех этих операций данная секция вновь перемещается в зону фильтрации.

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-11 представлена принципиальная схема установки барабанного вакуум-фильтра, используемого при депарафинизации масляного сырья. Фильтр работает при минусовых температурах, при которых парафии находится в кристалличеРис. XIII-11. Схема установки герметизированного барабанного вакуумфильтра:

1 — фильтр: 2 — шнек; 3 — вакуум-сборник фильтрата; 4 — канлеотбойник; 5 — вакуум-сборник промывозной жидкости; 6 — вакуум-компрессор; 7 — холодильник; 8 — гидравлический затвор; 9 — генератор инертиюго газа; 10 — регулируемый клапан; 11 — регулятор уровия. Потоки: 1 — суспензия; 11 — промывочная жидкость (ввод); 111 — фильтрат; 1V — промывочная жидкость (вывод); 111 — фильтрат; 1V — промывочная жидкость (вывод); VI — инертики газ.



ском состоянии и поэтому может быть задержан фильтрующей перегородкой.

Чтобы уменьшить вязкость суспензии и повысить селективность кристаллизации парафинов и размеры кристаллов, сырье разбавляют специальной смесью растворителей. При этом над суспензней 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 3 и 5 фильтрат (раствор масла) и промывочная жидкость отделяются от инертной парогазовой смеси, а последняя, пройдя через каплеотбойник 4, всасывается вакуумкомпрессором 6 и подается под крышку корпуса фильтра, а также через распределительную головку в секцию отдувки осадка.

Генератор инертного газа 9 служит для заполнения газом системы и для пополнения потерь газа. Уровень суспензии в корыте фильтра поддерживается постоянным при помощи регулятора 11, воздействующего на клапан 10 на линии ввода суспензии в фильтр. Гидравлический масляный затвор 8 служит для предохранения установки от чрезмерного роста 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 зависит от его типа и конструкции, а также от режима фильтрования. Рассмотрим последовательность расчета применительно описанным выше конструкциям фильтров периодического и непрерывного действия. Для данной суспензии при известном объемном содержании осадка x по опытным или производственным данным принимают величины сопротивлений R_{d} и r.

Фильтры периодического действия. Их эксплуатация возможна при двух режимах.

a) Режим $\Delta p = \text{const}$:

1) задаются толщиной осадка h;

2) определяют продолжительность фильтрования τ_{ϕ} по уравнению (XIII, 7);

3) находят объем фильтрата V_1 , полученного за одну операцию с 1 м² 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, 13) и постоянную скорость промывки $C_{\rm np}$ по уравнению (XIII, 14);

5) при известном из опыта расходе промывной жидкости V_{пр} определяют продолжительность промывки

$$\tau_{\rm np} = V_{\rm np}/C_{\rm np}$$

6) оценив время, затрачиваемое на разгрузку и сборку фильтра т_о, определяют полную продолжительность одной операции:

$$\sum \tau = \tau_{\Phi} + \tau_{nP} + \tau_{o}$$

7) находят число операций в сутки:

$$z = \frac{24 \cdot 3600}{\sum \tau}$$

8) рассчитывают производительность 1 м² фильтра в сутки:

$$V_{\rm CVT} = V_1 z$$

После этого по заданной производительности рассчитываемой фильтровальной установки $V_{\rm cyr}$ находят требуемую общую поверхность фильтрования $F = V_{\rm cyr}$: $V'_{\rm cyr}$ и подбирают по каталогам размер и число фильтров.

б) Режим C = const.

При этом режиме расчет фильтрования следует вести, ориентируясь на фильтр определенных типа и размера, обладающий известной поверхностью F, и на поршневой насос определенной производительности $V_{\rm H}$ м³/ч; задаются также предельным перепадом давления Δp , соответствующим конструкции фильтра и насоса.

Затем производят следующие расчетные операции:

1) находят скорость фильтрования:

$$C = \frac{V_{\rm H}}{3600 \cdot F}$$

2) определяют продолжительность фильтрования то уравнению (XIII, 12);

3) проверяют толщину осадка:

$$h = C x \tau_{\rm ch}$$

4) находят, как и для режима $\Delta p = \text{const}$, следующие параметры:

продолжительность промывки

$$t_{\rm HP} = \frac{V_{\rm HP}}{FC}$$

продолжительность полной операции

$$\sum \tau = \tau_{\phi} + \tau_{np} + \tau_{o}$$

число операций в сутки

$$z = \frac{24 \cdot 3600}{\sum \tau}$$

5) рассчитывают производительность фильтра за одну операцию, зная производительность насоса:

$$V_1 = V_{11} \frac{\mathbf{r}_{\Phi}}{3600}$$

6) определяют суточную производительность данного фильтра по объему суспензии:

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), 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 τ_{ϕ} , затем время т, затрачиваемое на полный оборот барабана:

$$\tau = \tau_{\phi} \frac{360}{\alpha}$$
(XIII,17)

где а — угол погружения в градусах (см. рис. XIII-10). Далее определяют число оборотов барабана в секунду

$$n = 1/\tau \tag{X111,18}$$

съем фильтрата с 1 м² поверхности фильтра за один оборот

$$V_{\rm ol} = h/x \tag{XIII,19}$$

357

и, наконец, производительность фильтра, приходящуюся на 1 м² поверхности за 1 с:

$$V_1 = V_{01}n \tag{XIII,20}$$

Если V — заданная производительность по фильтрату в 1 с, то требуемая поверхность фильтра составит

$$F = V/V_1 \tag{XH1,21}$$

Расчет промывки сводится к сопоставлению расчетной продолжительности промывки, вычисленной при выбранном расходе промывной жидкости, с фактической, определяемой сообразно углу промывки β (см. рис. XIII-10), и времени, затрачиваемому на полный оборот барабана т, по уравнению (XIII, 17):

$$\tau_{\rm HP} \ll \tau \beta/360 \tag{XIII, 2.2}$$

ФИЛЬТРОВАНИЕ ГАЗОВ

Для очистки газов от пыли фильтрованием наибольшее применение получили тканевые фильтры и, в частности, рукавные или мешочные фильтры (рис. XIII-12).

Рукавный фильтр смонтирован в прямоугольной или цилиндрической камере І, 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 фильтруется через ткань изнутри рукава и наружу, оставляя пыль на внутренней поверхности ру-KaBOB.

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 спаданию 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

Рис. XIII-12. Схема рукавного фильтра:

 1 — корпус фильтра; 2 — лазы; 3 — перегородки;
4 — бункер для пыли; 5 — шнек; 6 — штушер для входа газа; 7 — фильтровальные рукава; 8 — крыш-ки рукавов с крючками; 9 — рама подвеса рукавов; 10 — штудер обратной продувки; 11 — стержень подвеса рамы с пруживной опорой; 12 — штущер для выхода. Потоки: 1 — запыленный газ; 11 — очн-шечный газ: 11 — пиль. щенный газ; 111 - пыль.

рукавных фильтров, число рукавов в одной секции составляет 12—25. Запыленный і газ из общего коллектора ноступает 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 пройти новую фильтрацию в остальных работающих секциях.

Как правило, фильтрование газа осуществляется по режиму с постоянной скоростью; увеличение перепада давления, зависящее от количества 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 м³/(м² · c), тогда

$$F = V/C$$

где V — объем очищаемого газа, м³/с. Число рукавов

$$z = \frac{F}{\pi \, dl}$$

где d и l — днаметр и длина рукава.

При помощи фильтров можно достигнуть высокой степени очистки газа, например, можно обеспечить содержание пыли в очищенном газе, составляющее 5 мг/м^а и менее.

Рукавные фильтры, в частности, применяются для улавливания сажи из продуктов сгорания углеводородного газа (производство сажи).

Глава XIV

Центробежное осаждение и центробежное фильтрование

ЦЕНТРОБЕЖНАЯ СИЛА И ФАКТОР РАЗДЕЛЕНИЯ

Для разделения неоднородных систем (эмульсий и суспензий) под воздействием центробежной силы применяется центрифугирование. Использование центробежной силы вместо силы тяжести позволяет значительно интенсифицировать процесс разделения, так как значение центробежной силы может регулироваться и во много раз превосходить значение силы тяжести.

В процессе разделения центробежную силу можно получить двояко: 1) путем вращения сообщаемого от механического привода сосуда, содержащего неоднородную смесь, или 2) вращением разделяемого потока, вводимого в неподвижный аппарат специальной формы; ввод осуществляется с большой скоростью и тангенциально по отношению к стенкам аппарата.

Аппараты с вращающимся сосудом (барабаном, ротором) носят название центрифуг; неподвижные аппараты с вращающимся в них потоком газа называют циклонами, а жидкости — гидроциклонами.

Под действием центробежной силы неоднородная система разделяется, при этом более тяжелые частицы отбрасываются к стенкам сосуда. Стенки 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, на поверхности которых размещается фильтровальная ткань, задерживающая осадок и пропускающая фильтрат; такие центрифуги называются фильтрующими.

При вращении тела возникает центробежная сила C, направленная по радиусу от оси вращения и равная произведению массы тела m на квадрат окружной скорости W (в м/с), деленному на радиус вращения r:

$$C = m W^2 / r$$

При замене массы весом, деленным на ускорение свободного падения, получим

$$C = G \frac{W^2}{\lg r} \tag{XIV,1}$$

Выражая окружную скорость через угловую W = wr или через частоту вращения (число оборотов в минуту) n

 $W = 2\pi r n/60$

получим значение центробежной силы в виде

$$C = m\omega^2 r = G \frac{\omega^2 r}{p} \tag{XIV,2}$$

$$C \approx G \frac{rn^2}{900} \approx G \frac{Dn^2}{1800}$$
 (X1V,3)

так как $\pi^2 \approx g$.

Определим отношение силы центробежной к силе тяжести, которое соответствует отношению ускорения, создаваемого центробежной силой $\omega^2 r$, к ускорению силы тяжести g:

$$\frac{C}{G} = \frac{W^2}{gr} = \frac{\omega^2 r}{g} = \frac{rn^2}{900} = \frac{Dn^3}{1800} = K_{\rm H}$$
(XIV,4)

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, 4) следует, что величина $K_{\rm H}$ растет пропорционально квадрату числа оборотов n и радиусу вращения r. Существенное увеличение величины $K_{\rm H}$ обычно достигается увеличением числа оборотов ротора, тогда как увеличение радиуса вращения ротора лимитируется его прочностными свойствами.

отстойное центрифугирование

При подаче суспензии во вращающийся барабан образуется кольцевой слой, максимальная толщина которого равна ширине закраины барабана (рис. XIV-1). В этом слое под действием центробежной силы происходит осаждение частиц на стенках барабана, а осветленная жидкость переливается через закраины и выводится из барабана.

В жидкостном кольце установится движение жидкости снизу вверх. Взвешенные в жидкости твердые частицы движутся вместе с ней вдоль барабана и одновременно отстаиваются. Если время нахождения жидкости в барабане является достаточным, то частицы достигают стенки и образуют на ней осадок и из барабана будет уходить только чистая жидкость.

При подаче суспензии с твердыми частицами такая отстойная центрифуга работает периодически, так как через известный отрезок времени потребуется остановка для разгрузки осадка.

Если в барабан подавать эмульсию, состоящую, например, из масла со взвешенными в нем капельками воды, последние будут двигаться к стенке и, сливаясь около нее, образуют второе внешнее кольцо воды (рис. XIV-2); при подаче воды с капельками масла вода образует наружный кольцевой слой, в котором ка-



Рис. XIV-1. Схема отстойной центрифуги для разделения суспензий: 1 — барабан; 2 — суспензия; 3 — осадок. Потоки: 1 — суспензия; 11 — осветлениая жидкость; 111 — осадок.

Рис. XIV-2. Схема центрифуги для разделения эмульсий:

1 — диафрагма; 2 — барабая; 3 — тяжелая жидкость; 4 — легкая жидкость. Потоки: 1 — эмульсии: 11 — тяжелая жидкость; 111 — легкая жидкость.

пельки масла будут «всплывать» и образовывать внутреннее кольцо более легкой жидкости. Разделившиеся жидкости выводят из барабана, как это показано на рис. XIV-2. Таким образом, отстойная центрифуга непрерывно работает на эмульсии.

Если суспензия или эмульсия вращается с угловой скоростью ω н. если плотности жидкости ρ_{re} и взвешенных в ней частиц ρ_{r} различны, то под действием центробежной силы частицы будут двигаться в направлении ее действия, т. е. радиально, удаляясь от оси вращения или приближаясь к ней.

Для расчета скорости движения в поле центробежных сил используют те же положения, которые были рассмотрены в процессе осаждения под действием силы тяжести, заменяя величину силы тяжести центробежной силой или их отношением К_и.

Такое допущение не учитывает некоторого различия, которое обусловлено тем, что осаждение под действием силы тяжести происходит в плоском слое, тогда как центробежное осаждение протекает в кольцевом слое. Общая толцина кольцевого слоя жидкости в вертикальном барабане центрифуги по высоте барабана 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 происходит увсличение центробежной силы в связи с увеличением радиуса вращения, что также несколько отличает процесс от осаждения под действием силы тяжести.

Не учитывая отмеченных различий и принимая, что действующая сила при центробежном осаждении будет больше движущей Рис. X1V-3. Схема отстойной центрифуги (к расчету производительности):

1 — кожух; 2 — барабан; 3 — освдок. Потокн: 1 — суспензия; 11 — осветленная жидкость.

силы при отстаивании в поле действия силы тяжести в $K_{\rm u}$ раз, \approx получим выражение для скорости центробежного осаждения $W_{\rm u}$, аналогичное уравнению (XII, 3):

$$W_{\mathbf{u}} = \sqrt{\frac{4}{3} \cdot \frac{\rho_{\mathbf{r}} - \rho_{\mathbf{R}}}{\rho_{\mathbf{K}}} \cdot \frac{dg}{\xi}} K_{\mathbf{u}}$$
(XIV.5)

Для ламинарного режима аналогично уравнению (XII, 6) получаем

$$V_{\rm u} = \frac{\rho_{\rm T} - \rho_{\rm H}}{18\mu} g d^3 K_{\rm u} \tag{XIV.6}$$

D D

Ħ

а для газовых суспензии

$$W_{\mu} = \frac{\rho_{\tau} d^2}{18\mu} g K_{\mu} \tag{XIV,7}$$

При центробежном осаждении границы возможных режимов движения также определяются числовыми значениями критерия Рейнольдса:

для ламинарного движения Re < 0,2;

для переходного 0.2 < Re < 500;

для турбулентного Re > 500.

Критериальное уравнение для центробежного осаждения имеет вид, аналогичный уравнению (XII, 4)

$$\xi \operatorname{Re}^{2} = \frac{4}{3} \operatorname{Ar} \cdot K_{\mathrm{II}}$$
(X1V,8)

или

Re = 1,155
$$\left(\frac{A_{\Gamma} \cdot K_{R}}{\xi}\right)^{0.5}$$
 (X1V.9)

Для наиболее важного при расчетах ламинарного режима ξ = 24/Re, тогда

$$Re = \frac{Ar \cdot K_{\pi}}{18}$$
(XIV,10)

т. е. режим осаждения будет ламинарным, если Ar $K_{\mu} \leqslant 3,6$.

Рассмотрим расчет производительности отстойных центрифуг. Проведем расчет для следующих заданных размеров барабана центрифуги: *D*, *D*₀ и *H* (рис. XIV-3).

Примем ламинарный режим осаждения, что соответствует осаждению наиболее мелких частиц, лимитирующих производительность центрифуги; рассмотрим свободное осаждение, когда
концентрация твердого вещества невелика и частицы не Влияют одна на другую. В соответствии с уравнением (XIV, 6) переменная скорость осаждения W_{oc} может быть выражена производной от радиуса по времени, так как частица движется в радиальном направлении

$$W_{\rm oc} = \frac{dr}{dr} = \frac{(\rho_{\rm T} - \rho_{\rm R}) d^{\rm c}}{18\mu} \cdot \frac{\omega^{\rm a} r}{g}$$

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

$$d\tau = \frac{18\mu}{(\rho_{\rm r} - \rho_{\rm sc}) d^2 \omega^2} \cdot \frac{dr}{r}$$
$$\tau_{\rm oc} = \int_{R_0}^{R} \frac{18\mu}{(\rho_{\rm r} - \rho_{\rm sc}) d^2 \omega^2} \cdot \frac{dr}{r} = \frac{18\mu}{(\rho_{\rm r} - \rho_{\rm sc}) d^2 \omega^2} \, \ln \frac{R}{R_0} \quad (\rm XIV, 11)$$

Время осаждения должно быть меньше или в крайнем случае равно времени т_н нахождения жидкости в барабане. Последнее можно найти, принимая, что барабан работает по принципу полного вытеснения, из соотношения

$$\tau_{\rm H} = V_{\rm P} : V \tag{XIV,12}$$

где V_p — рабочий объем барабана, равный объему жидкостного кольца, находящегося в нем

 $V_{\rm p} = \frac{\pi}{4} \left(D^2 - D_0^2 \right) H$

V — объем подаваемой в центрифугу жидкости, м³/с. Отсюда

$$V = \frac{V_{\rm p}}{\tau_{\rm H}} = \frac{\pi \left(D^2 - D_0^2\right) H}{4 \cdot \tau_{\rm oc}}$$
(XIV,13)

В барабане центрифуги жидкость не претерпевает полного обмена, она движется только в части слоя, прилегающей к внутренней стороне кольца; кроме того, по мере отложения в барабане осадка рабочий объем жидкости уменьшается. Таким образом, приведенный выше расчет не вполне точен вследствие сокращения величины т_н. Расчет можно скорректировать, если при нахождении V ввести коэффициент запаса, меньший единицы.

Из уравнения (XIV, 12) следует, что в барабане данных размеров ($V_p = \text{const}$) при уменьшении производительности центрифуги увеличивается время нахождения жидкости в барабане, следовательно, и возможная продолжительность осаждения τ_{oc} , и тогда, в соответствии с уравнением (XIV, 11), уменьшается предельный диаметр тех частиц d, которые при данной производительности центрифуги успевают достигнуть стенок барабана. Таким образом, совместное решение уравнений (XIV, 11) и (XIV, 12) позволяет определить предельный диаметр частиц полидисперсной смеси, выше которого центрифуга обеспечит осаждение при принятой производительности.

При разделении эмульсий 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. Отразить это в расчете можно, используя другие пределы интегрирования в уравнении (XIV, 11), а именно от R_0 до R_1 или от R_1 до R, где R_1 — радиус поверхности раздела слоев обеих жидкостей (рис. XIV-2). Радиус же R можно определить из соотношения 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

$$\pi (R^2 - R_1^2) = x\pi (R^2 - R_1^2)$$

или

 $\pi (R_1^2 - R_0^2) = (1 - x) \pi (R^2 - R_0^2)$

центробежное фильтрование

В барабанах центрифуг разделяются суспензии (но не эмульсии), осуществляя фильтрование за счет перепада давления, создаваемого центробежной силой.

Для этого в фильтрующих центрифугах боковая стенка барабана 2 перфорирована, а на внутренней поверхности стенки размещена проволочная сетка 3 и фильтровальная ткань 4 (рис. XIV-4). Под действием центробежной силы суспензия давнт на стенку, жидкость проходит через фильтрующую ткань, ее капли попадают в кожух, внутри которого вращается барабан, 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.

В центробежных центрифугах осадок, отлагающийся под действием центробежной силы, уплотняется.

Определим величину движущей силы центробежной фильтрации. Выделим внутри кольца суспензии, находящейся во вращающемся барабане центрифуги, элементарный слой толщиной *dr*, находящийся на расстоянии *r* от оси вращения (рис. XIV-5). Масса этого слоя равна произведению его плотности *p*_c на объем:

$$dm = \rho_c H 2\pi r dr$$

Центробежная сила, действующая на элементарное кольцо, согласно уравнению (XIV, 2) равна

 $dC = \omega - r dm = \rho_c H 2\pi \omega - r^2 dr$



Рис. XIV-4. Схема центробежной фильтрации:

1 — норпус; 2 — перфорнрованный барабан; 3 — проволочная сетка; 4 — фильтровальная тнань; 5 — осадок; 6 — суспензия. Потоки: 1 — суспензия; 11 — фильтрат; 111 осадок.

Рис. XIV-5. Схема центробежной фильтрации (к расчету давления на стенку барабана).

Давление этого кольца на поверхность S суспензии, расположенную за кольцом, составит

$$dp = \frac{dC}{S} = \frac{\rho_c H 2\pi \omega^2 r^2 dr}{2\pi r H} = \rho_c \omega^2 r dr$$

По закону Паскаля это давление через суспензию передается стенке барабана — фильтрующей перегородке — или слою осадка у стенки. Общий перепад давления при центробежном фильтровании найдем суммированием давлений, соответствующих всем элементарным слоям суспензии:

$$\Delta p = \int_{R_0}^{R} \rho_c \omega^2 r \, dr = \rho_c \omega^2 \left(R^2 - R_0^2 \right) \qquad (XIV, 14)$$

Найдя Δp , можно определить скорость центробежного фильтрования

$$C = \frac{\Delta \rho}{R_{\Phi} + r\hbar} \tag{XIV,15}$$

которая при принятых размерах центрифуги позволяет определить ее производительность.

При расчете производительности фильтрующих центрифуг учитывают, что полный цикл работы складывается из следующих этапов: загрузка, пуск и разгон барабана; центрифугирование, промывка осадка, дополнительный отжим, торможение, разгрузка осадка. У автоматически работающих центрифуг ряд отмеченных этапов отсутствует. Оценивая продолжительность каждого этапа τ_1 , τ_3 и т. д., находят длительность полного цикла $\tau_1 + \tau_2 + ... = \sum \tau$ и число циклов в секунду

$$z = 1/\sum z \qquad (X I V, 16)$$

Далее для центрифуги выбранного типоразмера определяют рабочий объем барабана

$$V_{\rm p} = -\frac{\pi}{4} \left(D^2 - D_0^2 \right) H \tag{XIV,17}$$

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

$$V_1 = V_P z \ u \ G_1 = V_1 \rho_c \qquad (XIV, 18)$$

а число центрифуг на установке

$$n = -\frac{G}{G_1}$$
(XIV,19)

где G — массовый расход суспензии, кг/с.

Если суспензия подается в барабан непрерывно, то в пределе весь рабочий объем барабана может быть занят осадком. Тогда в соответствии с уравнением (XIV, 18) для исходной суспензии производительность по объему составит:

$$V_1 = V_p (1+x) z$$
 (XIV,20)

где х — объем осадка, приходящийся на 1 м³ фильтрата.

Конструкция центрифуг

Конструкции центрифуг, применяемых в промышленности, многочисленны и разнообразны и рассматриваются в специальной литературе. Опишем принципиальное устройство центрифуг ряда конструкций.

Трехколонная фильтрующая центрифуга периодического действия с нижней опорой (рис. XIV-6). Центрифуга снабжена цилиндрическим барабаном, состоящим из ступицы 1, днища 5, дырчатой обечайки 9 и бортового кольца (закраины) 11. К обечайке изнутри крепятся сетка и фильтровальная ткань. Барабан закрыт кожухом 10 и крышкой 12 с отверстием 13 для трубы ввода суспензии, с приводом 2 ленточного тормоза 4.

Барабан с валом и подшипниками, а также кожух с крышкой смонтированы на литой станине 6 со штуцером для отвода фильтрата. Станина 6 подвешена на трех литых колонках 8, установленных на общей опорной плите, при помощи трех тяг 7 с полушаровыми головками. На тяги насажены сжатые спиральные пружины, гасящие вибрацию барабана. Передача клиноременная.



Рис. XIV-6. Конструкция трехколонной фильтрующей центрифуги периодического действия с нижней опорой:

1 — ступина барабана: 2 — привод тормоза: 3 — электродвигатель; 4 — тормоз; 5 двище: 6 — станкиа: 7 — тяга подвеса: 8 — колонка: 9 — обечайка: 19 — кожух: 11 бортовое кольцо: 12 — крышка: 13 — отверстие для засрузки суспензии.

Суспензия может загружаться на ходу; возможна промывка осадка. Выгрузка осадка осуществляется через верх барабана.

Применяются также и трехколонные центрифуги отстойного действия тех же типоразмеров, что и фильтрующие, имеющие



измененное устройство барабана, который имеет сплошную обечайку 9.

Подвесная центрифуга периодического действия с устройством для ручной нижней выгрузки осадка (рис. XIV-7).

По трубопроводу 1 суспензия поступает в ротор 2 со сплошными стенками, укрепленный на конце вала 3. Под действием центробежной силы твердая фаза суспензии отбрасывается к стенке ротора и осаждается на ней,

Рис. XIV-7. Конструкция подвесной фильтрующей центрифуги:

1 — трубопровод подачи суспензии: 2 — ротор со сплошными степками; 3 — вал; 4 исподнижный вожух; 5 — коническая крышка; 6 — штуцер для удаления живкости. Рис. XIV-8. Конструктивные элементы горизонтальной центрифуги с ножевым устройством для удаления осадка:

I — перфорированный ротор; 2 — гидраклический цилиндр для поднема ножа; 3 ножух; 4 — нож; 5 — наклонный желоб: 6 — штуцер для удаления фильтрата; 7 капал для удаления осадка: 8 — труба для подачи суссизин.

а жидкая фаза переливается через закраину барабана и поступает в пространство между барабаном и кожухом 4 и отводится через штуцер 6.



Для периодической выгрузки осадка поднимают коническую крышку 5.

Горизонтальная центрифуга с ножевым устройством для удаления осадка (рис. XIV-8). Центрифуги этого типа подразделяются на отстойные и фильтрующие. На приведенном выше рисунке показана фрльтрующая центрифуга. Особенностью представленной центрифуги является горизонтальное расположение вала и перфорированного ротора 1, а также ножа 4 для срезания осадка, который по наклонному желобу 5 направляется в канал 7 для удаления.

Гидравлический цилиндр 2 обеспечивает подъем ножа.

Существуют также фильтрующие центрифуги непрерывного действия вертикальные со шнековой выгрузкой осадка и горизонтальные с удалением осадка при помощи толкателя, возвратнопоступательно движущегося в барабане (пульсирующая выгрузка).

Тарельчатые центрифуги. Из аппаратов для разделения эмульсий распространение получили тарельчатые центрифуги. На рис. XIV-9 представлен барабан такой центрифуги. Он состоит из цилиндрического корпуса с конической крышкой, внутри которого размещен пакет, состоящий из большого числа тарелок усеченных конусов тонкого листового металла, имеющих несколько отверстий по окружности. Тарелки собраны так, что их отверстия совпадают и образуют сквозные каналы, в которые поступает эмульсия из центрального патрубка. Эмульсия распределяется в тонких слоях (0,5—1,5 мм) между тарелками, что ускоряет ее разделение; тяжелая и легкая жидкости движутся в разные стороны (см. стрелки на рис. XIV-9) и выводятся из барабана на разных уровнях.

Тарельчатые центрифуги могут быть полностью герметизированы.

Трубчатые сверхцентрифуги. В основу конструкции так называемых трубчатых сверхцентрифуг положено следующее. Если в особо трудных случаях разделения необходимо увеличить



Рис. XIV-9. Конструкция барабана тарельчатой отстойной центрифуги для разделения эмульсий:

Потоки: I — эмульсия; II легкая жидкость: III — тяжелая жидкость.

центробежный фактор. TO. как видно ИЗ (XIV, 4), уравнения ЭТОГО достичь можно либо Dувеличением либо п, так как при этом увеличивается окружная скорость W. Учитывая. что механические напряжения в корпусе барабана возрастают пропорционально квадрату окружной скорости, что является лимитирующим фактором, увеличение центробеж-

ного фактора разделения предпочтительнее обеспечить за счет увеличения числа оборотов при уменьшении диаметра барабана.

Использование этого принципа и привело к созданию сверхцентрифуг диаметром ротора не более 200 мм, с частотой вращения до 45 000 об/мин.

Для увеличения времени пребывания эмульсии в сверхцентрифуге высоту ротора принимают в несколько раз большей ее диаметра.

Конструкция такой центрифуги для разделения эмульсий представлена на рис. XIV-10. Смесь вводится в ротор снизу через сопло, струя отражается от отбойного диска 9 к стенкам ротора.

Рис. XIV-10. Конструкция трубчатой сверхцентрифуги для разделения эмульсий:

1. 7 — станива с кожухом; 2 — крыльчатка; 3. 5 — сборяме коробки для разделения жидкостсй: 4 — головка ротора; 6 — барабан (ротор); 8 — тормоз; 9 — отоблый диск; 10 — ввод эмульсии; 11 — днице ротора.





Рис. XIV-11. Схема головки ротора сверхцентрифуги для разделения эмульсии: 1 — кольдевая днафрагма; 2 — стенка ротора. Потоки: 1 — легкая жидкость; 11 — тяжелая жидкость

Рис. XIV-12. Схема гидроциклона:

1 — цилиндрическая часть корпуса; 2 — коническое данще; 3 — штуцер для вывода шлама; 4 — штуцер для подачи суспензии; 5 — патрубок; 6 — перегородка; 7 — штуцер для вывода осветленной жидкости.

При вращении вставленная в ротор крыльчатка, состоящая из трех радиальных лопастей, препятствует отставанию жидкости от вращающегося ротора. Более подробно схема устройства головки 4 ротора, обеспечивающей выход разделенных жидкостей в сборные коробки 3 и 5, представлена на рис. X IV-11. Ротор центрифуги подвешен вверху на опоре, для этого предусмотрена приводная головка специальной конструкции; нижний подшипник, помещенный в днище кожуха, работает только как направляющий.

При соответствующем изменении головки ротора и периодической разгрузке осадка сверхцентрифуги применяются также и для разделения суспензий с незначительным содержанием твердой фазы.

При расчете расхода энергии на центрифугирование учитывают мощность, затрачиваемую на разгон барабана (с учетом находящейся в нем суспензии и продолжительности разгона), а также на преодоление трения вала в подшипниках и трения стенок барабана о воздух или газ, окружающий барабан.

При непрерывной подаче суспензии (эмульсин) энергия расходуется на работу, затрачиваемую на сообщение суспензии окружной скорости вращения.

РАЗДЕЛЕНИЕ НЕОДНОРОДНЫХ СИСТЕМ В ЦИКЛОНАХ

Гидроциклоны. Циклоны, предназначенные для разделения жидких неоднородных систем, называются гидроциклонами. Принципиальная схема гидроциклона показана на рис. XIV-12. Этот аппарат состоит из цилиндрической части 1, конического днища 2, патрубка 5, расположенного в перегородке 6, и штуцеров.

Суспензия подается в цилиндрическую часть корпуса тангенциально через штуцер 4 и интенсивно вращается. Под воздействием центробежной силы твердые частицы движутся к коническим стенкам аппарата и перемещаются по внешней спиральной траектории вдоль этих стенок к выводному штуцеру 3, через который выводятся вместе с частью жидкости (шлам).

Основная часть осветленной жидкости, содержащей небольшое количество мелких твердых частиц, движется вверх во внутреннем потоке и отводится через







патрубок 5 и штуцер 7.

Гидроциклоны применяются для осветления жидкости или обогащения суспензий, а также для разделения твердых чистиц с различными размерами зерен. Угол конической части гидроциклонов составляет примерно 15°, их диаметр 100-350 мм. Достоинством циклонов вообще и гидроциклонов в частности является простота конструкции, отсутствие движущихся частей, простота обслуживания.

Циклоны. Распространенным аппаратом для центробежного разделения газовых суспензий является циклон, устройство которого покапримере циклона конзано на струкции НИИОгаз (рис. XIV-13). Газ поступает в корпус циклона со скоростью 15-25 м/с по тангенциальному патрубку и вращается в кольцевой щели между корпусом выхлопной трубой. и центральной

Рис. XIV-13. Схема циклона конструкции НИИОгаз:

1 – корпус; 2 – выхлопная труба: 3 – успоконтель; 4 – затвор; 5 – бушкер Потоки: / – запыленный газ; 11 – очищенный гиз; 111 – уловленные частицы.

Рис. XIV-14. Зависимость степени очистки и перепада давления от скорости газа в циклоне.

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 (жидкость стекает по стенке),



а газ, совершив несколько оборотов, поворачивает вверх и уходит по центральной трубе.

Для хорошей работы циклона большое значение имеет его конструктивная форма и соотношение размеров. В НИИОгаз 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-14) и в ряде случаев даже несколько снижается (пунктирная линия) вследствие интенсивного вихреобразования и уноса осажденной пыли. Перепад давления в циклоне Δp , который для геометрически подобных циклонов зависит от плотности газа ρ_r и увеличивается пропорционально квадрату скорости газа. При выборе скорости газа в циклоне НИИОгаз рекомендует принимать величину $\Delta p/\rho_r$ 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 у понимают отношение количества пыли, уловленной в циклоне, G_{ул} к количеству пыли, поступившей в это же время в циклон, G_{изу}:

$$\eta = \frac{G_{\rm V.1}}{G_{\rm nav}} 100 \qquad (XIV,21)$$

Для оценки работы циклона используют также коэффициент фракционной степени очистки. Он представляет собой отношение количества уловленной пыли данной фракции к количеству пыли той же фракции, поступившей в циклон за то же время

$$\eta_{\phi P} = \frac{G_{\phi P}}{G_{\phi P, \mu a \mu}} 100 \qquad (X I V, 22)$$

373

Общая степень очистки газа может быть подсчитана по данным о фракционном составе пыли в газе и по фракционной степени очистки.

 $\eta = (\eta_{\phi P1}\phi_1 + \eta_{\phi P2}\phi_2 + ... + \eta_{\phi Pn}\phi_n) 0,01 \qquad (XIV,23)$

где n — число фракций пыли; $\eta_{\phi p_1}$, $\eta_{\phi p_2}$, ... — 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).

В качестве примера на рис. XIV-15 приведены данные по фракционным коэффициентам 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 $W_{y_{CH}}$, равную отношению объема газа V_{u} , проходящего через циклон, к его поперечному сечению $\pi D^2/4$.

Тогда сопротивление циклона определится из выражения

$$\Delta p = \xi \rho_{\mathbf{r}} \frac{W^2 \mathbf{v}_{\mathbf{r},\mathbf{n}}}{2} \tag{XIV,24}$$

Коэффициент сопротивления & для циклонов стандартных конструкций находится в пределах от 75 до 300 в зависимости от модификации.

На основе уравнения (XIV, 24) при выбранном значении сопротивления Δp определяют величину условной скорости газа

$$W_{\rm PCB} = \sqrt{\frac{2\Delta\rho}{\xi\rho_{\rm P}}} \qquad (XIV, 25)$$

и при выбранном диаметре циклона находят секундную производительность одного циклона V₁

$$V_1 = \frac{\pi D^2}{4} W_{ycn} \qquad (XIV, 26)$$

Батарейный циклон представляет собой прямоугольную или цилиндрическую камеру с бункером для пыли. На рис. XIV-16

представлен батарейный циклон, состоящий из параллельно работающих циклонных элементов 2,

Рис. XIV-15. Зависимость коэффициента фракционной степени очистки газа от пыли в циклонах ЦН-15 от величины d_{T} : при D = 600 мм, $\rho_{T} = 1930$ кг/м³, $\Delta p/(\rho_{T}g) = 75$ и начальной концентрации пыли 1,7 г/м³.



374





Рис. XIV-16. Схема батарейного циклона:

1 — корпус; 2 — циклониме элементы; 3 — трубные решетки; 4 — бункер; 5 — оходной патрубак; 6 — газораспределятельная камера; 7 — выходной патрубок. Потоки: 1 — запылеяный газ; 11 — очященный газ.

Рис. XIV-17. Конструктивные элементы батарейного циклона:

1 — корпус; 2 — винтовые лонасти; 3 — выхлонная труба. Потоки: 1 — запыленный газ; И. — очищевный газ

смонтированных в общем корпусе 1 и закрепленных в двух трубных решетках 3.

Один из вариантов элемента батарейного циклона с винтовыми лопастями, способствующими вращательному движению газа, показан на рис. XIV-17. 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 кверху, 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 н выходами газа и отдельными бункерами для пыли.

Расчет батарейных циклонов проводится аналогично расчету простых циклонов по уравнениям (XIV, 24) и (XIV, 25). Коэффициент сопротивления циклонных элементов, выполненных по нормалям НИИОгаз, составляет 65—90. Конечное уравнение для батарейных циклонов запишется в виде

$$S = \frac{V}{W_{\rm ycn}} = z \frac{\pi D^2}{4} \tag{XIV,27}$$

Задавшись диаметром корпусов, например 100, 150 или 200 мм, определяют требуемое их число *z*.

Степень очистки газа в циклонах может составлять 65—95 % и выше; конкретное ее значение зависит от фракционного состава и происхождения пыли.

При заданном общем секундном объеме / подлежащего очистке газа число параллельно работающих циклонов составит

$$n = V/V_1 \tag{XIV,28}$$

Диаметр циклона НИИОГаз лежит в пределах от 40 до 800 мм.

Циклоны широко используются для улавливания мелких частиц катализатора в реакторах и регенераторах установок каталитического крекинга с псевдоожиженным слоем катализатора.

Для этой цели 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.

Эффективность очистки газа в циклоне зависит от величины центробежного фактора

$$K_{\mathbf{H}} = \frac{W^2}{gr}$$

который может быть увеличен как за счет увеличения скорости W, так и за счет уменьшения радиуса.

Как уже отмечалось выше, повышение скорости газа сопровождается значительным увеличением гидравлического сопротивления, и поэтому в ряде случаев эффективность очистки повышают путем уменьшения диаметра циклона. Однако это сопровождается уменьшением его производительности.

Хорошне результаты показывают батарейные циклоны или мультициклоны, смонтированные в одном корпусе.

Глава XV

Электрическое осаждение

ЭЛЕКТРИЧЕСКИЕ СПОСОБЫ РАЗДЕЛЕНИЯ НЕФТЯНЫХ ЭМУЛЬСИЙ

Добываемая нефть часто содержит воду в виде стойкой эмульсии. Эта вода отличается сравнительно высоким содержанием солей и поэтому переработка обводненной нефти приводит к интенсивной коррозии аппаратуры. Кроме того, наличие воды в нефти связано с дополнительными расходами тепла, и поэтому нефть, подлежащая переработке, должна быть предварительно обезвожена и обессолена.

Обезвоживание, а следовательно, и обессоливание нефти может быть осуществлено механическим или химическим методами, но наиболее эффективным является воздействие электрического поля.

При действии на эмульсию поля переменного тока высокого напряжения происходит слияние (коагуляция) мелких капель диспергированной жидкости в крупные, которые затем с более высокой скоростью осаждаются под действием силы тяжести.

Обработке нефти в электрическом поле обычно предшествует ее смешение с менее минерализованной пресной водой в количестве 5—15 % на нефть. При этом 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 в поток часто добавляют немного щелочи, нейтрализующей органические



Рис. XV-1. Поперечный разрез горизонтального электродегидратора 1-ЭГ-160: 1 — штуцер для ввода нефти; 2 — нижний маточник; 3 — нижний электрод; 4 — верхний электрод; 5 — верхний маточник; 6 — штуцер для вывода обессоленией нефти; 7 — проходной изолятор; 8 — подвесной изолятор; 9 — коллектор для древирования воды.

кислоты и увеличивающей электропроводность воды. Процесс ведут с подогревом (для уменьшения вязкости) и нод давлением, исключающим возможность испарения воды и кипения нефти. Применяемая в промышленных установках разность потенциалов достигает 35 кВ.

Электродегидратором называется устройство для обработки суспензии типа жидкость — жидкость (например, нефть — вода) в электрическом поле.

В промышленной практике получили распространение электродегидраторы различных типов: вертикальные, горизонтальные, сферические. В качестве примера на рис. XV-1 показан горизонтальный электродегидратор конструкции ВНИИНЕФТЕмаша с нижией подачей сырья, емкостью 160 м³ и лиаметром 3,6 м. В таком аппарате эмульсия обрабатывается последовательно в трех зонах: в первой зоне между нижним маточником 2 и уровнем воды происходит промывка эмульсии водой, содержащей деэмульгатор, в результате чего отделяются наиболее крупные капли воды, далее нефть перемещается в вертикальном направлении, проходя вторую зону, расположенную между уровнем воды и плоскостью нижнего электрода, подвергаясь воздействию слабого электрического поля. Затем она попадает в поле действия сильного электрического поля третьей зоны, находящейся между двумя электродами. Различие в напряженности электрического поля позволяет обеспечить в средней зоне выделение из эмульсий более крупных глобул воды и разгрузить таким образом третью зону для выполнения более сложной задачи — отделения мелких капель воды.

Нижний и верхний маточники способствуют равномерному распределению нефти по всему сечению аппарата, уменьшению скорости восходящего потока и облегчают столкновение водяных капель, движущихся вверх, с каплями, опускающимися вниз послеЧих укрупнения в верхних слоях аппарата.

В нефтеперерабатывающей промышленности обработка в электрическом поле применяется не только для нефтей, но также и для ряда нефтепродуктов. 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, 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 разнящиеся по величине поверхности, например пластину и острие (рис. XV-2), то при их зарядке возникнет неоднородное поле, характеризуемое силовыми линиями, показанными на рисунке. Если повышать разность напряжений между электродами, то при некотором ее значении, называемом критическим, обстановка качественно изменится. Молекулы газа ионизируются, расщепляясь на положительно

заряженные ионы и электроны, которые перемещаются по направлению действия силовых линий.

При достижении напряжения выше критического на-

Рлс. XV-2. Схема силовых линий электрического поля между пластиной и острием.





Рис. XV-3. Схема трубчатых электродов.

Рис. XV-4. Схема пластинчатых электродов: 1 — пластивы: 2 — коронирующие провода: 3 — силовые липии.

ступает 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.

Пусть пластина заряжена положительно, а острие отрицательно, тогда образующиеся отрицательные ионы будут притягиваться к пластине и между электродами установится постоянный ионный поток того же знака, что и знак короны. 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-3) либо при сочетании пластины с коронирующими проводами (рис. XV-4).

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 пластинами — пластинчатыми.

По направлению потока газа между пластинами электрофильтры подразделяются на горизонтальные и вертикальные. Рис. XV-5. Схема вертикального пластинчатого электрофильтра:

1 — изолятор; 2 — изоляторная коробка; 3 — тяга подвеса рамы; 4 — рама подвеса коронирующих проводов; 5 — штуперы для входа в выхода газа; 6 — осадительные электроды; 7 — коронирующие провода; 8 — нижняя рама подвеса проводов; 9 — грузы; 10 — газораспределительная решетка; 11 — бункер для пыли; 12 — камера.

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.

На рис. XV-5 представлена схема вертикального пластинчатого электрофильтра. Его камера 12 снабжена штуцерами 5 для входа и выхода газа и бункером 11 для сбора уловленной пыли. Внутри камеры вертикально подвешены осадительные электроды 6 на равных расстояниях 2S = 250-350 мм; высота пластины l = 3-6 м; двумя крайними электродами служат боковые стенки камеры. Между пластинами рядами висят коронирующие провода 7 на раме 4, подвешенной в свою очередь при помощи тяги 3 на опорно-проходном изоляторе 1, помещенном в изоляторную коробку 2. Вынос изолятора в коробку уменьшает его загрязнение газовым потоком.

Коронирующие провода объединены нижней рамой 8 и натянуты грузами 9. Над входным штуцером помещена решетка 10, обеспечивающая равномерное распределение газа по всему сечению аппарата. При улавливании тумана жидкость стекает с электродов, а при улавливании пыли ее стряхивают с электродов, для чего служат специальные механизмы обычного ударного действия (на рис. XV-5 не показаны).

Очищаемый газ проходит через аппарат снизу вверх; рабочим пространством аппарата является объем, заключенный между электродами, высотой 1. Трубчатые электрофильтры устроены аналогично; вместо пластин в камеру помещен пучок вертикальных труб диаметром 250—300 мм и длиной 3—4 м.

Расчет осаждения частиц в электрическом поле проводится по такой же схеме, как и в случае гравитационного поля или поля центробежной силы. В аппарате, изображенном на рис. XV-5, частицы движутся вдоль электродов вместе с газом. Время нахождения газа в аппарате составляет

$$t_{\rm H} = I/W$$

где W — средняя скорость газового потока.

Одновременно, получив заряд, частицы движутся в перпендикулярном направлении — от коронирующих электродов к осадительным; время, необходимое для их осаждения, может быть найдено по следующей схеме расчета. Для частиц размерами от 1 до 100 мк вычисляют максимально получаемый заряд q как функцию квадрата днаметра частицы d, градиента напряжения поля E_x и диэлектрической постоянной частицы e; затем находят движущую силу осаждения, равную произведению величины заряда на градиент напряжения qE_x , приравнивают ее сопротивлению газовой среды при ламинарном течении ($3ndW\mu$, где μ — вязкость газа) и находят скорость движения частицы $W = f(q, E_x, d, \mu)$.

Далее определяют время, затрачиваемое на прохождение частицей пути от провода до пластины, равного S — r

$$\tau_{\rm oc} = \int_{\overline{W}}^{S} \frac{dS}{W}$$

Для очистки газа необходимо, чтобы $\tau_{\rm H} \ge \tau_{\rm oc}$. Однако на практике между электродами может иметь место не ламинарный, а турбулентный поток, усиливающийся действием электрического ветра. Поэтому приведенный выше ход расчета рассматривается как основа для понимания и оценки влияния отдельных факторов на процесс.

Для практического расчета пользуются взятой из опыта продолжительностью обработки газа в электрическом поле $\tau = 2$ — 10 с. Пребывание газа в электрофильтре при длине электрополя lв течение времени τ обеспечивается при скорости газа $W = l/\tau$.

Если рабочий объем очищаемого газа V (в м³/с), то требуемое поперечное сечение электрофильтра составит

$$S = \frac{V}{W} = ab \tag{XV,1}$$

и для пластинчатого вертикального электрофильтра подбирают размеры *a* и *b*.

Для трубчатого электрофильтра

$$S = \frac{V}{W} = \frac{\pi D^2}{4} z \tag{XV,2}$$

откуда находят число труб г 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 благоприятным электрическим полем в трубах.

Для оценки величины степени осаждения (очистки) газа в электрофильтрах предлагается следующее уравнение:

$$\eta = 1 - e^{\frac{F \cdot W_2}{V}}$$

(XV,3)

где F — площадь осаждения; V — секундный объем газа; W. — скорость движения заряженных частиц к электроду.

Мощность, потребляемая электрофильтром, рассчитывается как произведение силы тока на напряжение. С учетом расхода электроэнертии, потребляемой выпрямителями

$$N = \frac{0.707/\Sigma lVm}{10^6} + z \cdot 0.5 \tag{XV.4}$$

где i — удельный расход тока на единицу коронирующего провода, А/м; $\sum l$ — общая активная длина проводов; V — разность потенциалов на электродах, кВ; m — коэффициент формы кривой выпрямленного тока; z — число электродвигателей, если практически выпрямители потребляют по 0,5 кВт.

В электрическом поле электрофильтров любая частица, даже самая мелкая, получает заряд н в отличие от циклонов может быть осаждена при соответствующей продолжительности очистки. Поэтому в электрофильтрах, как и в рукавных тканевых фильтрах, можно получить высокую степень очистки, 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 На. 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 м³ газа.

Недостатком электроочистки газа является потребность в повышенных капиталовложениях, обусловленная сравнительно высокой стоимостью трансформаторов и выпрямителей. Глава XVI

Разделение газовых дисперсных систем

Разделение газовых дисперсных систем с выделением из них твердых или жидких частиц производят с целью очистки газа или извлечения из этих систем ценных продуктов, составляющих дисперсную фазу; в этом последнем случае одновременно с целевым извлечением ценных продуктов происходит и очистка газа или паров.

Очистка промышленных газов, выбрасываемых в атмосферу, решает важные экологические задачи (уменьшение загрязнения воздуха и защита окружающей среды).

Во многих случаях очистка газов и паров от взвешенных частиц способствует более эффективному осуществлению последующей технологической переработке этого газа.

Разделение неоднородных газовых систем широко используется в промышленности и осуществляется различными методами, большая часть которых была рассмотрена ранее, исходя из физической сущности процессов разделения, справедливых как для жидких, так и для газообразных неоднородных систем.

В настоящей главе дана общая классификация методов разделения газовых неоднородных систем и описаны способы, которые ранее не рассматривались.

Удаление взвешенных частиц из газовых (паровых) потоков осуществляется одним из следующих способов:

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.

Некоторые способы очистки газа были описаны ранее. Рассмотрим работу инерционных пыле- и брызгоулавливателей и мокрую очистку газа.

Инерционная очистка газа. Этот способ очистки базируется на использовании сил инерции, возникающих при резком изменении направления движения потока запыленного газа. По инерции более тяжелые взвешенные частицы пыли движутся в первоначальном направлении, причем их скорость гасится ударом о Рис. XVI-1. Схема инерционного пылеулавливателя с наклонными жалюзями:

1 — карпус; 2 — жалюзи. Потоки: 1 — заныленный газ; 11 — очищенный газ; 111 — пыль (ямвод).

стенки аппарата, тогда как частично очищенный газ движется в измененном направлении.

Используются различные конструкции инерционных пыле- и брызгоулавливателей. В качестве примера на рис. XVI-1 показана схема инерционного пылеулавливателя с наклонными жалюзями. Эти жалюзи разделяют рабочий объем аппарата на две части: камеру запыленного газа с размещенным в нижней части отделением для



пыли и камеру очищенного газа, куда газ попадает после резкого поворота и прохождения через жалюзи 2.

Аппараты такого типа более компактны по сравнению с пылеосадительными камерами, но улавливают только крупные частицы и, таким образом, обеспечивают лишь грубую очистку.

Мокрая очистка газа. Этот способ очистки основывается на контакте запыленного газа с той или иной жидкостью и обеспечивает высокую степень очистки. 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. Мокрую очистку газа применяют, когда допустимо увлажнение и охлаждение очищаемого газа и когда улавливаемые частицы образуют с жидкостью шламы, легко извлекаемые и транспортируемые из аппарата.

На установке каталитического крекинга с псевдоожиженным слоем катализатора мокрая очистка перегретых паров продуктов реакции, уходящих из реактора,

Рис. ХУІ-2. Схема трехполочного пенного аппарата:

1 — корпус: 2 — решетка; 3 — сливная планка; 4 сливной карман; 5 — гидравлический затвор; 6 — штуцер для выхода суспензин; 7 — вход запыленного газа; 8 — приемиая коробка; 9 — штуцер для выхода киркости; 10 — штуцер для выхода очищенного газа. Потоки: 1 — жидкость; 11 — газ; 111 — суспензия; 1V — запыленный газ.

13 Скобло А. И. н др.

осуществляется с целью улавливания мелких частиц катализатора и 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 разнообразны.

В качестве примера приведем принципиальную схему трехполочного пенного аппарата (рис. XVI-2). В таких аппаратах скорость газа при прохождении через контактную решетку должна быть достаточна для образования пены с развитой поверхностью контакта фаз, обеспечивающей высокую эффективность улавливания пыли.

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.

Полнота очистки от пыли возрастает с увеличением числа полок (1—3) и достигает величины 95—99 % при сравнительно низких капитальных и эксплуатационных затратах.

Применяют пенные аппараты прямоугольного и круглого сечения: скорость газа в аппарате 1,5—2,5 м/с, диаметр отверстий в решетке 3—8 мм, свободное сечение отверстий решетки 15—20 %. Глава XVII

Перемешивание жидкостей

НАЗНАЧЕНИЕ И СПОСОВЫ ПЕРЕМЕШИВАНИЯ

Процесс перемешивания жидкостей осуществляется с целью получения эмульсий, суспензий и растворов. При перемешивании достигается равномерное распределение фаз или смешиваемых компонентов во всем объеме и обеспечивается их тесное взаимодействие.

Смесь, полученная в результате перемешивания, либо является конечным продуктом, либо образует систему, в дальнейшем используемую в технологическом процессе. В ряде случаев неремешивание 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 массои теплообменных процессов.

Для характеристики способов и аппаратурного оформления процессов используют понятие об эффективности и интенсивности перемешивания.

Эффективность перемешивания характеризует качество проведения этого процесса и оценивается в зависимости от целей перемешивания. 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 величин коэффициентов тепло- и массоотдачи при перемешивании и без него.

Интенсивность перемешивания может характеризоваться продолжительностью процесса, необходимого для обеспечения заданного технологического эффекта перемешивания, а также величиной расхода энергии, затрачиваемой на осуществление этого процесса.

Используют следующие основные способы перемешивания: механическое — обеспечивается с помощью различных вращающих устройств;

13*

барботажное — осуществляется за счет пропуска газа через слой жидкости;

гидравлическое — осуществляется при совместном движении смешнваемых потоков в трубопроводе, насосе или специальных смесителях.

МЕХАНИЧЕСКОЕ ПЕРЕМЕШИВАНИЕ

При механическом перемешивании интенсивность движения сред в аппарате обеспечивается специальным перемешивающим устройством, получающим вращательное или более сложное движение от внешнего привода, и связано с передачей механической энергии перемешиваемой среде.

Процесс, осуществляемый перемешивающими устройствами, характеризуется обтеканием элементов этого устройства жидкой средой.

Аппараты для механического перемешивания, называемые *мешалками*, по конструктивному оформлению разнообразны и подразделяются на следующие основные группы:

лопастные и их конструктивные варианты (рамные, якорные); пропеллерные, или винтовые;

турбинные.

На рис. XVII-1 представлена схема лопастной мешалки диаметром *D* с перемешивающим устройством, выполненным в виде плоской вертикальной пластины (лопасти), диаметром *d*_м; на рис. XVII-2 — схема потоков в аппарате с мешалкой. На верти-



Рис. XVII-1. Схема лопастной мешалки.

Рис. XVII-2. Схема потоков жидкости в аппарате с мешалкой: *a* — без отражательных перегородок; *б* — с перегородками.

Рис. XVII-3. Схема рамной мешалки.

кальном валу несколько лопастей может быть установлено как вертикально, так и 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. Окружную скорость на концах лопастей принимают не превышающей 5 м/с.



При вращении лопастей на поверхности жидкости может образоваться воронка, снижающая эффективность перемешивания контактирующих фаз. Поэтому к внутренней стенке корпуса крепятся отражательные вертикальные перегородки шириной *H*, примерно равной 0,1 *D*. Число перегородок обычно равно 4. Эти перегородки препятствуют горизонтальному вращению кольца жидкости и способствуют ее циркуляции в вертикальном направлении.

При желании обеспечить перемешивание во всем объеме корпуса мешалки, например при большой вязкости смеси, применяют рамные мешалки (рис. XVII-3). Перемешивающее устройство представляет собой плоскую решетчатую конструкцию, состоящую из ряда горизонтальных, вертикальных и наклонных лопастей.

Смесители с лопастями, повторяющими по своим очертаниям профиль корпуса смесителя, носят название *якорных*. На рис. XVII-4 представлена схема якорной мешалки с выпуклым днищем. В этих конструкциях зазор между стенкой корпуса и перемешивающим устройством невелик — порядка 0,05 D корпуса. Это обстоятельство обусловливает большую турбулентность потока у самой стенки, что способствует лучшей теплопередаче через стенку и препятствует отложению осадка на стенке и днище.

Для обеспечения интенсивного перемешивания во всем объеме за счет внутренней рециркуляции применяют пропеллерные мешалки (рис. XVII-5).

Пропеллерные или винтовые смесители снабжены двух-, трех- или четырехлопастным винтом или пропеллером. По ширине лопасти пропеллера обычно сначала расширяются, а потом сужаются; угол их наклона является переменным. Пропеллеры создают интенсивный поток, направленный вдоль оси их вращения; иногда для упорядочения циркуляции жидкости в корпусе смесителя пропеллер 1 помещают в направляющую трубу 2 (диффузор); в трубе жидкость движется сверху вниз, в кольцевом зазоре между трубой и корпусом — снизу вверх или наоборот. Днаметр пропел-





Рис. XVII-4. Схема якорной мешалки.

Рис. XVII-5. Схема пропеллерной мешалки: 1 — пропеллер: 2 — направляющая труба.

лера чаще всего равен 0,25—0,33 диаметра корпуса. В зависимости от размеров частота вращения составляет от 200 до 1500 об/мин.

Область применения пропеллерных смесителей — получение эмульсий или суспензий с небольшим (до 10 %) содержанием твер-



дых частиц размером менее 250 мк, в сосудах сравнительно небольшого объема и в жидкостях малой вязкости. В емкостях больших размеров необходима установка нескольких самостоятельных пропеллеров.

У турбинных мешалок (рнс. XVII-6) перемешивающим устройством является лопастное колесо (турбина), аналогичное рабочим колесам центробежных насосов, с прямыми (рис. XVII-7, а) или загнутыми (рис. XVII-7, б) лопастями. Турбинки могут быть открытыми или закрытыми. По характеру работы открытые турбинки мало отличаются от лопастных мешалок. Закрытые турбинки, помещенные в корпус,

Рис. XVII-6. Схема турбинной мешалки: 1 — лопастное колссо; 2 — направляющий аппарат.



Рис. XVII-7. Вид лопастных колес: а — с прямыми лопастями; б — с загнутыми лопастями.

создают более упорядоченную циркуляцию жидкости в мешалке, особенно при наличии направляющего аппарата, аналогичного таковым у насосов и способствующего 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 определения расхода энергии на перемешивание рассмотрим одиночную прямую лопасть (рис. XVII-8), вращающуюся вокруг вала с угловой скоростью ω , причем $d_{\rm M}/2$ — длина лопасти, а h — ее ширина. На расстоянии r = d/2 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

$$dp = \xi \rho_{\mathsf{sK}} (hdr) \frac{W_r^2}{2}$$

где $\xi = f$ (Re) — коэффициент сопротивления.

Элементарная мощность равна произведению силы на путь, пройденный ею за одну секунду, W, = wr

$$dN = W_r dp = \xi \rho_{\mathcal{H}} (hdr) \frac{\omega^2 r^2}{2} \omega r$$

нлн

$$dN = \xi \frac{\rho_m}{2} h \omega^3 r^3 dr \qquad (X V I I, I)$$

Рис. XVII-8. Схема одиночной лопасти (к расчету мощности на перемешивание жидкости).



Ширина лопасти h оценивается некоторой долей К диаметра перемешивающего устройства, т. е.

 $h = K d_{\rm M}$

Подставляя это выражение для h в уравнение (XVII,1) и учитывая, что $\omega = 2\pi n$, где n — число оборотов перемешивающего устройства на одну секунду, имеем:

$$dN = a \rho_{\rm str} d_{\rm M} n^3 r^3 dr$$

где *а* — коэффициент.

Проинтегрировав это выражение в пределах от 0 до $d_{\rm M}/2$, получим

$$N = K_N \rho_{\rm ix} n^3 d_{\rm ix}^3$$

откуда

 $K_N = \frac{n}{\rho_{\rm M} n^3 d_{\rm M}^5}$. Безразмерный комплекс K_N называют критерием мощности; он зависит от свойств перемешиваемой жидкости (вязкость, плотность), скорости вращения перемещивающего устройства и размеров мешалки.

В соответствии с теорией подобия зависимости для определения Ку представляют в критериальной форме

$$K_{N} = A \operatorname{Re}_{u}^{\alpha} \operatorname{Fr}_{u}^{\beta} \tag{XVII,3}$$

(XVII,2)

где $Re_n = \rho_m n d_m^2 / \mu$ — модифицированный критерий Рейнольдса; $Fr_{u} = n^{2}d_{y}/g$ — модифицированный критерий Фруда.

Коэффициент A и показатели степени α и β определяются экспериментально для мешалок данного типа. Если при перемешивании воронка отсутствует или мала и силой тяжести можно пренебречь, то критерий Фруда из уравнения (XVII,3) исключается.

Для основных типов нормализованных перемешивающих устройств получены графические зависимости K_N и Ren, установленные по экспериментальным данным.

Различают два режима перемешивания в механических мешалках: ламинарный и турбулентный. Ламинарный режим (Rea < < 30) соответствует малоинтенсивному перемешиванию, при котором жидкость плавно обтекает лопасти мешалки, захватывается и вращается с ними.

При увеличении числа оборотов перемешивающего устройства возрастает сопротивление среды вращению, возникает и интенсифицируется турбулентный режим перемешивания (Ren > 100). При высокой степени турбулентности (Re_n > 10⁵) критерий мощности Ку практически не зависит от критерия Re. Эта область называется автомодельной, в ее пределах расход энергии определяется только инерционными силами.

Уравнение (XVII, 3) используется для определения критерия при найденном значении которого из уравнения мощности, (XVII, 2) определяется мощность N, необходимая для перемешивания при выбранном режиме и конструктивных параметрах мешалки.

Рис. XVII-9. Схема барботажного смесителя.

БАРБОТАЖНОЕ ПЕРЕМЕШИВАНИЕ

Этот способ перемешивания применяют для маловязких жидкостей. В качестве перемешивающего агента использу-

ются воздух, водяной пар и другие газы. Для перемешивания этим способом в нижней части аппарата устанавливают барботер, обеспечивающий равномерное распределение газа или пара по площади поперечного сечения аппарата. Схема барботажного смесителя представлена на рис. XVII-9.

В качестве барботера используют перфорированные трубы тем или иным способом, 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 же целью применяют отверстия различного диаметра для выхода газа, увеличивая размер отверстий, расположенных на концевых участках барботера.

С целью упорядочения движения жидкостей при перемешивании организуют восходящий (нисходящий) поток в центральной части аппарата и нисходящий (восходящий) поток у его стенок, что может быть обеспечено, в частности, за счет установки специальной трубы в центре аппарата.

Необходимое давление газа на входе в барботер *Р* определяется по формуле

$$P = P_0 + \rho_{\mathrm{R}} g H + \Sigma \xi \frac{\rho_r W_{0,r}^2}{2} \qquad (XV11.4)$$

где P_0 — давление над слоем жидкости в аппарате, H/M^2 ; H — высота слоя жидкости над барботером, м; $\Sigma \xi$ — суммарный коэффициент сопротивления барботера; $W_{o.r}$ — скорость газа на выходе из барботера, м/с.

При использовании того или иного газа в качестве барботирующего агента необходимо учитывать возможность образования вэрывоопасных смесей, а также взаимодействия перемешиваемого продукта с барботирующим газом.

ГИДРАВЛИЧЕСКИЕ СПОСОБЫ ПЕРЕМЕШИВАНИЯ

При гидравлическом способе перемешивания применяют диафрагмовые, инжекторные и циркуляционные смесители.

Диафрагмовый смеситель (рис. XVII-10) представляет собой систему укрепленных диафрагм, установленных в цилиндрической части смесителя.

При прохождении потока через отверстия в диафрагмах и зазоры между стенками смесителя и диафрагмы происходит турбу-





Рис. XVII-11. Схема многосопельного инжекторного смесителя.

Рис. XVII-12. Схема циркуляционного смесителя: 1 — резервуар; 2 — циркуляционный насос.

лизация потока, сопровождающаяся интенсивным перемешиванием жидкостей. Такие системы применяют, например, при обработке бензина раствором щелочи или воды.

Инжекторные смесители работают за счет использования повышенного давления одной из жидкостей, поступающей в сопло. В сопле давление преобразуется в кинетическую энергию выходящей струи, которая подсасывает вторую жидкость. Для повышения пропускной способности инжекторные смесители конструируются в виде пучка параллельных сопел в общей камере (рис. XVII-11). Такие смесители называются многосопельными. Эти смесители также применяются при обработке нефтепродуктов жидкими реагентами.

Смесители циркуляционного типа (рис. XVII-12). Широкое распространение получили смесители циркуляционного типа, состоящие из емкости и центробежного насоса, который забирает жидкость из нижней части емкости и подает ее в верхнюю часть, осуществляя замкнутую циркуляцию. Для усиления турбулизирующего эффекта в емкость иногда помещают решетку или перфорированный трубопровод, что обеспечивает равномерное распределение жидкости по сечению емкости.

В частности, такой способ перемешивания используют при производстве товарного нефтепродукта путем компаундирования входящих в его состав компонентов.

Глава XVIII

Гидродинамика слоя зернистых материалов

В химической технологии широкое распространение получили процессы, использующие слой зернистого материала, через который движется поток газа, пара или капельной жидкости. Таким зернистым материалом являются: катализаторы, адсорбенты, теплоносители, фильтрующий материал и др.

Частицы зернистого материала могут иметь различную форму (сфера, цилиндры, таблетки, зерна произвольной формы); слой может быть монодисперсным и состоять из частиц одинакового размера или полидисперсным и состоять из частиц различных размеров.

При движении газа через зернистый слой поток заполняет все пространство между частицами, образующими извилистые каналы (поры). Различают три основных состояния зернистого слоя.

Плотный слой, в котором частицы находятся в тесном соприкосновении одна с другой, расстояние же между ними и объем слоя остаются неизменными при изменении скорости потока газа, проходящего через слой; плотный слой может быть неподвижным или компактно перемещающимся.

Взвешенный, псевдоожиженный или «кипящий» слой, в котором частицы находятся в движении в пределах слоя, а расстояние между частицами и объем слоя меняются в зависимости от скорости газа, проходящего через слой.

Режим транспорта частиц, осуществляемый при повышенных скоростях потока газа в направлении движения частиц.

Рис. XVIII-1. Схемы различных состояний слоя твердых частиц при прохождении через них потока газа (жидкости): *a* — плотный слой; *б* — псевдоожиженный слой; *в* — пневмотранспорт частиц.



395

Эти три характерных состояния слоя зернистого материала проиллюстрированы на рис. XVIII-1.

В определенных условиях плотный слой может перейти в псевдоожиженный, а последний в транспортируемый, и наоборот. Особенности гидродинамики каждого из этих состояний и условия их взаимного перехода рассматриваются ниже.

ДВИЖЕНИЕ ГАЗА ЧЕРЕЗ ПЛОТНЫЙ СЛОЙ ЗЕРНИСТОГО Материала

Плотный слой зернистого материала представляет собой объем V, часть которого непосредственно занимают частицы V_{q} , а оставшуюся часть V_{π} — образующиеся между частицами извилистые поровые каналы, по которым движется поток газа, проходящего через слой. В зависимости от размера и формы частиц, а также характера их укладки форма, размер и объем поровых каналов меняются. Важнейшей характеристикой слоя является его порозность, или доля свободного объема ε :

$$\varepsilon = \frac{V_{\mathrm{III}}}{V} = \frac{V - V_{\mathrm{III}}}{V} = 1 - \frac{V_{\mathrm{IIII}}}{V} \tag{XVIII,1}$$

Если плотность частиц ρ₄, газа ρ, то плотность слоя ρ_н равна

$$\rho_{\rm H} = (1 - \varepsilon)\rho_{\rm H} + \varepsilon \rho \qquad (\rm XVIII,2)$$

откуда

$$\varepsilon = \frac{\rho_{\rm q} - \rho_{\rm H}}{\rho_{\rm q} - \rho} \tag{XVIII,3}$$

В случае потока газа или паров ρ₄ ≫ ρ, и, следовательно, величиной ρ в уравнении (XVIII, 3) можно пренебречь; тогда

$$e = \frac{\rho_{\mathbf{u}} - \rho_{\mathbf{u}}}{\rho_{\mathbf{u}}} = 1 - \frac{\rho_{\mathbf{u}}}{\rho_{\mathbf{u}}} \qquad (X \vee 111.4)$$

В тех случаях, когда твердая частица является пористой (катализатор, адсорбент), пользуются так называемой кажущейся плотностью частиц, которая представляет собой массу единицы объема частицы с учетом объема ее пор.

Чем выше пористость частицы, тем кажущаяся ее плотность больше отличается от истинной плотности материала частицы $\rho_{\rm H}$.

При определении порозности слоя в уравнение (XVIII, 4) для пористых частиц подставляют величину кажущейся плотности частицы р_и.

Сечение всех поровых каналов слоя, т. е. сечение потока газа, проходящего через слой, является переменным вследствие разнообразия взаимного располсжения частии, их иеправильной формы и различия в размерах. Однако с увеличением площади слоя, иными словами, с увеличением сечения аппарата, в котором находится слой, это различие уменьшается, и в конечном счете суммарное сечение всех каналов становится практически постоянным по высоте слоя, так как благодаря большому числу поровых каналов в сечении слоя влияние их индивидуальных особенностей уже не сказывается. Перестает влиять и специфика укладки частиц у стен аппарата (периферийный эффект). При (D/d) > 10 сечение поровых каналов, а следовательно, и порозность слоя по его высоте практически не меняются (D и d — соответственно диаметр аппарата и частицы), т. е. в этом случае величины норозности слоя и доли сечения поровых каналов одинаковы

$$\varepsilon = \Sigma t_{\text{BOP}} / F_{\text{CROR}}$$

Следовательно, если скорость потока паров, отнесенная ко всему сечению слоя (аппарата), обычно называемая скоростью фильтрации, составляет *W*, то средняя скорость потока в поровых каналах равна

$$W_0 = \frac{W}{e}$$
 (XVIII,5)

Для гидродинамических расчетов необходимо располагать величиной эквивалентного диаметра d_{κ} порового канала. Эта величина определяется как отношение учетверенной площади суммарного сечения поровых каналов к смоченному периметру этого сечения или, что то же самое, как отношение учетверенного свободного объема единицы объема слоя 4 є к поверхности всех частиц в том же объеме f, т. е.

$$d_{\rm H} = \frac{4\varepsilon}{f} \tag{XVIII.6}$$

Если слой состоит из гранул сферической формы одинакового диаметра d, то объем одной гранулы равен $\pi d^3/6$, а объем всех гранул, содержащихся в 1 м³ слоя, составит 1 — е; следовательно, число гранул в таком слое будет равно

$$N = \frac{(1-\varepsilon) 6}{\pi d^3}$$

а поверхность всех этих гранул равна

$$f = N\pi d^{a} = \frac{(1-\epsilon) \ 6\pi d^{a}}{\pi d^{a}} = \frac{6 \ (1-\epsilon)}{d}$$
(XVIII,7)

Отсюда можем получить эквивалентный диаметр порового канала

$$d_{1i} = \frac{4\varepsilon}{f} = \frac{2d\varepsilon}{3(1-\varepsilon)}$$
(XVIII,8)

Если слой состоит из шаров различных размеров и известен гранулометрический состав слоя — массовое содержание x_i гранул днаметром d_i , то путем аналогичных выкладок можно получить, что

$$d_{\rm R} = \frac{2\epsilon}{3(1-\epsilon)\Sigma(x_i/d_i)} \tag{XVIII,9}$$

Из сопоставления уравнений (XVIII, 8) и (XVIII, 9) следует, что диаметр порового канала для слоя, состоящего из частиц

397

различного диаметра, может быть найден по уравнению (XVIII, 8), если средний диаметр шара определить из соотношения

$$d = \frac{1}{\Sigma(x_i/d_i)}$$
(XVIII.10)

Для гранул, не имеющих формы шара, за их диаметр обычно принимается величина, определяемая из уравнения

$$d = d_{\mathbf{p},\mathbf{m}}\boldsymbol{\varphi} \tag{XVIII,11}$$

где $d_{p, m}$ — диаметр равновеликого по объему (массе) шара; φ — фактор формы гранул, равный отношению поверхности равновеликого по объему шара к поверхности гранулы.

Поток среды через слой гранулированного материала может быть ламинарным, переходным или турбулентным в зависимости от величины параметра Рейнольдса

$$Re = \frac{W_0 d_R \rho}{\mu}$$
 (XVIII,12)

Подставив $W_0 = W/\varepsilon$ и d_{κ} из уравнения (XVIII, 8) получим

$$Re = \frac{2W d\rho}{3\mu (1-e)}, \qquad (XVIII, 13)$$

Параметр Рейнольдса может быть отнесен к любому геометрическому размеру потока, например к диаметру гранулы, однако в этом случае численное значение величины Re, соответствующее данному режиму движения, будет различным. Это обстоятельство необходимо учитывать при пользовании литературными данными, касающимися численных значений величины Re. Так, относя параметр Re к диаметру гранулы d и к скорости фильтрации W, получим

$$\operatorname{Re}_{4} = \frac{Wd\rho}{\mu} \tag{XVIII,14}$$

Сопоставляя уравнения (XVIII, 13) и (XVIII, 14), получим

$$Re = Re_{4} \frac{2}{3(1-\varepsilon)}$$
(XVIII,15)

Потеря напора в слое может быть вычислена по известному уравнению гидравлики:

$$\Delta p = \lambda \frac{H}{d_{\rm H}} \cdot \frac{W_0^2 \rho}{2} \tag{XVIII,16}$$

где H — высота слоя, м; ρ — плотность потока, кг/м³; $\lambda = f$ (Re) — коэффициент гидравлического сопротивления, учитывающий как сопротивление от трения, так и местные гидравлические сопротивления.

Некоторые исследователи предлагают для определения λ пользоваться следующим уравнением:

$$\lambda = A/\mathrm{Re}^n \tag{XVIII, 17}$$

причем коэффициент A и показатель степени n зависят от критерия Re; при ламинарном движении n = I, в переходной области n < I 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

$$\lambda = \frac{A}{\text{Re}} + B \qquad (XVIII, 18)$$

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 критериях Re величина A/Re мала, н следовательно, имеет место квадратичная зависимость потери напора от скорости.

Такая двухчленная зависимость отображает физическую сущность явления, поскольку сопротивление в слое слагается из двух составляющих, обусловливаемых трением вследствие движения вязкой среды через извилистые поровые каналы и силами инерции, особенно проявляющимися при турбулентных потоках.

Подставляя в уравнение (XVIII, 16) $W_0 = W/\varepsilon$ и значение d_{κ} из уравнения (XVIII, 8), получим

$$\Delta \rho = \lambda \frac{H}{d} \cdot \frac{W^2}{2} \rho \frac{3(1-\varepsilon)}{2\varepsilon^3}$$
(XVIII,19)

Подставив в это уравнение значение λ из выражения (XVIII,18), а величину Re — из уравнения (XVIII, 15), после соответствующих преобразований получим:

$$\frac{\Delta p}{H} = \frac{9A\left(1-\varepsilon\right)^2}{8\varepsilon^3} \cdot \frac{W\mu}{d^2} + \frac{3B\left(1-\varepsilon\right)}{4\varepsilon^3} \cdot \frac{W^2\rho}{d} \qquad (XVIII,20)$$

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:

$$\frac{\Delta p}{H} = 150 \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} \cdot \frac{W\mu}{d^2} + 1,75 \frac{(1-\epsilon) \rho W^2}{\epsilon^3 d} \qquad (XVIII,21)$$

Уравнение (XVIII, 21) удобно также и потому, что оно применимо для ламинарного, переходного и турбулентного режимов и, следовательно, для расчета не требуется предварительного определения характеристики режима. Уравнение (XVIII, 21) справедливо как для стационарного, так и для движущегося плотного слоя.

Величина W представляет собой относительную скорость движения

$$W = W_{\rm H} \pm W_{\rm H} \epsilon \qquad (\rm XVIII, 22)$$

где W_n и W_q — скорость движения паров и гранул слоя относительно стенок аппарата; є — порозность движущегося слоя (знак минус соответствует прямоточному движению паров и слоя, знак плюс — их противоточному движению).

399
Если известен градиент перепада давления $\Delta p/H$, уравнение (XVIII, 21) используется для определения скорости паров, 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 ГАЗА ЧЕРЕЗ ВЗВЕШЕННЫЙ СЛОЙ ЗЕРНИСТОГО Материала

При восходящем потоке газа (паров или жидкости) через плотный слой зернистого материала с увеличением скорости потока увеличивается сопротивление слоя и ослабляется взаимное давление частиц. При достижении некоторого критического значения скорости W_к сопротивление слоя становится равным весу слоя, частицы перестают оказывать взаимное давление и слой переходит во взвешенное состояние; в этих условиях у частиц возникает возможность перемещения в пределах слоя. При дальнейшем увеличении скорости $W > W_{\kappa}$ силы трения и инерционные силы, действующие на частицу со стороны потока, превышают вес частицы и поднимают ее, расстояние между частицами увеличивается, т. е. возрастает порозность слоя е и скорость потока в поровом канале ($W_0 = W/\epsilon$) уменьшается, а следовательно, силы, действующие на частицу, уменьшаются до величины, равной ее весу. Таким образом, восстанавливаются условия взвешенного слоя, но уже при новом, большем значении порозности в. При дальнейшем увеличении скорости слой расширяется и в пределе его порозность стремится к значению є = 1, когда расстояние между частицами становится столь значительным по сравнению с их размерами, что концентрация частиц в данном объеме 1 — в будет несоизмеримо мала. Практически пределом существования взвешенного слоя будет скорость, равная скорости витания данной частицы W_n; при скорости выше W_n поток газа выносит частицы из слоя и последний прекращает свое существование.

Во взвешенном слое частицы интенсивно и хаотически перемещаются внутри слоя вследствие некоторой неравномерности скорости потока в различных сечениях слоя; подобная неравномерность распределения скоростей непрерывно меняется вследствие интенсивного движения частии. У стенок аппарата обычно преобладающим является перемещение частиц сверху вннз. Такой взвешенный слой зернистого материала называют «кипящим» или псеедоожиженным. Подобное наименование возникло потому, что такой слой 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 процессов, осуществляемых в этих условиях: значительно возрастает скорость внешней диффузии, эффективно протекает теплообмен между потоком и частицами, теплообмен между частицами и соприкасающейся с ними

Рис. XVIII-2. Зависимость перепада давления в слое от скорости потока.

поверхностью, легко обеспечивается выравнивание температур в большом объеме слоя и т. д.

Вместе с тем следует отметить, что в связи с интенсивным перемешиванием взвешенному слою свойственен и ряд недостатков, среди которых уменьшение движущей силы процесса, изкос твердых частиц, эрозия аппаратуры и др.



При скорости газа, недостаточной для взвешивания частиц, объем слоя, его высота h_0 , а следовательно, и порозность ε_0 остаются неизменными. При скорости, превышающей начало псевдоожижения, но недостаточной для выноса частиц из слоя, его объем, высота h и порозность в увеличиваются; при этом остается справедливым соотношение

$$(1-\varepsilon_0)h_0 = (1-\varepsilon)h$$

Для неподвижного и взвешенного слоев характерным является зависимость между скоростью газового потока и гидравлическим сопротивлением (перепадом давления); принципнальный характер такой зависимости иллюстрируется графиком, приведенным на рие. XVIII-2. Левая часть графика, представленная прямыми линиями AB и CD, соответствует неподвижному слою, когда с увеличением скорости сопротивление слоя растет. В точке C сопротивление слоя оказывается равным его весу и слой переходит во взвешенное состояние; соответствующее этой точке значение скорости называют крипической скоростью, или скоростью начала псевдоожижения.

При дальнейшем увеличении скорости на участке CE перепад давления в слое остается неизменным и линия идет параллельно оси абсцисс. Постоянство значения перепада давления во взвешенном слое (участок CE) сохраняется до значения $W_{\rm B}$, соответствующего скорости витания, выше которой частицы уносятся из слоя, наступает режим пневмотранспорта, масса частиц в слое уменьшается и, следовательно, уменьшается и перепад давления.

Неподвижному слою на графике соответствуют две линии: *АВС* и *DC*; линия *АВ* соответствует перепаду давления в неподвижном слое, когда частицы слоя характеризуются первоначальной более плотной упаковкой и меньшей порозностью.

Перепад давления в точке В перед началом псевдоожижения превышает вес слоя на величину, затрачиваемую на преодоление сил сцепления между частицами. Прямая CD соответствует перепаду давления в неподвижном менее плотном слое, который образуется в результате постепенного снижения скорости потока, взвешивающего слой. Перепад давления, соответствующий весу слоя, поперечное сечение которого составляет 1 м², равен

$$\Delta p = h_0 g \left(\rho_{\rm q} - \rho \right) \left(1 - \varepsilon_0 \right)$$
 (XVIII,23)

где р, и р - соответствующие плотности частиц и потока.

Зная вес слоя $h_0 g(\rho_{\rm v} - \rho) (1 - \varepsilon_0)$ и приравняв его величине потери напора $\Delta \rho$ потока, проходящего через слой (уравнение XVIII, 19), можно определить критическую скорость начала псевдоожижения $W_{\rm K}$.

Выражение для W_{κ} зависит от того, какое значение λ принято в уравнении (XVIII, 19) при определении Δp : по уравнению (XVIII, 17) или (XVIII, 18); этим, а также различием величин коэффициентов A и B объясняется различие в окончательном уравнении для определения W_{κ} , с которым приходится сталкиваться при изучении специальной литературы.

Приняв, как это предложено О. М. Тодесом, для Δp расчетное уравнение (XVIII, 21), запишем:

$$h_0 g \left(\rho_u - \rho\right) \left(1 - \varepsilon_0\right) = \left[150 \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^2} \cdot \frac{\mu W_R}{d^2} + 1,75 \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \frac{\rho W_K^2}{d}\right] h_0$$

После преобразований получим уравнение для определения критической скорости начала псевдоожижения

$$\operatorname{Re}_{R} = \frac{\operatorname{Ar}}{150 \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^{3}} + \sqrt{\frac{1.75}{\varepsilon^{3}}} \operatorname{Ar}}$$
(XVIII,24)

где $\operatorname{Re}_{\kappa} = W_{\kappa} d\rho/\mu$ — критерий Рейнольдса, соответствующий скорости W_{κ} — начала псевдоожижения; $\operatorname{Ar} = gd^3 (\rho_{\eta} - \rho) \rho/\mu^2$ — критерий Архимеда.

При беспорядочной засыпке слоя величина 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, 24) получит следующее выражение, позволяющее определить W_{κ} с точностью =20 %

$$\operatorname{Re}_{\mathrm{R}} = \frac{\operatorname{Ar}}{1400 + 5,22\sqrt[]{\operatorname{Ar}}}$$
(XVIII,25)

Для определения скорости потока W, необходимой для достижения порозности слоя ε, О. М. Тодес, В. Д. Горошко и Р. Б. Розенбаум предложили формулу, справедливую для ламинарного, переходного и турбулентного режимов, дающую хорошую сходимость с опытом (отклонение не более ±10 %):

$$Re = \frac{Are^{4,75}}{18 + 0.61 \sqrt{Are^{4,75}}}$$
(XVIII.26)

При $\varepsilon_0 = 0,4$ эта формула совпадает с уравнением (XVIII, 25). Это же уравнение, решенное относительно ε , позволяет определить

порозность взвешенного слоя при выбранном гидродинамическом режиме:

$$e = \left[\frac{18Re + 0.36Re^2}{Ar}\right]^{0.21}$$
 (XVIII,27)

Для гидродинамической характеристики псевдоожиженного слоя часто пользуются понятием о *числе псевдоожижения*, которое представляет собой отношение скорости газового потока при данной степени псевдоожижения W к критической скорости W_{κ} начала псевдоожижения, т. е. $\omega = W/W_{\kappa}$.

При в = 1, что практически соответствует одиночной частице или весьма малой концентрации частиц в потоке, уравнение (XVIII, 26) приобретает вид

$$Re_{B} = \frac{Ar}{18 + 0.61 \sqrt{Ar}}$$
(XVIII.28)

Это уравнение и рекомендуется для определения скорости витания частиц W_n .

Таким образом, для слоя, состоящего из частиц одинакового диаметра d, взвешенный (псевдоожиженный) слой может существовать при скорости потока W, находящейся в пределах $W_{\pi} < W < W_{B}$. Сопоставляя уравнения (XVIII, 25) и (XVIII, 28), получим

$$\frac{W_{\rm B}}{W_{\rm B}} = \frac{{\rm Re}_{\rm B}}{{\rm Re}_{\rm B}} = \frac{1400 + 5.22 \sqrt{\rm Ar}}{18 + 0.61 \sqrt{\rm Ar}}$$
(XVIII.29)

Для очень мелких частиц (при малых критериях Ar) $W_{\rm g}/W_{\rm r} \approx 1400/18 = 78.$

Для крупных частиц (при больших критериях Ar) $W_{\rm B}/W_{\rm K} \approx 5.22/0.61 = 8.6.$

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, необходимостью обеспечить более однородное псевдоожижение и другими причинами. Например, практика эксплуатации установок каталитического крекинга показала, что фракция катализатора должна быть широкой и содержать некоторое минимальное количество мелких частиц, способствующих 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_{макс}/d_{мин}. Существенную роль оказывает также гранулометрический состав слоя — сравнительно невысокая концентрация относительно крупных частиц является допустимой особенно при налични и относительно мелких частиц.



Рис. XVIII-3. Схемы основных типов структур псевдоожижения: a — однородный; б — с барботажем газовых пузырей; в — с поршнеобразованием; г — с каналообразованием.

Гидродинамические расчеты с использованием уравнений (XVIII, 24) — (XVIII, 27) для полидисперсного слоя затрудняется выбором расчетного днаметра 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 полидисперсиого слоя определять экспериментально. Для этого со слоем данного материала необходимо провести хотя бы один опыт и определить скорость псевдоожижения и порозность слоя, а затем из уравнения (XVIII, 26) вычислить средний диаметр частиц, который и использовать для всех расчетов. При отсутствии экспериментальных данных средний диаметр частицы полидисперсиого слоя следует находить при помощи уравнений (XVIII, 10) и (XVIII, 11).

Эффективность процессов, протекающих в псевдоожижениом слое, зависит от степени однородности слоя, т. е. от постоянства порозности (плотности) слоя в различных его частях при данном режиме и от независимости порозности от времени.

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-З схематически представлены основные типы структур псевдоожиженного слоя. Неоднородность псевдоожиженного слоя приводит к вибрации и повышенному износу стенок аппарата. При этом значительно ухудшается контакт газа с частицами, снижается эффективность массо- и теплопередачи, увеличивается унос частиц из слоя. Отмечено, что для данного газа повышение давления, обусловленное увеличением его плотности, приводит к улучшению однородности слоя и уменьшению уноса частиц из слоя.

Явление поршневого проскока газа можно обнаружить по колебаниям перепада давления в слое, измеряемого дифманометром. Причины, обусловливающие неоднородность слоя, изучены еще недостаточно, а факторы, влияющие на его возникновение, многочисленны. Вследствие полидисперсности слоя и тенденции к повышению скорости движения газа в аппарате (что позволяет иметь меньший днаметр аппарата и более интенсивное псевдоожижение слоя) при осуществлении различных технологических процессов частицы обычно выносятся из слоя потоком газа. При выборе гидродинамического режима работы аппарата необходимо учитывать этот вынос частиц из слоя. В большинстве случаев желательно, чтобы вынос частиц был минимальным, так как это облегчает работу пылеулавливающих устройств (например, циклонов), 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 высоким, поскольку таким путем удается предохранить входные отверстия циклонов, установленных в реакторе, от закоксовывания.

Для количественного определения величины уноса частиц газом может быть рекомендована следующая формула:

$$\frac{G_{\rm T} \cdot 10^2}{G_{\rm C}} = A \frac{W^4 C^{0.5} h_0^{0.35}}{d^{3.5} h^n \varphi} m_w^4 \qquad (XVIII,30)$$

где (G_{T}/G_{r}) 10² — относительное количество частиц, унесенных потоком газа, % (масс.) на газ; W — скорость газа в свободном сечении аппарата, м/с; C — массовая концентрация в слое мелких частиц, скорость витания которых равна или меньше W; h_0 — высота слоя, мм; d — среднемассовый лиаметр мелких частиц в слое, мм (величина d определяется как $d = \sum d_i x_i$); 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 А и *п* зависят от высоты сепарационного пространства.

Согласно исследованиям Зенца и Уайля, в пределах определенной высоты сепарационного пространства $h_{\rm u}$ над слоем эпюра скоростей потока паров является переменной и пульсирующей вследствие разрушения газовых пузырей, образующихся в слое, поэтому в пределах этой высоты ее влияние на унос значительно. На высоте, большей $h_{\rm n}$, скорость газового потока выравнивается, поэтому при $h > h_{\rm n}$ с увеличением высоты сепарационного пространства унос частиц потоком газа сокращается в меньшей степени.

Высота h_{ii} зависит от скорости газа W и диаметра аппарата D и определяется по графику, представленному на рис. XVIII-4.

При высоте сепарационного пространства $h \le h_n A = 10^{11}$ и n = 1, при $h > h_n A = 3,35 \cdot 10^7$, n = 0,273.



Рис. XVIII-4. График для определения высоты hu.

Рис. ХУПІ-5. График для определения скорости витания частиц естественного алюмосиликатного катализатора в потоке воздуха.

Уравнение (XVIII, 30) получено на основании экспериментальных данных с использованием системы воздух — естественный алюмоснликатный катализатор; для перехода к другим системам используется коэффициент m_{cr} , который определяется из приближенного уравнения

$$m_{w} \approx W_{\rm p}^{\prime}/W_{\rm B}$$
 (XVIII,31)

где $W_{\rm B}$ — скорость витания частиц естественного алюмосиликатного катализатора, имеющего плотность 2080 кг/м³, в потоке воздуха при температуре 20 °C и давлении 1,01 · 10⁵Па (рис. XVIII-5); $W_{\rm B}$ — скорость витания частиц того же диаметра данного материала в потоке газа в рабочих условиях.

РЕЖИМ ПНЕВМОТРАНСПОРТА

Если скорость движения потока газа превышает скорость витания частиц, то последние начинают двигаться в направлении движения потока и система достигает режима пневмотранспорта. Скорость движения частиц $W_{\rm u}$ при пневмотранспорте меньше скорости движения транспортирующего потока $W'_{\rm n}$, который скользит относительно движущейся частицы с относительной скоростью $W_{\rm c} = W_{\rm n} - W_{\rm u}$. Для данного гидродинамического режима восходящий поток пневмоподъемника характеризуется определенным значением порозности в, т. е. объемная концентрация транспортируемых частиц в этом потоке составляет 1 — ε . От-

нося скорость транспортирующего потока W_n и скорость скольжения W_n к полному сечению пневмоподъемника, можно написать

$$\frac{W_{0}}{\varepsilon} = \frac{W_{u}}{\varepsilon} - W_{q} \qquad (XVIII.32)$$

Как показано работами Тодеса, Горошко и Розенбаума, для режима вертикального пневмотранспорта в общем случае может быть использована зависимость (XVIII, 26), полученная для «кипящего» слоя, при условии определения критерия Рейнольдса по относительной скорости W_c , т. е.

 $Re_c = W_c d\rho/\mu$

$$Re_{c} = \frac{Are^{4,75}}{18 + 0.61 \sqrt{Are^{4,75}}}$$
(XVIII.33)

где

Важнейшим показателем пневмотранспорта является коэффициент езвеси m, равный отношению массы транспортируемых частиц G_q к массе транспортирующего агента G, т. е. равный числу килограммов частиц, поднимаемых 1 кг транспортирующего агента. Пневмотранспорт может работать при коэффициенте взвеси m, лежащем в сравнительно широких пределах, причем с увеличением m сокращается расход транспортирующего агента, уменьшается скорость движения потока и частиц, но увеличивается потеря напора вследствие роста концентрации частиц в потоке (1 — ε). Для каждого конкретного случая выбор величины m предопределяется затратой энергии, диаметром пневмоствола, степенью механического износа частиц при транспорте. При расчете пневмотранспорта используют также величину nodaчи $\lambda =$ $= V_q/V$, равную отношению объемов частиц V_q , и транспортирующего агента V. Очевидно, что

 $m = \frac{G_{q}}{G} = \frac{V_{q}\rho_{q}}{V\rho} = \lambda \frac{\rho_{q}}{\rho}$ (XVIII,34)

где $\rho_{\rm q}$ и ρ — плотности частиц и транспортирующего агента соответственно.

По отношению ко всему сечению пневмоствола F транспортируемые частицы занимают долю (1 — ε), поэтому при скорости движения частиц W_u

$$\mathcal{X}_{4} = W_{4} (1 - \epsilon) F \qquad (X \vee 111, 35)$$

Объем же транспортирующего агента $V = W_n F$, откуда

$$\lambda = \frac{V_q}{V} - \frac{W_q (1 - \varepsilon)}{W_{m}}$$
(XVIII,36)

Совместное решение уравнений (XVIII, 32). и (XVIII, 36) дает

$$W_n = W_c \frac{1 - \varepsilon'}{1 - \varepsilon (1 + \lambda)}$$
(XVIII,37)

Умножив левую и правую части этого уравнения на dp/µ, получим

$$\operatorname{Re}_{n} = \operatorname{Re}_{c} \frac{1-\varepsilon}{1-\varepsilon(1+\lambda)} \qquad (X \vee III,38)$$

где Re_{u} и Re_{c} — критерии Рейнольдса, отнесенные соответственно к скоростям потока W_{u} и скольжения W_{c} . С учетом уравнения (XVIII, 33)

$$Re_{II} = \frac{1 - \epsilon}{1 - \epsilon (1 + \lambda)} \cdot \frac{Ar\epsilon^{4.75}}{18 + 0.61\sqrt{Ar\epsilon^{4.75}}}$$
(XVIII,39)

Данное уравнение связывает параметры частиц (Ar), потока (Re_n), удельного расхода транспортирующего агента (λ или *m*) и структуру слоя є и является основным расчетным уравнением для гидродинамического режима пневмотранспорта.

Если заданы λ (*m*), скорость потока W_n (Re_n) и Ar (*d*, ρ_q), то методом последовательного приближения или при помощи специально построенных номограмм из уравнения (XVIII, 39) может быть определена порозность транспортирующего потока є, а следовательно, и концентрация частиц в пневмостволе:

$$\rho_{\rm ff} = (1 - \varepsilon) \rho_{\rm ff} + \varepsilon \rho \qquad (X \vee III, 40)$$

а при р_ч ≫ р

$$\rho_{\mathbf{n}} \approx (1 - \varepsilon) \rho_{\mathbf{q}}$$
 (XVIII,41)

Расчет пневмотранспорта возможен и в другой последовательности, когда задаются ρ_n , а следовательно и ε , известны Аг и λ (*m*) и из уравнения (XVIII, 39) определяется Re_n и скорость транспортирующего агента

$$W_{a} = \frac{\operatorname{Re}_{n}\mu}{d\rho}$$

По найденной скорости определяют необходимый диаметр пневмоствола. Скорость движения частиц определяется из уравнения (XVIII, 36)

$$W_{\rm q} = \frac{W_{\rm m}\lambda}{1-\epsilon}$$

Из уравнений (XVIII, 33) и (XVIII, 28) следует, что при малой концентрации частиц, когда $s \rightarrow 1$, скорость скольжения W_{d} стремится к скорости витания частиц, а скорость транспортирующего потока $W_{n} = W_{B} + W_{u}$ [уравнение (XVIII, 32)], поэтому при пневмотранспорте в сильно разбавленной фазе с достаточным приближением принимают

$$W_{\mathbf{n}} = W_{\mathbf{B}} + W_{\mathbf{q}}$$

При повышении объемной концентрации транспортируемых частиц скорость скольжения W_c уменьшается. В пределе минимальное значение W_c соответствует возможной максимальной концентрации транспортируемых частиц, т. е. плотному слою с пороз-

ностью ε_0 ; когда же $\epsilon \to \epsilon_0$ по уравнению (XVIII, 33). W_c стремится к значению критической скорости начала псевдоожижения W_R [см. (XVIII, 24)].

Общая потеря напора Δp при пневмотранспорте на высоту Hв общем случае состоит из следующих величин.

Статический напор, равный весу столба твердых частиц и транспортирующего агента:

$$\Delta p_{\rm CT} = Hg \left[(1 - \varepsilon) \rho_{\rm H} + \varepsilon \rho \right] \qquad (X \vee I I I, 42)$$

При использовании в качестве транспортирующего агента газов или паров сравнительно невысокого давления величина р обычно несоизмеримо мала по сравнению с р_ч, поэтому без заметной погрешности принимают

$$\Delta p_{\rm cT} = Hg(1-\epsilon)\rho_{\rm q}$$

Потеря напора на трение транспортирующего агента о стенки пневмоствола определяются из выражения

$$\Delta \rho_{\rm I} = \lambda_{\rm I} \frac{H_{\rm I}}{D} \cdot \frac{W_{\rm II}}{2} \rho \qquad (XVIII,43)$$

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 определяется из выражения

$$\Delta p_2 = \lambda_2 \frac{H_1}{D} \cdot \frac{W_q^2}{2} \rho_q (1 - \varepsilon) \qquad (XVIII,44)$$

где λ_2 — коэффициент трения транспортируемых частиц о стенки пневмоствола ($\lambda_2 \approx 0.05$).

Потеря напора на разгон транспортируемого материала определяется из выражения

$$\Delta p_3 = \frac{4G_0 W_u}{\pi D^2 g} \qquad (XVIII.45)$$

где G_ч — количество транспортируемого материала, кг/с.

Таким образом

$$\Delta p = \Delta p_{\rm er} + \Delta p_1 + \Delta p_3 + \Delta p_3 \qquad (XVIII,46)$$

Во многих случаях основную часть сопротивления составляет $\Delta p_{c\sigma}$.

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



Рис. XVIII-6. Схема к расчету расхода аэризирующего агента в стояках. Рис. XVIII-7. Схема к расчету высоты стояков.

подача в трубопровод аэризирующего 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_{u} — масса движущегося по стояку зернистого материала; є и ρ_{u} — соответственно порозность и плотность слоя в стояке; W_{n} — линейная скорость газового (парового) потока, поднимающегося вверх по стояку, отнесенная к полному сечению стояка; W_{u} — скорость движения частицы.

Учитывая противоточное движение газа и частиц, скорость скольжения восходящего парового потока, обеспечивающего заданную порозность слоя є, определяется уравнением (XVIII, 32), но со знаком плюс

$$\frac{W_{c}}{\varepsilon} = \frac{W_{m}}{\varepsilon} + W_{q} \qquad (XVIII,47)$$

откуда

$$W_{II} = W_{c} - \varepsilon W_{H} \qquad (XVIII,48)$$

Как было показано выше, для обеспечения порозности слоя в стояке ε , что соответствует также определенному значению плотности потока $\rho_{\rm H}$ [уравнение (XVIII, 4)], скорость скольжения должна определяться уравнением (XVIII, 33)

$$Re_{c} = \frac{Are^{4,75}}{18 + 0.61 \sqrt{Are^{4.75}}}$$

Из уравнения (XVIII, 48) следует, что при неизменных прочих условиях скорость восходящего потока газа W_n зависит от

скорости движения частиц W_{u} , т. е. при данном расходе частиц G_{u} — от диаметра стояка D; возможен частный случай, когда $W_{n} = 0$, тогда $W_{c} = \varepsilon W_{u}$.

Приняв $W_c = \varepsilon W_q$, тогда после подстановки в уравнение (XVIII, 33) получим следующее уравнение, из которого можно определить максимальную скорость движения частиц W_q в стояке

$$\frac{eW_{y}d\rho}{\mu} = \frac{Are^{4.75}}{18 + 0.61e}$$
(XVIII,49)

Диаметр стояка следует выбирать таким, чтобы скорость движения частиц была несколько меньше этой максимальной величины. 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 аэризирующего агента снизу вверх. При выбранной скорости W_{π} величины W_{c} и W_{π} определяются из уравнений (XVIII, 33) и (XVIII, 48).

Аэрирующий агент в количестве V расходуется также на заполнение свободного объема слоя между частицами. Объемный расход V аэризирующего агента определяется из соотношения объемов между частицами и самих частиц, т. е.

$$\frac{V\rho_{\mathbf{q}}}{G_{\mathbf{q}}} = \frac{\varepsilon}{1-\varepsilon} \tag{XVIII,50}$$

Подставляя величину є из уравнения (XVIII, 3) и произведя преобразования, получим

$$V = \frac{G_{\rm u} \left(\rho_{\rm u} - \rho_{\rm n}\right)}{\rho_{\rm u} \left(\rho_{\rm u} - \rho\right)} \tag{XVIII,51}$$

В большинстве случаев плотность аэрирующего агента р в стояке значительно меньше $\rho_{\rm H}$ и $\rho_{\rm q}$, поэтому без большой погрешности можно записать:

$$V = \frac{G_{q} \left(\rho_{q} - \rho_{H} \right)}{\rho_{q} \rho_{H}}$$
(XVIII,52)

Общий объемный расход аэризирующего агента составит $V_{0} = V + W_{B}F$ (XVIII,53)

где F — сечение 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 представлена 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 в этом случае должна быть такой, чтобы вес



Рис. ХVIII-8. Схема газораспределительной решетки провального типа с круглыми отверстиями.

Рис. XVIII-9. График для определения коэффициента сопротивления в уравнении (XVIII.57).

столба материала в стояке превышал разность давлений в аппаратах $p_2 - p_1$ и сопротивление трения при движении материала в стояке $\Delta p_{\text{тр}}$, т. е.

$$H = \alpha \frac{p_2 - p_1 + \Delta p_{\text{TP}}}{\rho_{\text{B}g}} \tag{XVIII,54}$$

где а — коэффициент запаса, равный а = 1,2 — 1,3; р_н — плотность потока.

Сопротивление $\Delta p_{\rm TP}$ определяется по уравнению (XVIII, 44). 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, 21) определяется относительная скорость W, а затем из уравнения (XVIII, 22) W_n ; расход газа

$$V = F W_{\rm II} \tag{X VIII,55}$$

Равномерность распределения псевдоожижающего агента по сечению аппарата с кипящим слоем зернистого материала и эффективность контакта фаз в значительной степени зависят от конструкции газораспределительного устройства и гидродинамических условий ее работы. Это положение особенно важно для слоя относительно небольшой высоты.

Применяют газораспределительные устройства двух типов конструкций: провальные и беспровальные.

Провальные устройства представляют собой перфорированные решетки с отверстиями круглой (рис. XVIII-8) или прямоугольной формы, через которые при недостаточно высокой скорости газа зернистый материал может ссыпаться в пространство под решеткой. Рис. XVIII-10. Конструкция колпачка непровальной газораспределительной решетки с горизонтальным расположением отверстий.

При малых скоростях газа в отверстиях в прилегающем к решетке объеме кипящего слоя образуются пузыри. С увеличением скорости газа на выходе из отверстий образуются факелы, которые распространяются на большую или меньшую высоту слоя. Длина факела должна быть меньше высоты кипящего слоя.

Для обеспечения беспровальной работы решетки скорость газа в ее отверстиях рекомендуется определять из следующего уравнения:

$$W_{\text{OTB}} = 100 \sqrt{\frac{d_{\text{MBKC}} \left(\rho_{\text{H}} - \rho\right) g}{\rho}}$$
(XVIII,56)

где $d_{\text{макс}}$ — максимальный диаметр твердых частиц, м; р н $\rho_{\text{н}}$ — соответственно плотности газа и слоя.

Сопротивление решетки при прохождении через нее газа может быть определено по следующему уравнению (XVIII, 57):

$$\Delta p_{\mathbf{p}} = 0.5 \frac{1 - \beta^2}{C^3} W_{\text{отв}} \rho \qquad (X \text{VIII}, 57)$$

где W_{0TB} — скорость газа в отверстиях решетки, м/с; β — доля площади решетки, приходящаяся на отверстия; ρ — плотность газа, кг/м³; С — 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 ero.

Непровальные распределительные решетки обычно состоят из трубной решетки (плиты), в которой закреплены колпачки той или иной конструкции. В качестве примера на рис. XVIII-10 показана одна из конструкций колпачка. 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

$$\Delta p_{\rm P} = 3.1 \, (1 - \beta^2) \, \rho W_{\rm OTB}^2 \qquad (\rm XVIII, 58)$$



ЧАСТЬ ТРЕТЬЯ

механические процессы

Глава ХІХ

Измельчение твердых материалов

В химической технологии часто возникает необходимость в механическом измельчении твердых материалов с последующим их разделением (классификацией) по размеру частиц.

Дробление осуществляют сухим способом, а тонкое измельчение часто проводят мокрым способом (с использованием воды), что позволяет устранить загрязнение окружающей среды пылью и облегчает транспортирование измельченного материала. В нефтеперерабатывающей промышленности измельчение твердых материалов применяется в процессе непрерывного коксования, при производстве адсорбентов, катализаторов и др.

ФИЗИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ИЗМЕЛЬЧЕНИЯ ТВЕРДЫХ МАТЕРИАЛОВ

Основной характеристикой процесса измельчения является степень измельчения, под которым понимают отношение диаметра кусков материала до и после измельчения.

Если D и d есть соответственно диаметры кусков исходного и измельченного материала, то степень измельчения

$$n = \frac{D}{d}$$

Значительной степени измельчения не удается достигнуть при обработке материала в одной машине, поэтому операцию 414

ТАБЛИЦА ХІХ.1

Зависимость вида измельчения от размера частиц

Вид	Размеры частиц, мм				
измельчения	наяальные	конелите			
Крупное Среднее Мелкое Тонкое Коллондный размол	1500 - 150 150 - 40 25 - 5 5 - 1 0,2 - 0,1	$150-2525-55-11-0,075\sim 10^{-4}$			

обычно проводят в несколько ступеней. Высокая степень измельчения материала в один прием часто нежелательна, так как наряду с крупными кусками материала одновременно 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 *п* твердого материала за одну обработку обычно составляет:

Для	частиц крупных	и боль	шой	твердости					2-6
Для	средних частиц.		• - • -				•	•	5-10
ДЛЯ	мелких частиц	i de l'estres	•5° +5		•	• •		•	10-20
для	самых мелких ч	астиц	4						оо и выше

В зависимости от начального и конечного размеров кусков обрабатываемого материала различают следующие виды измельчения (табл. XIX.1).

В зависимости от свойств исходного материала и видов измельчения применяются следующие основные способы, различающиеся по способу приложения усилия, дробящего материал (рис. XIX-1): раздавливание, удар, истирание, раскалывание.

Для измельчения твердых материалов преимущественно применяют удар и раздавливание, для вязких — истирание, для хрупких — раскалывание.

В некоторых машинах материал измельчается несколькими из перечисленных выше способов одновременно.



Рис. XIX-1. Способы измельчения материалов: a — раздаоливание; 6 — удар; а — истирание; г — раскалывание. При измельчении расходуется значительное количество энергии, поэтому важнейшей характеристикой машины является затрата энергии, при которой обеспечивается заданная степень измельчения.

Теория процесса измельчения базируется на двух основных представлениях. В одном случае полагают, что работа, затрачиваемая на измельчение материала, пропорциональна поверхности образующихся при измельчении частиц; в другом считают, что эта работа пропорциональна изменению объема измельченного материала. Принципиальная сущность первого положения заключается в следующем.

Для упрощения примем, что материал, подлежащий измельчению и образующийся в результате этого процесса, состоит из кубиков. При степени измельчения n = 2 кубик с начальной стороной D в результате измельчения должен быть расчленен тремя плоскостями, в результате чего получают восемь новых кубиков со стороной d = D/2 и поверхностью $12D^2$. При степени измельчения n = 3, исходный кубик должен быть расчленен шестью плоскостями до получения 27 новых кубиков со стороной d = D/3. Аналогичными рассуждениями можно показать, что при степени измельчения n число плоскостей расчленения составит 3 (n - 1), число вновь образовавшихся кубиков составит 3 $(n - 1) D^2$.

Если удельный расход работы, затрачиваемой на дробление, приходящийся на единицу поверхности раздробленного материала, составит A, то работа T, затрачиваемая на измельчение, будет равна

$$T = A \cdot 3(n-1)D^2 \qquad (XIX,1)$$

Это выражение получено на базе предположения о том, что исходный материал имеет форму куба и распадается также на кубики. В действительности же как исходный, так и дробленый материал представляет собой куски (частицы) неправильной формы, поэтому поверхность измельченного материала больше теоретически вычисленной.

Соответственно больше будет и затрачиваемая работа:

$$T = AK \cdot 3(n-1)D^2 \tag{XIX,2}$$

где *К* — коэффициент, зависящий от свойств материала и способа измельчения и равный 1,2—1,7.

Величину *АК* находят из опыта, для чего проводят измельчение образца исходного материала с замером затраченной энергии и степени измельчения.

При сравнительно большой степени измельчения можно принять, что $n - 1 \infty n$ и, следовательно, в соответствии с уравнением (XIX, 2) работа, затрачиваемая на измельчение, пропорциональна степени измельчения.

Согласно второму положению, в соответствии с законом Гука работа измельчения определяется из выражения

где σ — разрушающее напряжение материала при деформации (раздавливании); E — модуль упругости материала; ΔV — разность объемов кусков материала до и после измельчения.

Оба рассмотренных положения не согласуются полностью с практикой, первое из них в большей степени подтверждается при мелком дроблении, второе ближе к действительности при крупном дроблении.

По ожидаемой степени измельчения материала размольные машины подразделяются на следующие:

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. Основными ее частями являются две щеки (неподвижная и подвижная), между которыми раздавливается материал. Перемещение подвижной щеки осуществляется периодически, причем имеются различные варианты (рис. XIX-2).

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 обеспечивается более равномерное дробление.

Щековая дробилка с равномерно перемещающейся щекой 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

Рис. XIX-2. Схема движения щек в дробилках:

а — с наибольшим размахом в шпальте; б — с наибольшим размахом в зеве: е — с равномерным перемещением щеки.

14 Скебло А. И. и др.



Рис. ХІХ-З. Схема измельчения в конусной дробилке.

Рис. ХІХ-4. Схема валковой дробилки:

1 — рама; 2 — подвижная ось; 3 — валки; 4 — неподвижная ось; 5 — пружина.

измельчения будет незначительной. Число перемещений щеки выбирается с таким расчетом, чтобы за время, в течение которого щека отходит вправо, раздавленный материал успел высыпаться.

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-3). 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 и молотковые мельницы, а также дез-



интеграторы.

Валковые дробилки. Схема валковой дробилки показана на рис. XIX-4.

На массивной раме укреплена в подшипниках пара валков, вращающихся в разные стороны. Между валками образуется зазор 2е

Рис. XIX-5. Схема к расчету валковой дробилки. (рис. XIX-5), 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 также и истиранием материала. Для предотвращения поломки валков при поступлении особо прочного материала 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 2*е*, 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. $\varphi < 34^\circ$.

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-5

$$\frac{D}{2} + e\left(\frac{D+d}{2}\right)\cos\frac{\varphi}{2}$$

Отсюда после преобразований

$$d = \frac{D\left(1 - \cos\frac{\varphi}{2}\right) + 2e}{\cos\frac{\varphi}{2}}$$
(XI)

где ф — угол захвата.

Молотковые мельницы (рис. XIX-6) представляют собой диск, вращающийся на горизонтальной оси внутри кожуха, выложенного износостойкими плитами.

На вращающемся диске по всей его окружности шарнирно укреплены молотки. При вращении диска (окружная скорость до 55 м/с) молотки получают раднальное направление и ударяют по поступающему в мельницу материалу, измельчая его.

Измельченный материал проталкивается через решетку, расположенную в нижней части кожуха; степень измельчения регулируется изменением ширины щели этой решетки. В молотковых мельницах некоторых конструкций применяется пневматическое удаление измельченного материала потоком воздуха, проходящего

X.4)



Рис. X IX-6. Конструкция однороторной молотковой дробилки:

1 — корпус: 2 — вал; 3 — диск; 4 отбойная плита; 5 — молотки; 6 — колосниковая решетка.

аппарат. Днаметр через диска молотковых мельниц достигает 1.5 м, а скорость врашения составляет 500-800 об/мин для крупных мельниц и 1000—2500 для малых. Степень измельчения изменяется от 10 до 15 в однолисковых мельницах и от 30 до 40 в двухдисковых.

Дезинтеграторы (ударнодисковые мельницы) состоят из двух дисков, закреп-

ленных на валах (рис. XIX-7), 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 измельчается 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.

Для предотвращения повреждений ударных пальцев и дисков при попадании в машину особо твердых материалов подлежащий измельчению материал предварительно проходит через сита и электромагнитные сепараторы, извлекающие куски металла. Частота вращения дисков лежит в пределах от 1200 до 2200 об/мин.

Рис. XIX-7. Схема устройства ударно-дисковой мельницы: 1 — диски; 2 — валы; 3 — пикивы; 4 — ударные пальны.

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 материал измельчается под действием ударов падающих шаров, а также благодаря истиранию между шарами и внутренней поверхностью барабана. При вращении барабана мельницы, заполненной шарами. вследствие действия сил трения между внутренней стенкой барабана и шарами последние поднимаются на некоторую высоту в направлении вращения барабана, а затем падают. Схема движения шаров в барабане мельницы представлена на рис. XIX-8. Для обеспечения подобной работы шаров необходимо достичь определенного числа оборотов барабана. При большом числе оборотов шары под действием центробежной силы прижимаются к корпусу барабана и, следовательно, не падают и не совершают полезной работы. При небольшом числе оборотов шары поднимаются на недостаточную высоту, поэтому не происходит эффективного измельчения. Для выбора необходимого числа оборотов барабана рассмотрим силы, действующие на шар (рис. XIX-9).

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

$$P = \frac{G}{g} \left(\frac{\pi n}{30}\right)^2 \frac{D}{2} \qquad (XIX,5)$$

где n — число оборотов барабана в минуту.



Рис. ХІХ-8. Схема перемещения шаров в мельнице.

Рис. XIX-9. Схема сил, действующих на шар (к расчету барабанной шаровой мельницы),

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-9, следует, что эта составляющая равна G sin α. Приравнивая эти силы и преобразуя, получим

$$n = 42.3 \sqrt{\frac{\sin\alpha}{D}}$$
(XIX,6)

Максимальное число оборотов барабана $n_{\rm кp}$, при котором отделение шара будет наблюдаться из точки M, соответствует углу подъема 90°.

При числе оборотов больше n_{up} 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 (X1X, 6) при $\alpha = 90^{\circ}$.

$$n_{\rm KP} = \frac{42.3}{\sqrt{D}} \tag{X1X.7}$$

На практике число оборотов барабана обычно принимают равным 75 % от $n_{\rm kp}$, что соответствует углу подъема $\alpha \sim 34^\circ$. Число оборотов барабана, определяемое уравнением (XIX, 7), 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 материала различной твердости, постоянство качества помола, простота обслуживания и безопасность работы.

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:

цилиндрические с диаметром барабана 1—4 м и длиной (1,5— 2,0) D при диаметре шаров 30—175 мм;

трубчатые, длина барабана которых составляет 3—6_их диаметра;

конические, устройство которых видно из рис. ХІХ-10.

Окружная скорость конической части барабана и угол подъема в нем шаров уменьшаются с уменьшением днаметра корпуса. В цилиндрической части барабана размещаются шары более крупных размеров, в конической — более мелких. Измельченный мате-



Рис. XIX-10. Вид конической шаровой мельницы.

риал перемещается слева направо и обрабатывается первоначально более крупными шарами в цилиндрической части мельницы, а уже частично измельченный — более мелкими шарами в конической части.

Шаровые мельницы компонуются в одном блоке с воздушными сепараторами. В этом случае в мельницу подается воздух, который транспортирует измельченный материал в сепаратор-классификатор, где выделяются частицы, размеры которых превышают заданную степень помола. Эти частицы возвращаются в машину для помола.

Кольцевые мельницы. В машинах этого типа материал измельчается раздавливанием и истиранием роликами или шарами, перемещающимися по поверхности вкладыша, выполняемого 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-11. Центробежная маятниковая мельница. Здесь ролики насажены на маятники. При вращении маятников ролики под действием центробежной силы прижимают исходный материал к кольцевому вкладышу и измельчают его. Измельченные частицы выносятся из корпуса мельницы воздухом в классификатор, где крупные частицы отделяются и возвращаются на помол.

Центробежные шаровые мельницы имеют два кольца — неподвижное 6 и подвижное 7. между которыми размещаются шары.



Рис. XIX-11. Схемы центробежных кольцевых мельниц: а — маятниковой; б — шаровой; 1 — кольцо; 2 — ролики; 3 — маятники; 4 — пруживы; 5 — шары; 6 — неподвижное кольцо; 7 — вращающесся кольцо.

Нажимным усилием пружины кольца прижимаются к шарам. Вращение подвижного кольца приводит во вращение шары, за счет чего и происходит истирание материала.

Исходный материал поступает во внутреннюю полость подвижного кольца, измельченный выводится через отверстия в нижней части корпуса мельницы.

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 мк.

Бегуны. Мельницы-бегуны состоят из катков, вращающихся на поверхности чаши (рис. XIX-12). 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 дей-





ствием соответствующего привода; ко второму относятся бегуны с вращающейся чашей и расположенным на ней материалом. Катки же вращаются без специального привода вследствие воздействия сил трения поверхности катков о материал.

Измельченный материал удаляют либо периодически при

Рис. XIX-12. Конструкция мельницбегунов с вращающейся чашей: I — катки; 2 — чаша; 3 — скребок.



Рис. XIX-13. Схема вибрационной мельницы инерционного типа: 1 — корпус; 2 — мелющие тела; 3 дебалансный вал; 4 — пружинящая опора.

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 бегунов 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-13). 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 вибрирующих шаров и частых соударений мелющих тел. 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 менее 60 мк.

Глава ХХ

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 называют классификацией или сортировкой твердого зернистого материала. В промышленности применяются следующие основные виды классификации зернистого материала.

Классификация при помощи сит, имеющих те или иные размеры отверстий, через которые частицы меньшего размера просыпаются, в то время как более крупные задерживаются. Просеивая подобным образом материал 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 различной скорости оседания в жидкости частиц различных размеров. Такая классификация может быть осуществлена пропусканием жидкости или газа через слой исходного материала, при этом частицы, скорость осаждения которых меньше линейной скорости восходящего потока, будут выноситься из слоя; остальные частицы останутся в слое. При классификации гидравлическим способом материал разделяется не только по размерам частиц, но и по их плотности. Из слоя будут выноситься не только мелкие частицы, но и более крупные с меньшей плотностью.

Классификация гидравлическим способом может быть осуществлена также путем отстаивания суспензии, причем оседание частиц будет происходить в определенной последовательности. В первую очередь за меньший отрезок времени из суспензии 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 центробежных, инерционных или тяжести. В поле этих сил крупные и тяжелые частицы отделяются от более мелких.

КЛАССИФИКАТОРЫ

Сита. При грохочении применяются сита, выполненные из металла или других материалов. Отверстия в ситах обычно имеют прямоугольную или круглую форму. Сита изготовляются либо из листов с отверстиями, либо из плетеных сеток.

В зависимости от характера оценки размеров отверстий существуют различные системы сит. По стандарту сита выпускаются под номерами, соответствующими номинальному размеру стороны отверстия в свету в миллимстрах 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), называемых числом «меш». Так, например, сито вмеющее 100 отверстий на 1 липейный дюйм, называют ситом в 100 меш.

Важной характеристикой сита является также число отверстий, приходящихся на единицу площади сита. Для иллюстрании ниже приводятся выборсчные данные но числу отверстий сит в зависимости от их размера:

Размер 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	16 900— 19 300

Сита используются для определения гранулометрического состава измельченного твердого материала; такое определение, называемое ситовым анализом, устанавливающего взаимосвязь между размерами частиц и их массовым или объемным содержанием в исходной смеси. Частицы, прошедшие через сито, называют просевом, частицы, оставшиеся после рассева на сите, называют остатком или отсевом.

Практически при рассеве не всегда удается получить в виде просева 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 слоя материала на сите, 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 трех 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;



Рис. ХХ-1. Способы трохочения:

а — от мелкого к крупному; б — от крупного к мелкому;
 а — комбинированный.

Комбинированный.

По основным признакам грохоты подразделяются на три группы:

неподвижные и подвижные; плоские и барабанные; колосниковые и решетчатые.

Неподвижные грохоты применяются сравнительно редко вследствие их малой производительности. Они устанавливаются наклонно под углом большим угла естественного откоса; подлежащий разделению материал высыпают на наклонную поверхность грохота, по которой он ссыпается. При этом он классифицируется; одновременно осуществляется просеивание мелких частиц.

Подвижные грохоты. Большое распространение получил барабанный грохот (рис. XX-2). Он представляет собой наклонно

установленный вращающийся барабан с перфорированными стенками и отверстиями различных размеров. Поступающий на разделение материал последовательно проходит зону с мелкими отверстиями, а затем зоны с более крупными отверстиями. Вращение барабана способствует перемещению материала, а также более полному отсеву мелких частиц.

В некоторых случаях барабанные грохоты устанавливаются горизонтально; их выполняют в виде усеченного конуса, по наклонной поверхности которого происходит перемещение разделяемого материала. Если измельченный материал требуется разделить только на две фракции, в барабане грохота делают отверстия одинакового размера.

Качающиеся грохоты применяют в промышленности. Они представляют собой наклонные плоские сита или колосники, приводимое в колебательное движение; схема такого грохота показана на рис. XX-3.



Рис. ХХ-2. Схема цилиндрического барабанного грохота.

Рис. ХХ-3. Схема качающегося грохота: 1 — эксцентрик; 2 — корпус; 3 опорная стойка.



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 убывает от верхнего отверстия к нижнему. Остаток на сите данного яруса последовательно перемещается слева направо и отводится в виде отдельных фракций.

Качающиеся грохоты отличаются более высокой производительностью и эффективностью по сравнению с барабанными, 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-4.

Вибрационные грохоты отличаются следующими достоинствами:

меньшей засоряемостью поверхности благодаря высокой частоте колебаний сита;

высокой производительностью и четкостью разделения;

возможностью использования для разделения разнообразных материалов, в том числе и влажных;

компактностью и удобством в эксплуатации;

сравнительно невысоким расходом энергии.

Гидравлические центробежные классификаторы. Классификация твердых частиц по их размерам гидравлическим способом с использованием центробежной силы может осуществляться таким же образом, как это отмечалось ранее при описании гидроциклонов.



Рис. XX-4. Схема вибрационного грохота: 1 — корпус; 2 — сита; 3 — дебалансы; 4 — ввл. Воздушные классификаторы. На рис. XX-5 показан центробежный, а на рис. XX-6 воздушно-проходной классификаторы (сепараторы). В центробежном воздушном классификаторе (см. рис. XX-5) подлежащий разделению материал непрерывно подается на вращающуюся тарелку 5, с которей под действием центробежной силы отбрасывается к стенкам.

При помощи вентилятора 3 в классификаторе обеспечивается замкнутая циркуляция воздуха по схеме: внутренний конус 1, центробежное колесо 4, кольцевое пространство между внутренним и наружным корпусом, поворотные створки 2, внутренний конус 1.

Крупные частицы, попавшие на вращающуюся тарелку 5, отбрасываются к стенкам внутреннего конуса, скользят по ним и удаляются. Мелкие же частицы увлекаются потоком воздуха и, пройдя через конус 6, ссыпаются вниз и выводятся из аппарата.

В воздушно-проходном классификаторе (см. рис. XX-6) подлежащий разделению материал потоком воздуха вносится в кольцевое пространство между внутренним и наружным конусами. Вследствие снижения скорости в этом сечении из потока выделяются наиболее крупные частицы, которые в дальнейшем выводятся через патрубок 6. Более мелкие частицы вместе с потоком



воздуха огибают верхний край внутреннего конуса и через поворотные створки 4 направляются во внутренний конус 2. Интенсивность



Рис. XX-5. Схема центробежного воздушного сепаратора: 1 — внутрешний конус: 2 — поворотные створки: 3 — вентилятор: 4 — центробежное колесс: 5 — гращающаяся тарелка; 6 — наружный конус; 7 — патрубок для отвода готового продукта; 4 — патрубок для отвода крупных частиц.

Рис. ХХ-6. Схема воздушно-проходного сепаратора:

1 — труба для ввода исходного продукта; 2 — внутренний конус; 3 — наружный конус; 4 — поворотные створки; 5 — патрубок для отвода готового продукта; 6 — патрубок для отвода крупных частиц. отделения частиц во внутреннем конусе определяется положением створок; при тангенциальном их расположении отделение происходит нод действием центробежной силы, а при радиальном расположении — под действием инерционных сил, обусловливаемых изменением направления потока. Более мелкие частицы вместе с воздухом выводятся через патрубок 5.

дозирование твердых материалов

Для равномерной подачи сыпучего твердого материала и регулирования его количества применяются механические питатели или дозеры. Существует большое число конструкций дозеров. Рассмотрим принцип действия дозеров наиболее распространенных типов.

Шнековый дозер (рис. ХХ-7) представляет собой расположенный в корпусе непрерывно вращающийся шнек. Исходный мате-



Рис. ХХ-7. Схема шнекового дозера: 1 — винт; 2 — загрузочная воронка; 3 — привод: 4 — коряус; 5 — ныходной патрубок.





Рис. ХХ-8. Схема секторного дозера.

Рис. XX-9. Схема тарельчатого дозера: 1 – тарелка; 2 – манжета; 3 – скребок.



Рис. XX-10. Схема плунжерного дозера:

1 — плунжер; 2 — эксцентрик; 3 — тяга; 5 — ход плунжера.

риал поступает через загрузочную воронку, подхватывается шнеком и перемещается вдоль корпуса до выходного патрубка 5.

Производительность такого дозера регулируется изменением числа оборотов шнека. Подобный дозер обеспечивает не только подачу материала, но благодаря уплотнению перемещающегося шнеком материала создает затвор, разобщающий газовое пространство зон A и Б.

Секторный дозер (рис. ХХ-8) состоит из корпуса и вращающегося в нем барабана с секторными перегородками. Исходный материал поступает в сектор барабана и затем перемещается в направлении его движения до выводного патрубка. Производительность таких дозеров меняется изменением числа оборотов барабана. При небольшом зазоре между корпусом и барабаном такой аппарат обеспечивает хороший затвор.

Тарельчатый дозер (рис. XX-9) представляет собой вращающуюся тарелку, на которую подается исходный материал, сбрасываемый с поверхности тарелки скребком.

Производительность такого дозера регулируется перемещением цилиндра: при перемещении цилиндра вверх производительность дозера увеличивается и наоборот.

Плунжерный дозер (рис. XX-10) состоит из конусной загрузочной воронки, горизонтального конуса для перемещения дозироваяного материала и плунжера, соединенного с эксцентриком при помощи тяги. При вращении эксцентрика плунжер перемещается на расстояние S, вытесняя порцию дозированного материала из корпуса.

ЧАСТЬ ЧЕТВЕРТАЯ

тепловые процессы

Глава XXI

Трубчатые печи

НАЗНАЧЕНИЕ И ОСНОВНЫЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ Огневых нагревателей

Трубчатая печь является аппаратом, предназначенным для передачи нагреваемому продукту тепла, выделяющегося при сжигании топлива, непосредственно в этом же аппарате.

Трубчатые печи широко распространены в нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленностях, они являются составной частью многих установок и применяются в различных технологических процессах, таких, как перегонка нефтн, мазута, каталитический крекинг и риформинг, гидроочистка, очистка масел и др.

В начальный период развития нефтеперерабатывающей промышленности для нагрева сырья использовались кубы; однако они имеют много существенных недостатков и поэтому теперь не применяются.

Трубчатые печи получили широкое распространение благодаря следующим своим особенностям. Их работа основывается на принципе однократного испарения, что обеспечивает либо более глубокий отгон при данной конечной температуре нагрева сырья, либо заданный отгон при более низкой температуре нагрева. Они обладают высокой тепловой эффективностью, так как в дополнение к основной части тепла, которая передается излучением, существенная часть передается конвекцией вследствие сравнительно высокой скорости движения дымовых газов. Помимо этого, трубчатые печи являются компактными аппаратами, их коэффициент полезного действия высок, они могут обеспечивать высокую тепловую мощность. Продолжительность пребывания нагреваемого сырья в зоне высоких температур не превышает нескольких минут, что уменьшает возможность его разложения и коксоотложения в трубах, вследствие чего при необходимости сырье можно нагревать до более высокой температуры. Печи удобны в эксплуатации, позволяют осуществить автоматизацию.

В зоне нагрева трубчатых печей единовременно находится относительно небольшое количество нефтепродукта, что снижает пожарную опасность. В случае прогара труб пожар легче устранять.

ТЕПЛООБМЕН В ТРУБЧАТОЙ ПЕЧИ

Трубчатая печь имеет камеры радиации и конвекции. В камере радиации (топочная камера), где сжигается топливо, размещена радиантная поверхность (экран), поглощающая тепло в основном за счет радиации.

В камере конвекции расположены трубы, воспринимающие тепло главным образом путем конвекции — при соприкосновении дымовых газов с поверхностью нагрева.

Сырье последовательно проходит через конвекционные и радиантные трубы и поглощает тепло; обычно радиантная поверхность воспринимает большую часть тепла, выделяемого при сгорании топлива.

Тепло эффективно передается излучением 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.

Эффективность теплопередачи конвекцией в меньшей степени зависит от температуры дымовых газов, поэтому таким способом тепло передается, когда передача тепла излучением оказывается недостаточно эффективной. Таким образом, конвекционная поверхность использует тепло дымовых газов и обеспечивает их охлаждение до температуры, при которой величина коэффициента полезного действия аппарата будет экономически оправданной.

Если тепло дымовых газов может быть использовано для иных целей, например, для подогрева воздуха или для производства водяного пара, то либо наличие конвекционной поверхности для нагрева сырья не является обязательным, либо размеры этой поверхности могут быть существенно уменьшены. 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, протекающий в печи, состоящей из двух камер с настильным пламенем. Характерной особенностью этой печи является наклонное расположение форсунок внизу печи, обеспечивающих соприкосновение Рис. XX1-1. Схема двухкамерной вертикальной печи с настильным пламенем:

I — топочная камера; 2 — средняя излучающая стенка с настильным пламенси; 3 — камера конвекции; 4 — трубы коннекционные; 5 — трубы радиантные. I — сырье (выход); II — сырье (выход); III топливо и воздух.

факела с поверхностью стены, размещенной в середине камер (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 стены обусловливает повышение ее температуры; излучение происходит не только от факела, но и от этой 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, от конструкции и нагрузки форсунки, теплотворной способности топлива, расхода форсуночного пара, величины радиантной поверхности (степени экранирования топки) и др.

При повышении температуры воздуха увеличивается температура факела, повышается скорость горения и сокращаются размеры факела. Размеры факела сокращаются 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, часто 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.

Во внутренней полости стен печей ряда конструкций 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 печн 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.

Средняя излучающая стена с настильным пламенем, а также прочие стены кладки, у которых расположены 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, им еющих более низкую температуру (*menлonepedava 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 трубы, значительно ниже температуры других источников излучения и поэтому в итоге взаимоизлучения через поверхность радиантных труб сырью передается необходимое 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 и 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 Рис. XX I-2. Схема движения дымовых газов при коридорном (*a*) и шахматном (*б*) расположении труб.

скорости. С другой стороны, со кращение 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 тепло передается эффективнее, чем при расположении коридорным способом (рис. XXI-2), в связи с более интенсивной турбулентностью потока дымовых газов и лучшей обтекаемостью ими труб. При одинаковой скорости движения дымовых газов шахматное расположение труб обеспечивает более эффективную (на 20—30 %) передачу тепла по сравнению с коридорным.

Уменьшение диаметра труб также способствует более интенсивной передаче как за счет лучшей обтекаемости труб, так и в связи с возможностью более компактного их расположения, позволяющего создать более высокие скорости дымовых газов. Однако при уменьшении диаметра печных труб увеличивается скорость сырья и, следовательно, повышается сопротивление перемещению нагреваемого потока.

Во избежание повышенного сопротивления при применении печных труб меньшего диаметра, а также для печей большой производительности движение сырья осуществляется двумя или несколькими параллельными потоками.

Эффективность передачи тепла может быть повышена путем оребрения наружной поверхности конвекционных труб, так как в камере конвекции передача тепла сырью, проходящему через трубы, лимитируется в основном теплообменом со стороны дымовых газов и поэтому при оребренин увеличивается поверхность соприкосновения дымовых газов с трубами и обеспечивается передача большого количества тепла.

Передача тепла конвекцией зависит и от температурного напора, т. е. от разности температур между дымовыми газами и нагреваемым сырьем. Обычно эта разность температур убывает в направлении движения дымовых газов, так как температура дымовых газов снижается на большую величину, чем при этом повышается температура сырья.

При повышении температуры сырья на один градус дымовые газы охлаждаются на пять — семь градусов. Наибольший температурный напор наблюдается при входе дымовых газов в камеру конвекции, а наименьший — при их выходе. По этой причине в направлении движения дымовых газов убывает и количество тепла, поглощаемого трубами.

Доля тепла, передаваемого излучением в камере конвекции, значительно меньше, чем в камере радиации, как вследствие более низкой температуры газов, так и из-за меньшей толщины излучаемого газового потока. В камере конвекции эффективная толщина газового слоя 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 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 м² поверхности нагрева в единицу времени (Вт/м²).

Различают среднюю теплонапряженность труб всей печи, среднюю теплонапряженность радиантных и конвекционных труб, а также теплонапряженность отдельных участков труб (локальная теплонапряженность). Величина 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 величине допустимой теплонапряженности и факторах, от которых зависит эта величина, будет рассмотрен в дальнейшем.

Тепловая напряженность топочного пространства характеризует количество тепла, выделяемого при сгорании топлива в единицу времени в единице объема топки (Вт/м³). Эта величина, в известной мере, характеризует эффективность использования объема топки. Размеры топки трубчатых печей во многих случаях зависят не от величины допустимого удельного тепловыделения, а от конструктивных особенностей печи и допускаемой величины теплонапряженности поверхности нагрева радиантных труб. В трубчатых печах теплонапряженность топочного пространства обычно составляет 40—80 кВт/м³, тогда как в паровых котлах, где объем топочного пространства в основном предопределяется условием полного сгорания топлива, эта величина значительно больше (равна 600—2000 кВт/м³).

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 и 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:

- С, Н, N, O, S и W содержание различных элементов
 - и влаги (W) в топливе, % (масс.) L₀ и V₀ — теоретический расход воздухасоответственно в кг и м³, необходимый для сгоравия 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;

- И_т объем дымовых газов, образующихся от сгорания 1 кг топлива при теоретическом расходе воздуха при нормальных физических условиях, м³/кг;
 - V объем дымовых газов, образующихся при сгорании 1 кг топлива при фактическом расходе воздуха при нормальных физических условиях, м³/кг;
- m_{CO2}, m_{H₂O}, m_{N2}, m_{O2} и m_{SO2} количество соответствующих газов, образовавшихся при сгорании 1 кг топлива, кг/кг.

Теоретическое количество воздуха, необходимое для сгорания 1 кг топлива, равно

$$L_0 + 0.115C = 0.345H + 0.043 (S - O)$$
 (XXI.1)

Тот же расход воздуха, выраженный в м³ при нормальных физических условиях, равен

$$V_0 = 0.089C + 0.267H + 0.033 (S - O)$$
 (XXI.2)

Фактический расход воздуха

$$L = L_0 \alpha \tag{XX1,3}$$

Количество дымовых газов, образующихся при сгорании 1 кг топлива, равно

$$G = 1 + \alpha L_0 + W_{\Phi} \tag{XXI,4}$$

Объемы дымовых газов, образующихся при сгорании 1 кг топлива при теоретическом и фактическом расходах воздуха и при нормальных физических условиях, соответственно равны:

$$V_{\rm T} = V_0 - 0.056 \left({\rm H} - \frac{{\rm O}}{8} \right) + \frac{9{\rm H} + W + 100W_{\rm \Phi}}{80.5}$$
 (XX1,5)

$$V = V_{\tau} + (\alpha - 1) V_{0} \qquad (XXI,6)$$

Количество газов, образующихся при сгорании 1 кг топлива, равно

$$m_{CO_2} = 0.0367C$$

$$m_{H_2O} = 0.09H + 0.01W + W_{\oplus}$$

$$m_{N_2} = L_0 \alpha \cdot 0.768 \qquad (XX1.7)$$

$$m_{O_2} = L_0 (\alpha - 1) 0.232$$

$$m_{SO_3} = 0.02S$$

Объем дымовых газов при любой температуре t

$$V_t = V \frac{t + 273}{273} \tag{XXI_18}$$

Плотность дымовых газов при нормальных физических усло виях

$$\rho_0 = \frac{G}{V} \tag{XXI,9}$$

Плотность дымовых газов при температуре t

$$\rho_t = \rho_0 \frac{273}{273 + t} \tag{XXI,10}$$

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 с 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:

$$M_{\rm CO_2+SO_2} = \frac{C}{100 \cdot 12} + \frac{S}{100 \cdot 32}$$
 (XX1,11)

$$M_{\rm H_2O} = \frac{\rm H}{100 \cdot 2} + \frac{\rm W}{100 \cdot 18} + \frac{\rm W_{\Phi}}{18} \qquad (X \, X \, I, i2)$$

$$M_{N_2+O_2} = \frac{V_0(\alpha - 0.21)}{22.4}$$
(XXI.13)

где $M_{\rm CO_3+SO_2}$, $M_{\rm H_2O}$ и $M_{\rm N_2+O_2}$ — соответственно число кмолей $\rm CO_2$ + SO₂, H₂O и N₂ + O₂, 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:

$$C = 12 \sum \frac{n_{c_i} x_i}{M_i} = \frac{12}{M_m} \sum n_{c_i} x_i' \qquad (XXI, 14)$$

$$H = \sum \frac{n_{H_i} x_i}{M_i} = \frac{1}{M_m} \sum n_{H_i} x_i^*$$
 (XXI,15)

$$S = 32 \sum_{i=1}^{n} \frac{n_{S_i} x_i}{M_i} = \frac{32}{M_m} \sum_{i=1}^{n} n_{S_i} x_i^{'} \qquad (X \times I, 16)$$

$$0 = 16 \sum_{i} \frac{n_{O_i} x_i}{M_i} = \frac{16}{M_m} \sum_{i} n_{O_i} x'_i$$
 (XXI,17)

$$N = 14 \sum \frac{n_{N_i} x_i}{M_i} = \frac{14}{M_m} \sum n_{N_i} x_i^{'} \qquad (X X I, 18)$$

где n_{C_i} , n_{H_i} , n_{S_i} , n_{O_i} и n_{N_i} — соответственно числа 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.), % (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:

 $H_{t} = (m_{CO_{2}}C_{CO_{2}} + m_{H_{2}O}C_{H_{2}O} + m_{SO_{2}}C_{SO_{2}} + m_{N_{2}}C_{N_{2}} + m_{O_{2}}C_{O_{3}})t (XXI, 19)$

где C_{CO_2} , C_{H_2O} , C_{SO_2} , C_{N_2} и C_{O_2} — средние массовые теплоемкости при постоянном давлении этих же газов в пределах температур, считая от 0 °C (273 K) до t, $\kappa Д ж / (кг \cdot K)$.

Если расчет производится в мольных единицах, то энтальпия продуктов сгорания вычисляется по уравнению:

 $H_{t} = (M_{CO_{2}+SO_{2}}C_{CO_{2}+SO_{2}} + M_{H_{2}O}C_{H_{2}O} + M_{N_{2}+O_{2}}C_{N_{2}+O_{2}})t \quad (XXI,20)$

где $C_{CO_2+SO_2}$, C_{H_2O} , $C_{N_2+O_2}$ — средние мольные теплоемкости этих газов, кДж/(кмоль · K).

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 трубчатой печи при сжигании 1 кг топлива (кДж/кг).

1. Основным теплом, вносимым в печь, является тепло, выделяемое при сгорании топлива (теплотворная способность топлива) $Q_{\rm p}^{\rm u}$.

2. Второй приходной статьей является явное тепло топлива, равное произведению теплоемкости топлива $C_{\rm T}$ на его температуру $t_{\rm r}$, т. е. $C_{\rm T} t_{\rm T}$.

3. Следующей статьей является тепло, вносимое в топку с воздухом, $\alpha L_0 C_{\rm B} t_{\rm B}$, где $C_{\rm B}$ и $t_{\rm B}$ — соответственно теплоемкость и температура воздуха.

4. Последней приходной статьей теплового баланса будет тепло форсуночного пара $W_{\Phi}C_{\text{в. n}}t_{\text{в. v}}$, где $C_{\text{в. n}}$ и $t_{\text{в. v}}$ — теплоем-кость и температура водяного пара.

Суммируя все статьи теплового баланса, получим

$$Q_{\text{npux}} = Q_{\text{p}}^{\text{n}} + C_{\text{r}}t_{\text{r}} + \alpha L_0 C_{\text{p}}t_{\text{p}} + W_0 C_{\text{s},\text{n}}t_{\text{s},\text{p}} \qquad (XXI,2I)$$

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 нечь сравнительно большое количество тепла.

Если воздухоподогреватель отсутствует, то

$$Q_{\text{news}} \approx Q_{\text{n}}^{\text{m}}$$

Расход. Расходные статьи теплового баланса (кДж/кг) следующие:

1. Тепло, полезно воспринятое в печи сырьем, а при наличии пароперегревателя и водяным паром, $q_{\rm пол}$.

2. Тепло, теряемое с уходящими из печи дымовыми газами, _{9xx}.

3. Тепло, теряемое в окружающую среду, q_{гот}.

4. Тепло, теряемое вследствие механического и химического недожога топлива, $q_{\rm H}$. В случае жидкого и газообразного топлива эти потери обычно незначительны и при расчете их можно не учитывать.

Суммируя все расходные статьи теплового баланса, имеем

$$Q_{\text{pacx}} = q_{\text{non}} + q_{\text{yx}} + q_{\text{nor}} \qquad (XX1.22)$$

Расход тепла равен приходу

$$Q_{\text{HPH}\chi} = Q_{\text{pacx}} \approx Q_{\text{p}}^{\text{H}}$$

нли

$$Q_{\text{upity}} = q_{\text{uon}} + q_{\text{yx}} + q_{\text{nor}}$$

откуда

$$q_{\text{пол}} = Q_{\text{прих}} - q_{\text{ух}} - q_{\text{пот}} \qquad (XXI,23)$$

Разделив левую и правую части этого уравнения на теплотворную способность топлива Q_p^n и учитывая, что $Q_{\text{поих}} \approx Q_p^n$, получим

$$\frac{q_{\text{nor}}}{Q_{\text{p}}^{\text{u}}} = 1 - \frac{q_{\text{yx}}}{Q_{\text{p}}^{\text{u}}} - \frac{q_{\text{nor}}}{Q_{\text{p}}^{\text{u}}}$$
(XX1,24)

Так как отношение количества полезно воспринятого тепла $q_{\text{пол}}$ ко всему теплу Q_p^{μ} есть коэффициент полезного действия печи η , то уравнение (XXI, 24) может быть записано таким образом:

$$\eta = 1 - \frac{q_{\text{WX}}}{Q_{\text{p}}^{\text{H}}} - \frac{q_{\text{HOF}}}{Q_{\text{p}}^{\text{H}}}$$
(XXI,25)

Следовательно, для определения величины η надо знать потери тепла с отходящими дымовыми газами q_{yx} и в окружающую среду q_{nor} .

Потери тепла в окружающую среду зависят от большого числа факторов: величнны поверхности кладки печи, степени тепловой изоляции кладки, температуры окружающего воздуха и др.

Величину потерь можно вычислить после выбора конструкции и основных размеров печи. Величина потерь тепла в трубчатых

печах составляет 3—5 %. Нижний предел соответствует печам большой тепловой мощности, верхний — печам малой мощности.

Температура отходящих дымовых газов t_{yx} выбирается на основании следующих соображений. Эта температура должна быть выше температуры t_1 сырья, поступающего в камеру конвекции, причем чем выше разность температур $t_{yx} - t_1$, тем более эффективно передается тепло в камере конвекции и, следовательно, тем меньшая требуется поверхность конвекционных труб. Однако при увеличении температуры отходящих дымовых газов увеличиваются потери тепла и снижается коэффициент полезного действия печи, т. е. повышается расход топлива.

Для правильного выбора температуры отходящих дымовых газов необходим технико-экономический расчет; в нем 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 конвекциовных труб при понижении температуры дымовых газов.

Подобные технико-экономические расчеты выполнить сравнительно сложно, поэтому температуру отходящих дымовых газов часто принимают, руководствуясь накопленным опытом эксплуатации трубчатых печей. Обычно температуру уходящих из печи дымовых газов рекомендуется принимать 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 ухудшается тяга, т. е. требуется дымовая труба большей высоты.

Опыт работы показывает, что при естественной тяге температура отходящих дымовых газов не должна быть ниже 250 °C, так как в этом случае трудно обеспечить нормальную работу печи. При более низкой температуре газов требуется искусственная тяга, т. е. применение дымососов.

Если начальная температура сырья сравнительно высока, то для уменьшения потерь тепла с отходящими дымовыми газами и повышения к. п. д. печи тепло их используют, например, для получения водяного пара (путем установки котла-утилизатора) или для подогрева воздуха. Таким образом, выбрав температуру газов, поступающих в дымовую трубу, определяют количество тепла q_{yx} и, задавшись величиной потерь тепла в окружающую среду $q_{пот}$, определяют по уравнению (XXI, 25) коэффициент полезвого 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.

Количество тепла, воспринимаемое в печи сырьем, равно

$$Q_{c} = G_{c}[eH_{t_{2}} + (1 - e)h_{t_{2}} + \beta q_{e} - h_{t_{1}}]$$
(XXI,26)

где G_c — количество сырья, проходящего через печь; t_1 и t_2 — температуры сырья на входе и выходе из печи, °С; 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_3} — со-

ответственно энтальпия сырья на входе в печь и 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:

$$B = \frac{Q_c}{Q_n^* \eta} \tag{X X I, 27}$$

где Q_n — 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 се днаметру угол видимости топочного пространства для любой точки трубы примерно соответствует величине плоского угла, ограниченного крайними лучами и расположенного в плоскости, перпендикулярной к оси трубы. Так, для точки А угол видимости 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 l_0 имеет луч, перпендикулярный к касательной в токе A. Луч AC, падающий под углом α , обладает меньшей интенсивностью, равной l_0 соз α .

Путем элементарных преобразований нетрудно показать, что угловой коэффициент ф для точки А равен

$$\varphi_A = \frac{1 + \sin \alpha}{2}$$

Коэффициент φ может быть подсчитан как отношение $\varphi_A = BK/BF$. Точка M, лежащая на нижней образующей, имеет угол видимости, равный 180 °С, и, следовательно, для нее $\varphi = 1$.

Из рис. XXI-3 следует, что точка P поверхности трубы невидима со стороны топочного пространства и, следовательно, не будет поглощать тепло излучением непосредственно из топки; для этой точки угловой коэффициент $\varphi = 0$. Подобным

Рис. XXI-3. Схема, иллюстрирующая поглощение тепла пучком радиантных труб.





Рис. XXI-4. График изменения углового коэффициента по длине окружности трубы.

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 ф для некоторых произвольных точек поверхности трубы, то получим график, представленный 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, то высота этого прямоугольника равна среднему значению коэффициента ϕ_{cp} для всей трубы.

Значение среднего углового коэффициента φ_{cp} позволяет определить размер плоской поверхности, эквивалентной данной трубе по количеству поглощенного тепла. Так, в нашем случае величина плоской поверхности, эквивалентной трубе по количеству тепла, поглощенного из топочного пространства, равна

$$a_n = \varphi_{CP} \pi dl$$

где 1 — длина трубы.

Итак, труба, имеющая фактическую поверхность $f = \pi dl$, в данных условиях воспринимает столько же тепла, сколько и плоская поверхность h_{π} .

Из аналогичных графических построений (см. рис. XXI-3) следует, что радиантные трубы, расположенные во втором ряду и менее освещенные, получат из топки меньше тепла, чем нижний ряд радиантных труб. Так, для точки N, расположенной аналогично точке M нижней трубы, величина угла видимости, ограниченного лучами FN и HN, значительно меньше угла видимости для точки M, равного 180°.

Таким образом, 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

(XXI,28)

Рис. XX1-5. График Хоттеля для определения фактора формы К:

 общее количество тепла, передаваемого двум рядам; 2 — то же, одному ряду (всего один ряд);
 количество тепла, передаваемое нижнему ряду (всего два ряда); 4 — прямое взлучение, передаваемое нижнему ряду; 5 — общее количество тепла, передаваемого верхнему ряду (всего два ряда); 6 — прямое излучение, передаваемое верхнему ряду (всего два ряда).

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, приведенной на 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 величины плоской поверхности H_{a} , эквивалентной по количеству поглощенного тепла пучку радиантных труб, а также для определения степени неравномерности тепла, поглощаемого различными участками труб, удобно пользоваться графиком, составленным Хоттелом и изображенным на рис. XX I-5

На этом графике по оси абсинсс отложено отношение *m* расстояния между центрами труб к диаметру труб, т. е. расстояние между осями двух смежных труб, выраженное числом диаметров труб. По оси ординат отложена величина фактора формы K, показывающая отношение количества тепла, поглощенного пучком радиантных труб, к количеству тепла, поглощенного при прочих равных условиях плоской поверхностью, которая по величине равна 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.

На рис. XXI-5 показаны шесть кривых, каждая из которых представляет зависимость фактора формы К от расстояния между центрами труб и числа рядов труб при прямом излучении топки, обратном излучении свода и суммарном излучении.

ТАБЛИЦА ХХІ.І

Значение фактора формы К

Трубы	Значе при ря размеще	ние К злачном ния труб	Примечание и по- зиани соответству-	
поглощающие тепло	в один ряд	в Два ряда	ющих кривых ва рис. ХХІ-5	
Нижний ряд			12012	
прямое излучение из топки и об- ратное излучение свода	0,88	0,68	3 н 2	
прямое излучение из топочного пространства	0,66	0,66	4	
излучение свода	0,22	0,02	По разности двух предыдущих значений	
Верхний ряд	1.11	1.23	0.0	
излучение из топки		0,22	6	
излучение из топки и свода	1.1	0,30	_ 5	
излучение свода		0,08	По разности	
Все ряды				
прямое и обратное излучение	0,88	0,98	1 н 2	

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 важные 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 два раза.

Вследствие существенного влияния стоимости труб на общую стоимость 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:

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 величины фактора формы К, можно определить эквивалентную плоскую поверхность H_n . Выше было

отмечено, что фактор формы К 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.

$$K = H_n/H \tag{XXI,29}$$

где H_n — эквивалентная плоская поверхность; H — заэкранированная поверхность кладки.

Отсюда следует, что

$$H_{\rm a} = KH \tag{XXI,30}$$

При двустороннем облучении радиантных труб величина фактора формы K также может быть оценена 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.

Двусторониее облучение однорядного экрана дает фактор формы K = 2.0,66 = 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.

основные типы печей

В промышленности применяется большое количество трубчатых печей различной конструкции. В настоящем кратком обзоре нет необходимости характеризовать печи всех известных типов. Рассмотрим только печи основных типов, имеющих широкое распространение.

Представленная на рис. XXI-6 трубчатая печь является печью радиантного типа с коробчатой камерой и двухрядным потолочным экраном. В перевальной стене этой печи и по поду проложен воздушный канал. Часть воздуха, предназначенная для горения топлива, проходит через боковые отверстия, расположенные с торцов перевальной стены, затем через канал в перевальной стене и поде поступает непосредственно к факелу. Такой воздушный канал предназначается также для охлаждения перевальной стены; кроме того, он позволяет несколько уменьшить вес стены. В современных печах подобные каналы не сооружаются.

15 Скобло А. И. и др.



Рис. XXI-6. Конструкция радиантно-конвекционной печи коробчатого типа.

В средней части камеры конвекции данной печи размещен пароперегреватель.

В печах радиантно-конвекционного типа камера конвекции может иметь и иное расположение. Так, на рис. XXI-7 показана трубчатая печь, в которой камера конвекции расположена в нижней части печи. Отличительной особенностью этой печи является также способ размещения радиантных труб по своду и боковым



Рис. ХХІ-7. Печи с камерой конвекции, расположенной в нижней части. 450 Рис. XX1-8. Схема многопоточной трубчатой печи с двусторонним вводом дымовых газов в камеру конвекции.

стенкам печи. Своеобразное размещение конвекционной камеры имеет печь, представленная на рис. XXI-8.

Дымовые газы в этой печи поступают в камеру конвекции с двух сторон. Печь имеет потолочный экран и своеобразный подовый экран, через который перед поступлением в камеру конвекции проходят дымовые газы, передавая трубам кон-



векцией некоторое дополнительное количество тепла. Так как сечение труб подового экрана большое, скорость движения дымовых газов в этом месте мала, а следовательно, незначительно и количество тепла, сообщаемое конвекцией.

Печь, представленная на рис. XXI-8, является примером многоноточной печи: сырье через конвекционные и радиантные трубы движется шестью параллельными потоками, что позволяет иметь повышенную производительность при умеренной потере напора нагреваемого потока сырья.

Широко распространена печь, схема которой представлена на рис. XXI-9. Эта печь является двухкамерной и имеет наклонный свод, что способствует более равномерному поглощению тепла радиацией. В печи имеются муфели, в которых размещаются форсунки. Горение топлива практически завершается в муфельном канале, и в топку поступают раскаленные продукты сгорания.

Горение топлива осуществляется при пониженном коэффициенте избытка воздуха, в связи с чем уменьшаются потери тепла с отходящими дымовыми газами и повышается коэффициент полезного действия печи. Подобные двухкамерные печи могут быть одно- или двухпоточными.

На рис. XXI-9 показана схема однопоточной печн. Если требуется печь небольшой производительности, то сооружается одна из радиантных камер.

В совершенствование и конструирование трубчатых печей нового типа, повышение их эффективности, типизацию и стандартизацию печного оборудования большой вклад был сделан ВНИИнефтемашем, который создал и осуществил внедрение в про-



Рис. XXI-9. Схема двухкамерной печи с наклонным сводом: 1 — форсунки: 2 — муфели; 3 — потолочные экраны; 4 — подовые экраны; 5 — конпекционная камера. Потоки: 1 — продукт на входе; 11 — вродукт на выходе; 111 — газы, направлающиеся в дымовую трубу.

мышленность трубчатых печей ряда типов, по которым издан каталог, позволяющий выбрать конструкцию и размеры типовой трубчатой печи для соответствующего технологического процесса.

По данным этого каталога и в соответствии с действующими нормалями изготавливаются трубчатые печи 6 типов с поверхностью нагрева радиантных труб от 15 до 2200 м², наружным диаметром труб от 60 до 219 мм и длиной от 3 до 24 м.

Для печей четырех типов в зависимости от способа сжигания топлива и некоторых особенностей конструкции предусматриваются два вида исполнения. Общее число типоразмеров печей превышает 70. Краткая характеристика и шифр трубчатых печей основных типов представлены ниже.

Печи типа Б — узкокамерные с беспламенным сжиганием газового топлива и излучающими стенками, собранными из нескольких рядов беспламенных горелок; расположение труб горизонтальное с одной (ББ-1) или двумя (ББ-2) камерами (рис. XX1-10). Регулировка количества топлива, сжигаемого в горелках каждого ряда, независимая, что позволяет в некоторых пределах регулировать теплоотдачу радиантным трубам по длине змеевика.

Печи типа 3 — узкокамерные с зональной регулировкой величины теплоотдачи, верхним отводом дымовых газов, беспламенным сжиганием газообразного топлива (ЗР) и настильным сжиганием резервного жидкого топлива (ЗД).



Рис. XXI-10. Конструкция трубчатой печи ВБ2: 1 — радиантные трубы; 2 — коявекционные трубы; 3 — горелкя,

Радиантные трубы выполнены в виде двухрядного экрана двустороннего облучения.

Печи типа ЗР снабжены резервными газомазутными горелками, расположенными по поду камеры радиации: при их использовании факелы мазутных горелок настилаются на поверхность блоков панельных горелок, образуя излучающую поверхность.

Печи типа ЗД (рис. XXI-II) по конструкции аналогичны печам типа ЗР, однако в них нет излучающих стенок из панельных горелок, а факелы газомазутных горелок, также расположенных но поду печи, настилаются на поверхность фронтальных стен печи, по высоте которых на двух уровнях имеются каналы для подвода вторичного воздуха к факелам.

Печи типа В — узкокамерные секционные с верхним отводом дымовых газов и вертикальными трубами змеевика (рис. XXI-12).



Рис. XXI-11. Схема трубчатой печи типа ЗД: 1 — горсяка: 2 — каналы для подводо воздуха; 3 — эмсевики.

Производительность каждой секции 10—17 МВт. Вертикальные трубы радиантного змеевика расположены у всех четырех стен камеры. Газомазутные горелки расположены в поду камеры.

Над камерой радиации расположена камера конвекции прямоугольного сечения с горизонтальными ошипованными трубами. У многосекционных трубчатых печей камеры радиации отдельных секций объединены в общем корпусе. Одна смежная секция от другой отделена двумя рядами труб радиантного змеевика двустороннего облучения. В крайних секциях у стен радиантные трубы размещены в один ряд.

Печи типа Г — узкокамерные с верхним отводом дымовых газов.

Выполняются двух типов: ГС — вертикально-факельного сжигания топлива с одной камерой радиации (рис. XXI-13) и ГН — объемно-настильного сжигания с двумя камерами радиации (рис. XXI-14).

В печах типа ГС змеевик камеры радиации представляет собой горизонтальные трубы, выполненные в виде двух настенных экранов одностороннего облучения. В камере конвекции имеется пучок горизонтальных труб. В поду печи расположены газомазутные горелки.

В печах типа ГН змеевик выполнен в виде настенного экрана одностороннего облучения в каждой камере радиации и конвективного пучка труб в камере конвекции. Особенностью конструкции этих печей является наличие настильной стены, которая делит камеру раднации на две камеры с независимыми тепловыми режимами. Горелки размещены на боковых стенах печей под углом 45° к настильной стене. Эти печи работают следующим образом: факел, образовавшийся при сжигании топлива под углом с двух сторон, настилается на стенку, расположенную в центре печи. Тепло от раскаленной стены и факела передается радиантным трубам.

Печи типа Ц выполняются в двух вариантах: печи типа ЦС цилиндрические, как без камеры конвекции, так и с камерой конвекции (рис. XXI-15), и печи типа ЦД с несколькими камерами радиации и камерой конвекции (рис. XXI-16).



1 — змеевик конвекционных труб; 2 — змеевих радиантных труб; 3 — каркас; 4 — горелка,



Рис. ХХІ-13. Схема трубчатой печи типа ГС:

1 — змсевик копвекционных труб; 2 — змесвик радиантных труб; 3 — горелка; 4 — дымовая труба.

Рис. XXI-14. Схема печи типа ГН:

1 — змеевик конвекционных труб; 2 — змеевик радиантных труб; 3 — настильцая стена; 4 — каркас; 5 — горелка.

В печах типа ЦС 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 ЦД, продольный разрез которой показан на рис. XXI-16, *a*, а поперечный — на рис. XXI-16, *б*, является радиантно-конвекционной, у которой по оси камеры радиации имеется рассекатель-распределитель 2 в виде пирамиды с вогнутыми граРис. ХХІ-15. Конструкция печи типа ЦС: *I* – камера коввекции; *2* – коррус; *3* – радиантный эмсевик; *4* – горелка. Потоки: *I* – продукт на вкоде; *II* – продукт на выходе.

нями, представляющими собой настильные стены для факелов горелок 3, установленных в поду печи.

Рассекатель - распределитель разбивает камеру радиации на несколько независимых зон теплообмена (на рис. XXI-16, б их четыре) с целью возможной регулировки теплонапряженности по длине радиантного змеевика 4. Внутренняя полость каркаса рассекателя разбита на отдельные воздуховоды; в кладке грани рассекателя по высоте грани есть каналы прямоугольного сечения 1 для подвода вторичного воздуха настильному факелу каждой K грани.

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 Р — радиантно конвективные с несколькими камерами радиации и имеют общую камеру конвекции, вертикально расположенные трубы и горизонтальный факел. На рис. XXI-17 представлен поперечный разрез трехкамерной печи этого типа.

Радиантный змеевик каждой камеры радиации состоит из труб, размещенных в один ряд у стен и в два ряда между смежными камерами. На фронтальной стенке вертикально по оси каждой камеры установлен ряд комбинированных газомазутных горелок. На противоположной стороне имеются окна 5 для отвода продуктов сгорания в канал 6, соединяющий камеры радиации с камерой конвекции. Этот канал представляет собой узкий коридор, идущий вдоль камер радиации по всей их высоте.





гис. жигло. цонструкция печи типа цд. а — продольный разрез: б — поперечиый разрез; 1 — каналы для годвода вторичного воздуха; 2 — рассекатель-распределитель; 3 — горелки; 4 — радиантный змеевик; 5 — камера конвекции; 6 — воздуходувка.

Камера конвекции разделена промежуточными стенками на три хода для прохождения продуктов сгорания. Вертикальные трубы конвекционного змеевика могут быть гладкими, оребренными или ошипованными.

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 сложность расчета.



а — поперечный разрез; б — продольный разрез; 1 — камера радиации; 2 — камера конвекции; 3 — змеевик радиантных труб; 4 — змеевик конвекционных труб; 5 — окно для отвода продуктов сгорания из камеры радиации; 6 — канал для дымовых газов. В соответствии с законом Стефана — Больцмана количество тепла, переданного излучением, в общем виде может быть выражено уравнением:

 $Q_{\mathbf{p},\mathbf{n}} = C\varphi H \left[\left(\frac{T}{100} \right)^4 - \left(\frac{\theta}{100} \right)^4 \right]$

где С — коэффициент взаимного излучения; H — поверхность теплообмена; T — температура излучающей поверхности, K; θ — температура лучепоглощающей поверхности, K; φ — угловой ко-эффициент, зависящий от размеров топки и взаимного расположения излучающей и поглощающей поверхностей.

Коэффициент о показывает, какая часть излучаемого тепла поглощается данной лучепоглощающей поверхностью. Этот коэффициент учитывает не только взаимное расположение излучающей и поглощающей поверхности, но и интенсивность лучей, величина которых в соответствии с законом Ламберта меняется в зависимости от угла их падения 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, передаваемому 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 (θ /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 ф, так как его значение для различных точек излучающей поверхности различно и, следовательно, требуется определить среднее значение коэффициента ф 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, ранее имели широкое распространение вследствие простоты расчета и удовлетворительной сходимости с данными практики. Однако такие методы применимы только для строго определенных условий.

Аналитические методы расчета отличаются сложностью, но поскольку они базируются на основных законах теплообмена, 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, переданное радиантным трубам, Q_p ; 2) поверхность радиантных труб H_p , обеспечивающую поглощение такого количества тепла; 3) соответствующую температуру дымовых газов T_n , покидающих камеру радиации, и теплонапряженность радиантных труб q_p . 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 радиантными трубами, к количеству тепла, полезно выделенному в топочном пространстве при сгорании топлива:

$$\mu = \frac{Q_{\rm p}}{BQ_{\rm p}^{\rm H}\eta_{\rm r}}$$

где $\eta_{\rm T}$ — коэффициент полезного действия топки, учитывающий потери тепла в окружающую среду стенками топочной камеры, а также потери тепла от химического и механического недожога топлива.

Величина 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.

Проследим, в какой зависимости находятся между собой такие величины, характеризующие работу радиантной поверхности печи, как температура дымовых газов, покидающих камеру радиации, теплонапряженность поверхности нагрева и размер поверхности радиантных труб.

С увеличением температуры дымовых газов T_n , покидающих топочную камеру, уменьшается количество тепла, передаваемого радиантным трубам, уменьшается коэффициент прямой отдачн 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-18.

Из графика следует, что если при температуре $T_n = 1000$ К теплонапряженность составляет 21,6 кВт/м², то при повышении этой температуры до 1100 К теплонапряженность возрастает до 31,3 кВт/м², т. е. в 1,45 раза, а повышение температуры дымовых



Рис. XXI-18. Зависимость теплонапряженности поверхности нагрева от температуры газов, похидающих топку.

газов до 1200 К приводит к повышению теплонапряженности до 45,5 кВт/м².

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 хорошие результаты. Перейдем к изложению этого метода расчета.

Рассматриваемый метод основан на совместном решении уравнений теплового баланса и теплопередачи в топке печи. В соответствии с законом сохранения энергии тепловой баланс топки может быть представлен следующим уравнением:

$$BQ_{p}^{\mu}\eta_{r} = BGC_{pm}(T_{\pi} - T_{0}) + Q_{p} \qquad (XX1,31)$$

где G — количество продуктов сгорания 1 кг топлива, кг/кг; C_{pm} — средняя теплоемкость продуктов сгорания в пределах температур T₀ и T_п, кДж/(кг·К); T_n — приведенная температура исходной системы, K.

Величина То определяется по следующему уравнению:

$$T_0 = \frac{\alpha L_0 C_B t_B + W_{\Phi} H_{\Phi} + C_T t_T}{\partial C_{pm}} + 273 \qquad (XXI.32)$$

где $C_{\rm B}$ — средняя теплоемкость воздуха кДж/(кг.К); $t_{\rm B}$ — температура воздуха, поступающего в топку, °C; $W_{\rm D}$ — расход пара для распыливания топлива, кг/кг; $H_{\rm D}$ — энтальпия водяного пара, равная произведению теплоемкости на температуру, кДж/кг; $C_{\rm T}$ и $t_{\rm T}$ — соответственно теплоемкость топлива в кДж/(кг.К) и его температура, °C.

Под призеденной 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 этой начальной величины T_0 .

Уравнение теплового баланса топки построено на базе предположения о том, что тепло, полезно выделенное в печи при сгорании топлива, передается радиантным трубам $Q_{\rm P}$, а остальная его часть BGC_{pm} $(T_{\rm II} - T_0)$ уносится с дымовыми газами в камеру конвекции.

При отсутствии теплопередачи в топке, когда значение $Q_{\rm P} = 0$, уравнение теплового баланса имеет вид:

$$BQ_{p}^{H}\eta_{r} = BGC_{pm} \left(T_{Make} - T_{0}\right) \qquad (XXI,33)$$

где Т_{макс} — максимальная расчетная температура горения, т.е. температура, когорую 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 T₀ до T_{МАКС}. Из уравнения (XXI, 33)

 $T_{\text{MARC}} = T_0 + \frac{Q_p^{\text{H}} \eta_{\text{T}}}{GC_{nm}}$ (XXI,34)

При определении максимальной расчетной температуры горения для упрощения приняты средние значения теплоемкостей продуктов сгорания в интервале температур $T_0 - T_{II}$. В действительности средняя теплоемкость должна быть вычислена в интервале от T_0 до T_{MBRC} , 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.

$$Q_p = Q_{\mathbf{p},\mathbf{n}} + Q_{\mathbf{p},\mathbf{R}} \tag{XXI,35}$$

Количество тепла Q_{P. л} определяется по уравнению Стефана—Больцмана, для пользования которым необходимо знать температуру излучающей и поглощающей поверхностей, а также величину поверхности теплообмена.

При создании своего метода проф. Белоконъ 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. Излучение 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

$$Q_{\mathbf{p},\mathbf{a}} = C_{g}H_{g}\left[\left(\frac{T_{\mathbf{u}}}{100}\right)^{4} - \left(\frac{\theta}{100}\right)^{4}\right] \qquad (XXI,36)$$

где C_s — постоянная излучения абсолютно черного тела, равная 5,67 Вт/(м²·K⁴); H_s — эквивалентная абсолютно черная поверхность, м²; T_{α} — температура газов, покидающих топку, К; θ — средняя температура наружной поверхности радиантных труб, К.

Тепло, воспринимаемое радиантными трубами свободной конвекцией, определяется по известному уравнению

$$Q_{\mathbf{P},\mathbf{K}} = \alpha_{\mathbf{K}} H_{\mathbf{P}} \left(T_{\mathbf{H}} - \theta \right) \tag{XXI,37}$$

где $\alpha_{\rm ff}$ — коэффициент теплоотдачи свободной конвекцией от дымовых газов к радиантным трубам.

Подставляя в уравнение (XXI, 31) значение Q_{P. д} и Q_{P. к} из уравнений (XXI, 36) и (XXI, 37), получим уравнение теплового баланса топки в следующем виде:

$$BQ_{p}^{H}\eta_{\tau} = BGC_{pm}\left(T_{n} - T_{0}\right) + C_{s}H_{s}\left[\left(\frac{T_{n}}{100}\right)^{4} - \left(\frac{\theta}{100}\right)^{4}\right] + a_{\kappa}H_{p}\left(T_{n} - \theta\right)$$
(XXI,38)
463

Для закрытой неэкранированной топки в условиях полного отсутствия теплопередачи, когда все тепло расходуется на повышение температуры дымовых газов от T₀ до T_{макс}, уравнение теплового баланса имеет вид:

$$BQ_{p}^{\mu}\eta_{\tau} = BGC_{pm} \left(T_{\text{Matter}} - T_{0}\right) \qquad (XX1,39)$$

Сопоставляя уравнения (ХХІ, 39) и (ХХІ, 38), имеем:

$$BGC_{pm} \left(T_{\text{Make}} - T_{0}\right) = BGC_{pm} \left(T_{n} - T_{0}\right) + C_{s}H_{s} \left[\left(\frac{T_{n}}{100}\right)^{*} - \left(\frac{\theta}{100}\right)^{*} \right] + \left(-\alpha_{k}H_{p} \left(T_{n} - \theta\right)\right)$$

или после ряда преобразований получаем

$$\frac{10^{-8}C_sH_s}{BGC_{pm} + \alpha_{\rm s}H_{\rm p}} T_{\rm n}^4 + T_{\rm u} = T_{\rm MARC} - \Delta\theta \qquad (XX1,40)$$

где Δθ — температурная поправка теплопередачи в топке, характеризующая либо превышение предельной теплопередачи конвекцией обратного излучения экрана (Δθ > 0), либо наоборот (Δθ < 0)

$$\Delta \theta = \frac{\alpha_{\rm H} H_{\rm P} \left(T_{\rm Marc} - \theta \right) - C_{\rm s} H_{\rm s} \theta^{4} 10^{-8}}{BGC_{\rho m} + \alpha_{\rm n} H_{\rm P}} \tag{X X 1,41}$$

Для упрощения расчетных уравнений вводятся понятия *характеристики* излучения β_s и аргумента излучения х:

$$\beta_{s} = \frac{T_{\rm II}}{T_{\rm Marc} - \Delta \theta} \tag{XX1,42}$$

$$x = \frac{10C_{\rm s}H_{\rm s}}{BGC_{\rm pm} + \alpha_{\rm s}H_{\rm p}} \left(\frac{T_{\rm MBHC} - \Delta\theta}{1000}\right)^3 \tag{XXI,43}$$

После преобразований уравнений (XXI, 40), (XXI, 42) и (XXI, 43) получим уравнение теплового баланса топки в окончательном виде

$$x\beta_s + \beta_s = 1 \tag{XXI.44}$$

Графическая зависимость величины характеристики излучения β_s от аргумента излучения х представлена на рис. (XXI-19). При решении уравнения (XXI, 44) значение характеристики излучения β_s может быть определена аналитически из следующего уравнения:

$$\beta_s = \frac{1}{0.25\sqrt[3]{0.1875 + \sqrt{0.141 + x}}}$$
(XX1,45)

Количество тепла, получаемое радиантными трубами, определяется и из такого уравнения:

$$Q_{\rm p} = BGC_{pm} \left(T_{\rm Malle} - T_{\rm H} \right) \quad (XX1,46)$$

Смысл этого уравнения заключается в том, что тепло, выделяемое в топке при охлаждении дымовых газов от расчетной максимальной температуры горения $T_{\text{макс}}$ до темпера-

Рис. XXI-19. График для определения характеристики излучения В₃.



туры дымовых газов, покидающих топку $T_{\rm H}$, воспринимается радиантными трубами. Разделив это тепло в соответствии с уравнением (XXI, 46) на все тепло, полезно выделенное при сгорании топлива, определяемое уравнением (XXI, 33), получим величину коэффициента прямой отдачи:

$$\mu = \frac{Q_{\rm P}}{BQ_{\rm p}^{\rm H}\eta_{\rm T}} = \frac{BGC_{pm}\left(T_{\rm MABC} - T_{\rm n}\right)}{BGC_{pm}\left(T_{\rm MABC} - T_{\rm 0}\right)}$$

или

$$\mu = \frac{T_{\text{MARC}} - T_{\Pi}}{T_{\text{MARC}} - T_{D}}$$
(XXI,47)

Из уравнения (XXI, 42) следует, что температура газов, покидающих толку

$$T_{\rm II} = \beta_s \left(T_{\rm MRRC} - \Delta \theta \right) \tag{XXI.48}$$

Для определения величины, эквивалентной абсолютно черной поверхности H_s, автор излагаемого метода предлагает следующую формулу:

$$H_{s} = \frac{\varepsilon_{o}}{\varphi(T)} (e_{H}H_{n} + \beta e_{F}F) \qquad (XX1,49)$$

где ф (T) зависит от распределения температур в топке. Эта величяна находится путем обобщения опытных данных и принимается равной 0,8–0,85.

Коэффициент β определяется из уравнения:

$$\beta = \frac{1}{1 + \frac{\varepsilon_{\upsilon}}{1 - \varepsilon_{\upsilon}} \cdot \frac{1}{\varepsilon_{H} \rho_{PH}}}$$
(XXI,50)

Здесь є_н и є_г — соответственно степень черноты экрана и кладки печи (рекомендуется принимать значение є_н = є_г = 0,9); H_{π} — эквивалентная плоская поверхность экрана; F — неэкранированиая поверхность кладки топки; є_о степень черноты поглощающей среды (продукты горения, факел); величина є_о зависит от концентрации трехатомных газов в продуктах сгорания топлива, приближенно є_р зависит от коэффициента набытка воздуха с.

Для определения степени черноты поглощающей среды рекомендуется следующее приближенное уравнение, предложенное С. В. Адельсон:

$$e_g = \frac{2}{1+2,15\alpha}$$
 (XX1,51)

Здесь р_{FH} — угловой коэффициент взаимного излучения поверхности экрана и кладки, характеризующий долю взаимно направленных пучков лучей. Величину р_{FH} можно определять в зависимости от соотношения эквивалентной плоской поверхности H_R и неэкранированной поверхности кладкп F:

при
$$\frac{H_{\rm B}}{F} < 0.5$$

$$\rho_{FH} = \frac{H_{\pi}}{F} = \frac{\Psi}{1 - \Psi} \qquad (X X I, 52)$$

 $np_{\rm H} \ \frac{H_{\rm H}}{F} > 0.5$

$$\rho_{FH} = \frac{H_{\pi}}{F + H_{\pi}} = \frac{H_{\pi}}{\Sigma F} = \psi \qquad (XX1,53)$$

где $\sum F$ — суммарная поверхность всей кладки (экранированной и неэкранированной).

Коэффициент ф характеризует степень экранирования кладки.

Принимая $\varphi(T) = 0.85$ и $\varepsilon_H = \varepsilon_F = 0.9$ и исходя из уравнения (XXI, 51), после преобразований получим удобную для расчета зависимость

$$\frac{H_s}{H_n} = \frac{2.12}{\psi(2.15\alpha + 1)} \cdot \frac{\frac{2.15\alpha - 1 + \frac{2.12\psi}{\rho_{FH}}}{2.15\alpha - 1 + \frac{2.12\psi}{\rho_{FH}}}}{2.15\alpha - 1 + \frac{2.12\psi}{\rho_{FH}}}$$
(XXI,54)

Как отмечалось, основные величины, определяемые при расчете прямой отдачи, а именно количество тенла, воспринимаемое радиантными трубами, Q_p , поверхность нагрева радиантных труб H_p , теплонапряженность поверхности нагрева q_p и температура газов, покидающих топку, T_n , являются взимно связанными и, следовательно, достаточно принять или выбрать одну из этих величин, чтобы тем самым определить значение других величин. Это обстоятельство приводит к тому, что прямая отдача может быть рассчитана различными способами.

Удобным вариантом расчета прямой отдачи является такой, при котором принимают температуру дымовых газов, покидающих топку, и определяют все 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 расчетов при различных значениях температуры дымовых газов, покидающих топку.

Важнейшим показателем работы трубчатых печей является теплонапряженность поверхности нагрева радиантных труб. Чем больше эта величина, тем эффективнее осуществляется теплопередача, а следовательно, тем меньше составляющие значительную часть общей стоимости печи 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. XXI-18), 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 к. п. д. печи и увеличится расход топлива. Следовательно, величину теплонапряженности поверхности нагрева радиантных труб надо выбирать с учетом отмеченных соображений. Поглощение тепла радиантными трубами происходит неравномерно, различные трубы и их участки работают с теплонапряженностью, значительно отличающейся (локальная теплонапряженность) от среднего значения для всей раднантной 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 $\phi_1 = 0,55$;

б) неравномерностью поглощения тепла по длине трубы, учитываемой коэффициентом φ₂ = 0,6-0,97;

в) различием в положении рядов труб радиантного змеевика по отношению к источникам излучения, оцениваемым коэффициентом φ₃ = 0,72-0,85.

В соответствии с отмеченным, максимальное значение локальной теплонапряженности q_{манс} по сравнению со средней величиной q_{ср} составит

$$q_{\text{MBRc}} = \frac{q_{\text{CP}}}{\phi_1 \phi_2 \phi_3} \tag{XXI,55}$$

По данным ВНИИнефтемаша для печей различной конструкции локальная теплонапряженность радиантных труб может превышать среднюю величину в 2,2—4,0 раза.

От величины теплонапряженности поверхности нагрева зависит также и температура стенки труб. Так, температура стенки внутренней поверхности трубы может быть вычислена из уравнения

$$t_{\rm cr} = t_{\rm HP} + \frac{q_{\rm P}}{\alpha_2} \tag{XXI,56}$$

где t_{np} — температура продукта в данной трубе; q_{cp} — теплонапряженность этой трубы, отнесенная к внутренней поверхности; α_2 — коэффициент теплоотдачи от внутренней стенки трубы к нагреваемому продукту.

Из приведенного уравнения следует, что температура стенки трубы увеличивается с увеличением 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

Среднедопустимые теплонапряженности gp, кВт/м²

1	Зиачения 4р для лечей различного исполнения							
Устацовка	BBI	BB 2	ЗP	зд	B	Гн, ГС	цс	пд
Атмосферной перера-	52	58	58	45	30	41	30	35
Вакуумной переработ- ки нефти (ВТ)	33	38	38	30	20	27	20	27
Вторичной переработ-	56	64	64	51	35	46	35	46
Замедленного коксова- ния	35	41	41	- 33	22	29	22	29

температура стенки трубы приводит к интенсивной ее коррозии и прогару.

Для разработанных типовых печей различной конструкции ВНИИнефтемаш рекомендует допускаемые средние теплонапряженности q_p 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:

$$T_{\rm n} = 100 \, \sqrt[4]{\frac{1}{\Psi} \left[\frac{H_{\rm p}}{C_{\rm s} H_{\rm s}} \, (q_{\rm p} - q_{\rm pR}) + \left(\frac{\theta}{100} \right)^4 \right]} \qquad (\rm XXI, 57)$$

где q_p и $q_{p. H}$ — теплонапряженность радиантных труб общая и приходящаяся на долю свободной конвекции, BT/M^2 ; H_p/H_s — отношение поверхности радиантных труб H_p к величине эквивалентной абсолютно черной поверхности H_s , зависящее от тина печи и способа сжигания топлива; θ — средняя температура наружной стенки радиантных труб, K; ψ — коэффициент, зависящий от распределения температур в топке, типа печи и вида топлива; C_s постоянная излучения абсолютно черного тела, равная 5,67 $BT/(M^2 \cdot K^4)$.

Значение коэффициента ф рекомендуется принимать в следующих пределах:

Для узкокамерных печей типа ГС, ВС. ЦС со сво- бодным факелом Для трубчатых печей типа ГН, ЗД, ЦД с настиль-	1,13—1,25
ным способом сжигания топлива	
при газообразном топливе	1,28-1,40
при жидком топливе Для печей типа ББ, ЗР с излучающими стенками	1,18-1,30 1,4-1,6

ТАБЛИЦА ХХІ.З

Значение *Hp/Hs для печей различных типов

Вид топлива	Б	3P	зд; гн	ЦД	EC	ЦС	BC
Газ	3,8-4,2	2,9-3,1	3,3-3,6	3,33,5	3,8-4,1	4,0	3,8-3,9
Мазут	-	-	3,0-3,3	3,0-3,2	3,3-3,6	3,5	3,33,4

* Нижний предел эначений Hp/Hs относится к типоразмерам печей с меньщей длиной.

Для различных типоразмеров трубчатых печей ВНИИнефтемаш отношение H_p/H_s для данного типа печи 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, к. п. д., расход топлива, температура дымовых газов, покидающих топку, теплонапряженность поверхности нагрева и др.), т. е. производится поверочный расчет трубчатой печи выбранной конструкции и размеров. Вопросы общего расчета печи рассмотрены в различных разделах данной главы. Здесь мы рассмотрим некоторые особенности поверочного расчета топочной камеры и радиантной новерхности.

В случае использования уравнения (XXI, 57) для расчета температуры T_и дымовых газов, покидающих топку, может быть рекомендована нижеследующая последовательность. 1. Задаться температурой T_п дымовых газов, покидающих

1. Задаться температурой T_n дымовых газов, покидающих топку, и последующим расчетом подтвердить правильность выбора этой величины. 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:

$$Q_{\rm p} = B \left(Q_{\rm p}^{\prime\prime} \eta_{\rm r} - H_{t_{\rm rr}} \right) \tag{XXI,58}$$

где *B* — расход топлива, кг/ч; *Q*ⁿ — теплотворная способность топлива, кДж/кг; *H*_{t_n} — энтальпня продуктов сгорания і кр топлива, кДж/кг; η_т — коэффициент полезного действия топки.

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

$$H_{\rm p} = Q_{\rm p}/q_{\rm p}$$

По каталогу для печи данного типа выбирается величина поверхности радиантных труб H_p , ближайшая к вычисленной выше; это значение поверхности нагрева используется для последующих расчетов. Соответственно уточняется и теплонапряженность поверхности нагрева

$$q_{\rm D} = Q_{\rm D}/H_{\rm D}$$

4. Вычислить энтальпию нагреваемого потока при выходе из конвекционных труб

$$h_{l_{s}} = h_{l_{1}} + \frac{Q_{c} - Q_{p}}{G_{c}}$$

где h_{t_1} — энтальпия продукта, поступающего для нагрева в трубчатую печь, кДж/кг; G_c — количество продукта, проходящего через печь, кг/ч.

По найденной величине энтальпии $h_{t_{\rm R}}$ определяется искомая температура $t_{\rm R}$ $(T_{\rm u})$.

5. Определить среднюю температуру наружной стенки радиантных труб

$$\theta_{\rm cr} = \frac{t_{\rm k} + t_{\rm s}}{2} + 273 + \frac{q_{\rm p}}{\alpha_2} + \frac{q_{\rm p}\delta}{\lambda} + \frac{q_{\rm p}\delta_{\rm 30.T}}{\lambda_{\rm 30.T}} \qquad (XXI,59)$$

где α_3 — коэффициент теплоотдачи от внутренней стенки к нагреваемому продукту; для печей, нагревающих жидкое и испаряющееся сырье, эта величина может быть принята равной 600— 900 Вт/(м² K); при нагреве газообразных продуктов или перегретых паров α_2 имеет меньшую величину, и ее следует определить; δ и λ — соответственно толщина стенки трубы и коэффициент теплопроводности; δ_{307} и λ_{307} — соответственно толщина зольных отложений на внешней поверхности трубы и коэффициент теплопроводности; для газообразного топлива величина δ_{307} может быть принята равной нулю, для жидкого топлива $\delta_{207}/\lambda_{307} \approx$ $\sim 0,002 \text{ м}^2 \cdot \text{K/BT}.$

6. Вычислить коэффициент теплоотдачи свободной конвекцией от дымовых газов к радиантным трубам

$$\alpha_{\rm K} = 2.1 \sqrt[4]{T_{\rm fl} - \theta} \qquad (XX1,60)$$

7. Вычислить теплонапряженность радиантных труб, обусловливаемую свободной конвекцией

$$q_{\mathrm{p},\mathrm{R}} = \alpha_{\mathrm{R}} \left(T_{\mathrm{n}} - \theta \right)$$

8. В соответствии с табл. (XXI.3) выбрать величину отношения H_p/H_s .

9. Для выбранного типа печи по рекомендации, указанной ранее, принять коэффициент Ф.

10. По уравнению (XXI, 57) вычислить температуру дымовых газов $T_{\rm u}$ и сопоставить ее с ранее принятым значением. При совпадении или незначительном отличии расчет считается окончательным, при этом также принимается во внимание полученное значение величины средней теплонапряженности поверхности нагрева. При необходимости делается пересчет и соответственно корректируются величины $T_{\rm n}$ и $q_{\rm p}$.

РАСЧЕТ КОНВЕКЦИОННОЙ ПОВЕРХНОСТИ

Поверхность конвекционных труб определяется по формуле

$$H_{\rm K} = \frac{Q_{\rm K}}{K \Delta I_{\rm cp}} \tag{XXI,61}$$

где $Q_{\rm H}$ — количество тепла, воспринимаемое конвекционными трубами; $\Delta t_{\rm op}$ — средняя разность температур (температурный напор) дымовых газов и нагреваемого сырья; K — коэффициент теплопередачи от дымовых газов к сырью.

Количество тепла $Q_{\rm R}$, переданное конвекционным трубам, может быть определено по разности между общим количеством тепла, сообщаемым в печи, $Q_{\rm c}$ и количеством тепла, поглощенным радиантными трубами, $Q_{\rm n}$, т. е.

$$Q_{\rm K} = Q_{\rm c} - Q_{\rm p}$$

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_{yx} , а также температура поступающего в печь сырья t_1 .

Величина среднего температурного напора для противотока определяется как среднелогарифмическое значение

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_0 - \Delta t_m}{2.3 \lg \frac{M_0}{\Delta t_m}}$$
(XXI,62)

где Δt_5 и $\Delta t_{\rm sx}$ — большая и меньшая разность температур между дымовыми газами и нагреваемым продуктом.

Наиболее трудоемкой частью расчета конвекционной поверхности является определение коэффициента теплопередачи К. Для чистой поверхности эта величина определяется по уравнению

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + \frac{\delta}{\lambda}}$$
 (XX1,63)

где α_1 — коэффициент теплоотдачи от газов к стенке трубы; α_2 — коэффициент теплоотдачи от стенки трубы к нагреваемому потоку; δ и λ — соответственно толщина стенки трубы и коэффициент теплопроводности материала труб.
По величине 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/(м²·K).

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.

$$K \approx \alpha_1$$
 (XXI,64)

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 $\alpha_{\rm K}$, излучения трехатомных газов $\alpha_{\rm p}$ и излучения от стенок кладки. Последняя величина при расчете учитывается введением множителя 1,1.

Таким образом, коэффициент теплоотдачи от дымовых газов вычисляется по уравнению

$$K = \alpha_1 = 1, 1 (\alpha_R + \alpha_p) \tag{XXI,65}$$

Коэффициент теплоотдачи излучением от трехатомных газов α_p зависит от концентрации и температуры этих газов, температуры стенки труб и толщины газового слоя.

Коэффициенты теплоотдачи излучением для CO₂, SO₃ и H₂O могут быть вычислены по методике, изложенной в курсе теплопередачи.

Приближенно коэффициент теплоотдачи может быть рассчитан по эмпирическому уравнению Нельсона:

$$\alpha_{\rm p} = 0.0256t_{\rm CP} - 2.33$$
 (XX1.66)

где α_n — коэффициент теплоотдачи, Вт/(м²·K).

Средняя температура дымовых газов t_{ср} вычисляется, как среднелогарифмическая

$$t_{\rm cP} = \frac{t_{\rm fI} - t_{\rm YX}}{2.3 \, \lg \frac{t_{\rm fI}}{t_{\rm YX}}}$$
(XXI,67)

Коэффициент теплоотдачи конвекцией α_k зависит от следующих основных величин: скорости движения дымовых газов *u*, средней темлературы наружной поверхности труб *t*, наружного диаметра труб *d*, числа рядов труб в направлении движения дымовых газов *p* и шага размещения труб 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 α_{μ} .



Рис. XXI-20. График для определения коэффициента *E* в уравнении (XXI, 68). Рис. XXI-21. Схема расположения труб в камере конвекции.

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/(м²·K), при шахматном расположении труб рекомендуется следующее уравнение

$$\alpha_{\rm X} = 0.35 Eu 0.6/d0.4$$
 (XX1,68)

где E — коэффициент, зависящий от физических свойств топочных газов и определяемый из графика, приведенного на рис. ХХІ-20; u — массовая скорость движения газов, кг/(м²·с); d — днаметр 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

$$u = \frac{BG}{3600f}$$
(X X 1,69)

где *В* — расход топлива, кг/ч; *G* — масса продуктов сгорания 1 кг топлива.

Для иллюстрации на рис. XXI-21 показан воэможный вариант расположения труб в камере конвекции. В соответствии с обозначениями, представленными на этом рисунке, свободное сечение для прохода дымовых газов определяется уравнением

$$f = [(n-1)S_1 + 2a - nd] l_{\Pi \cap \Pi}$$
 (XXI,70)

где n — число труб в одном горизонтальном ряду; s_1 — расстояние между осями труб; $a \Rightarrow s_1/2$; $l_{\text{пол}}$ — 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 к. п. д. печи и большому расходу топлива.

В таких печах необходимо использовать тепло отходящих дымовых газов. Это достигается либо применением воздухоподогревателя, нагревающего воздух, поступающий в печь для горения топлива, либо установкой котлов-утилизаторов, позволяющих получить водяной пар, необходимый для технологических нужд завода.

Принципиальная схема трубчатой печи с подогревом воздуха показана на рис. XXI-22. 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, 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

Рис. XXI-22. Схема трубчатой печи с подогревом воздуха.

зависит от концентрации водяных паров и обычно составляет 50—55 °С.

Одним из наиболее надежных способов защиты 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, указанных на рис. XXI-22, тепловой баланс (в расчете на 1 кг топлива) может быть представлен следующим образом:

$$(H_{t_{\rm III}} - H_{t_{\rm III}}) \eta_{\rm B} = \alpha L_0 C_{\rm B} (t_{\rm B} - t_{\rm H}) \qquad (X X I, 71)$$

где $\eta_{\rm B}$ — коэффициент полезного использования тепла в воздухоподогревателе; при достаточно хорошей изоляции воздухоподогревателя $\eta_{\rm B} = 0.9 - 0.96$.

Указанное уравнение составлено так же, исходя из предпосылки, что весь воздух, требуемый для горения, проходит через воздухоподогреватели.

Если через подогреватель проходит только часть воздуха, в уравнении (XXI, 71) фигурирует лишь то количество воздуха, которое в действительности проходит через аппарат.

Температуру дымовых газов на выходе из камеры конвекции $t_{\rm in}$ выбирают, руководствуясь теми соображениями, которые были изложены ранее, а именно: температура дымовых газов, покидающих камеру конвекции, $t_{\rm in}$ должна быть выше начальной температуры сырья t_1 и обеспечивать желаемый температурный напор. Рекомендовалось принимать величину $t_{\rm in} - t_1$ в пределах 100—150 °C.

Выбрав температуру t_{ui} , переходят к выбору температуры дымовых газов, поступающих в дымовую трубу t_{xx} .

Таким образом, в уравнении теплового баланса (XXI, 71) остается неизвестной величина t_p — конечная температура подогрева воздуха, которая и определяется из этого уравнения.

Далее определяется коэффициент полезного действия печи при помощи уравнения

$$\eta = 1 - \frac{H_{yx}}{Q_{p}^{u}} - \frac{H_{nor}}{Q_{p}^{u}} - \frac{(1 - \eta_{B})(H_{t_{u}} - H_{t_{yx}})}{Q_{p}^{u}}$$

где последний член выражает относительные потери тепла в воздухоподогревателе.

Последующий расчет печи осуществляется обычным способом. Отметим, что в связи с подогревом воздуха приведенная темпера-





Рис. XXI-23. Схема потоков дымовые газы-воздух (к определению температурного напора).

тура исходной системы То превышает аналогичную величину для $\Delta t_{\mu} = t_{ux} - t_{\mu}$ печей, не имеющих подогрева воздуха.

При составлении теплового баланса камеры радиации необходимо также учитывать количество тепла, вносимого воздухом. В этом случае уравнение (XXI, 58) будет иметь вид:

$$Q_{\mathbf{p}} = B \left(Q_{\mathbf{p}}^{\mathbf{H}} \eta_{\mathbf{r}} + \alpha L_0 C_{\mathbf{B}} t_{\mathbf{B}} - H_{i_{\mathbf{n}}} \right)$$

Поверхность воздухоподогревателя определяется по уравнению

$$F_{\rm B} = \frac{Q_{\rm B}}{K_{\rm B}\Delta t_{\rm CP}} \tag{XX1,72}$$

где Q_в — количество тепла, воспринимаемое воздухом

 $Q_{\rm B} = B\alpha L_0 C_{\rm B} \left(t_{\rm B} - t_{\rm H} \right)$

Δt_{cp} — температурный напор в воздухоподогревателе, определяемый из уравнения

$$\Delta t_{\rm cP} = \frac{\Delta t_0 + \Delta t_{\rm M}}{2} \qquad (XXI,73)$$

где Δt₀ и Δt_м — большая и меньшая разности температур. На схеме, приведенной на рис. XXI-23, показан случай, когда большая разность температур наблюдается со стороны входа потока дымовых газов в воздухоподогреватель.

В данном случае без особой погрешности можно принимать среднеарифметическую величину $\Delta t_{\rm cp}$, так как $\Delta t_{\rm b}$: $\Delta \hat{t}_{\rm m} < 2$.

Пренебрегая малым сопротивлением потоку тепла через стенки воздухоподогревателя, определяем коэффициент теплопередачи по уравнению

$$K_{\rm B} = \frac{\alpha_1 \alpha_2}{\alpha_1 + \alpha_2} \tag{XXI,74}$$

где а1 и а2 - соответственно коэффициенты теплоотдачи от дымовых газов к стенке воздухоподогревателя и от стенки к нагреваемому воздуху; величины а1 и а2 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

$$Q_{\mathrm{R.y}} = B \left(H_{qt_{\mathrm{m}}} - H_{t_{\mathrm{yx}}} \right) \eta_{\mathrm{Ky}}$$

где $Q_{\kappa, y}$ — тепло, передаваемое дымовыми газами в котле-утилизаторе; $\eta_{\kappa, y}$ — коэффициент использования тепла в котле-утилизаторе.

Количество водяного пара, которое может быть получено в котле-утилизаторе, определяется из выражения

$$G_{\mathrm{B},\mathrm{R}} = \frac{Q_{\mathrm{R}} \cdot \mathrm{y}}{H_{\mathrm{B},\mathrm{R}} - h_{\mathrm{B}}}$$

где $h_{\rm B}$ и $H_{\rm B, u}$ — соответственно энтальпия питательной воды, подводимой к котлу-утилизатору, и перегретого водяного пара, полученного в котле-утилизаторе.

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 увеличиваются затраты энергии на привод загрузочного насоса, так как потеря напора, а следовательно, и расход энергии возрастают примерно пропорционально квадрату (точнее, степени 1,7—1,8) скорости движения.

С точки зрения гидравлического режима трубчатые печи, применяемые в нефтеперерабатывающей и нефтехнимической промышленности, могут быть подразделены на три оновные 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. Ко в торой 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, вследствие понижения плотности сырья при нагреве. В этих печах скорость потока по всей длине змеевика изменяется на 10—20 %. Для печей, нагревающих газы или пары, скорость по длине змеевика изменяется в большей степени: увеличение скорости в данном случае обусловливается снижением давления и повышением температуры потока.

Небольшое изменение скорости по длине змеевика позволяет при расчете потери напора печей с однофазным режимом применять среднее значение скорости и пользоваться уравнением Дарси— Вейсбаха.

В печах с двухфазным режимом при частично или полностью испаряющемся сырье скорость 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 при расчете потери напора невозможно пользоваться средним значением скорости. Представление о гидравлическом режиме печей такого типа можно получить из графика, приведенного на рис. XXI-24. По оси абсцисс отложена длина змеевика, по оси ординат соответствующее 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 растет также прогрессивно 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. пунктир на рисунке), когда температура сырья на выходе из печи несколько ниже температуры в предшествующих трубах печи.

Такое явление наблюдается при большой величине потери напора и интенсивном испарении в трубах печи, последних по ходу сырья, так как в этом случае количество тепла, подводимое через поверхность труб, меньше скрытой теплоты, необходимой для испарения. Поэтому испарение частично происходит за счет тепла



Рис. XX1-24. График изменения давления, температуры и доли отгона по длине змеевика трубчатой печи.

Рис. XXI-25. Схема, поясняющая обозначения к гидравлическому расчету печи.

потока сырья, температура которого при этом снижается. Подобное явление может быть причиной разложения сырья и усиленного коксообразования вследствие повышенной температуры в этом сечении змеевика, в то время как контролируемая температура на выходе из печи является допустимой.

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 Бакланова хорошо подтверждается данными практики: расхождение между расчетной величиной потери напора и фактической лежит в пределах от 1 до 12 % и в среднем составляет 7 %. При таком режиме падение давления в змеевике трубчатой печи рассчитывают для участка нагрева и участка испарения в отдельности.

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 Бакланова для определения давления на участке испарения имеет вид:

$$p_{\rm H} = \sqrt{\rho_{\rm K}^2 + A l_{\rm H} \rho_{\rm K} \left(1 + \frac{K}{l_{\rm H}}\right) + B l_{\rm H}^2 \left(1 + \frac{2K}{l_{\rm H}}\right)} \qquad (XX1,75)$$

где $p_{\rm H}$ и $p_{\rm R}$ — начальное и конечное абсолютные давления на рассматриваемом участке, Па (рис. XXI-25); $l_{\rm H}$ — длина рассчитываемого участка испарения, м; A, B и K — коэффициенты, равные

$$A = \frac{0.815\lambda G^{a}}{\rho_{sc} d^{b}}$$
(XXI,76)

$$B = \frac{9.81A (e_{\rm fr} - e_{\rm ff}) \rho_{\rm fr}}{i_{\rm ff} \rho_{\rm ff}}$$
(XXI,77)

$$K = \frac{e_{\rm H} l_{\rm g}}{e_{\rm R} - e_{\rm H}} \tag{XX1,78}$$

В последних трех уравнениях приняты следующие обозначения: G — массовый расход сырья для одного потока, кг/с; d внутренний диаметр трубы, м; $\rho_{\rm ж}$ — плотность жидкости при средней (в пределах рассчитываемого участка) температуре, кг/м³; λ — коэффициент гидравлических сопротивлений (для атмосферных печей рекомендуется значение $\lambda = 0,020 - 0,024$, для вакуумных $\lambda = 0,018 - 0,020$); $e_{\rm H}$, $e_{\rm K}$ — начальный и конечный массовый отгон (на рассчитываемом участке) в долях единицы; $\rho_{\rm m}$ — средняя плотность паров при давлении 9,81 Па. В общем случае эта величина может быть вычислена из уравнения

$$\frac{pM}{\rho_{\pi}} = 848T \qquad (XXI,79)$$

Для фракций, находящихся в паровой фазе и имеющих средние температуры кипения в начале рассчитываемого участка T_0 и при выходе из печи $T_{\rm R}$, молекулярные массы соответственно равные M_0 и $M_{\rm R}$, среднюю плотность при давлении 9,81 Па можно найти из выражения

$$\frac{1}{\rho_{\rm II}} = 424 \left(\frac{T_0}{M_0} + \frac{T_{\rm R}}{M_{\rm R}} \right) \tag{XXI,80}$$

Если в начале и в конце рассчитываемого участка паровая фаза состоит из одних и тех же компонентов, т. е. когда $T_0 =$ $= T_{\rm H} = T$ и $M_0 = M_{\rm R} = M$, как это, например, наблюдается в печах для отгона растворителя на установках по очистке масел, то

$$1/\rho_{\rm ff} = 848T/M$$
 (XXI.81)

Чтобы упростить расчет, Я. Г. Соркин рекомендует для печей, нагревающих нефть и полумазут, принимать $(1/\rho_n) = 3500$ н для печей, нагревающих мазут, $(1/\rho_n) = 2000$.

Путем несложных преобразований уравнений (XXI, 76)— (XXI, 78) основное уравнение (XXI, 75) можно представить в более удобном для расчета виде:

$$p_{\rm H} = \sqrt{p_{\rm K}^2 + A l_{\rm H}} \left[\frac{e_{\rm K}}{e_{\rm K} - e_{\rm H}} p_{\rm K} + 9.81 \left(e_{\rm K} + e_{\rm H} \right) \frac{\rho_{\rm H}}{\rho_{\rm H}} \right] \quad (X X I.82)$$

В приведенном уравнении первое слагаемое, стоящее в квадратных скобках, значительно меньше второго, поэтому с некоторым приближением его можно записать следующим образом:

$$p_{\rm H} = \sqrt{p_{\rm K}^2 + 9.81 A l_{\rm H} \left(e_{\rm K} + e_{\rm H} \right) \frac{\rho_{\rm H}}{\rho_{\rm H}}} \qquad (X \, X \, I \, , 83)$$

Расчетное уравнение (XXI,82) значительно упрощается, если начало испарения приходится на начало рассчитываемого участка, так как в этом случае $e_{\rm H} = 0$. Для этого случая имеем

$$p_{\rm H} = \sqrt{p_{\rm R}^2 + A l_{\rm H} \left(p_{\rm H} + 9.81 e_{\rm H} \frac{\rho_{\rm H}}{\rho_{\rm H}} \right)}$$
 (XX1.84)

или в приближенном виде

$$p_{\rm H} = \sqrt{p_{\rm K}^2 + 9,81 A l_{\rm H} e_{\rm K} \frac{\rho_{\rm H}}{\rho_{\rm R}}}$$
(XX1,85)

Допустим, что испарение сырья начинается в точке H (см. puc. XXI-25), давление в начале участка испарения равно $p_{\rm H}$, при этом температура сырья $t_{\rm H}$, а длина участка испарения $l_{\rm H}$.

Расчетная длина участка испарения l_и определяется по уравнению

$$l_{\rm II} = \frac{H_{l_2}^{\rm cm} - h_{t_{\rm II}}}{H_{l_2}^{\rm cm} - h_{t_{\rm K}}} l_{\rm P}$$
(XXI,86)

где H_t^{CM} — энтальпия сырья смеси паровой е и жидкой (1 — е) фаз при температуре выхода из печи, равная

 $H_{t_s}^{c_M} = cH_{t_s} + (1 - e) h_{t_s}$

 $h_{t_{\rm H}}$ и $h_{t_{\rm K}}$ — соответственно энтальпия сырья в начале участка испарения при температуре $t_{\rm H}$ и при температуре $t_{\rm K}$ входа сырья в радиантные трубы; $l_{\rm p}$ — расчетная длина радиантных труб, равная сумме фактической длины труб и приведенной длины печных двойников. Эта величина может быть определена из уравнения

$$l_{\rm p} = n_{\rm p} l_{\rm m} \pm (n_{\rm p} - 1) l_{\rm p}$$
 (XX1,87)

где $n_{\rm fr}$ — число радиантных труб, приходящихся на один поток сырья; $l_{\rm fr}$ — полная длина одной трубы; $l_{\rm s}$ — эквивалентная длина печного двойника (для двойников с резким поворотом она принимается равной 50—100*d*, для двойников с плавным поворотом потока $l_{\rm s} \approx 30d$).

Расчетная длина участка испарения может быть определена по уравнению (XXI, 86), если известна температура в начале участка

16 Скобло А. И. п др.



Рис. XXI-26. Кривые для определения температуры начала $(t_{\rm H})$ и полного $(t_{\rm HM})$ однократного испарения.

Рис. XX1-27. Схема, поясняющая обозначения к гидравлическому расчету трубчатой печи.

испарения $t_{\rm n}$, которую для данного сырья можно найти, если известно давление в начале участка испарения $p_{\rm n}$, в свою очередь определяемое по уравнению Бакланова в зависимости от длины участка испарения $l_{\rm n}$.

Потерю напора рассчитывают методом последовательного приближения. Рекомендуется следующая схема.

1. Задаться давлением в начале участка испарения.

2. Определить температуру начала однократного испарения сырья $l_{\rm H}$, соответствующую этому давлению.

3. Вычислить энтальнию сырья h_l при температуре t_n , определить длину участка испарения l_n и по формуле Бакланова вычислить давление в начале участка испарения p_n .

Если принятое ранее значение давления $p_{\rm ff}$ совпадает с вычисленной по соответствующему уравнению (XXI, 75) или (XXI, 82) величиной $p_{\rm ff}$, то расчет сделан верно. В противном случае надо произвести пересчет, задавшись новым значением $p_{\rm ff}$.

Обычно до получения удовлетворительной сходимости приходится делать 3—4 пересчета.

Для определения температуры начала однократного испарения при принятой величине р_и рекомендуется построить кривую зависимости температур начала однократного испарения данного сырья от давления (рис. XXI-26). Приведенная кривая характеризует давление насыщенных паров данного сырья и может быть построена для многокомпонентной смеси по уравнению

$$p_{\rm H} = \sum P_t x_{F_t} \tag{XXI,88}$$

где P_i — давление насыщенных паров компонентов, входящих в состав сырья; x_{F_i} — 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 р_п.

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

$$p_{\rm g} = P x_F \qquad \cdot \qquad (X \times I, 89)$$

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:

$$\Delta p_{\rm st} = \lambda \frac{I_{\rm st} u^2}{2d\rho_{\rm st}} \tag{XXI,90}$$

где $\Delta \rho_{\rm H}$ — потеря напора на участке нагрева, Па; $l_{\rm H}$ — расчетная длина участка нагрева, включающая эквивалентную длину печных двойников; d — внутренний диаметр трубы; u — массовая скорость движения жидкости, кг/(м³·c); $\rho_{\rm H}$ — плотность жидкости при средней в пределах рассчитываемого участка температуре, кг/м³.

Величина коэффициента гидравлических сопротивлений для участка нагрева лежит в пределах λ = 0,030-0,035.

Давление при входе в печь равно

$$p_0 = p_{\rm H} + \Delta p_{\rm H} + \Delta p_{\rm CT}$$

где Δp_{er} — статическое давление столба жидкости в печи:

$$\Delta p_{\rm cr} = 9,81 h \rho_{\rm HS}$$

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 нечи 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_n (рис. XXI-27).

На участке испарения в змеевике присутствуют жидкость и пар, температура меняется от $t_{\rm H}$ до $t_{\rm H,H}$; на участке перегрева в трубах нагревается только паровая фаза, и ее температура меняется от $t_{\rm H,H}$ 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 изменением температуры и давления по длине змеевика, рассчитывают также по уравнению Дарси—Вейсбаха:

$$\Delta p_{\rm n} = \frac{\lambda l_{\rm n} u^2}{2d\rho_{\rm n}} \tag{XXI.91}$$

где λ — коэффициент гидравлического сопротивления; l_n — расчетная длина участка перегрева; u — скорость движения паров на

участке перегрева, кг/($M^2 \cdot c$); ρ_{μ} — средняя плотность паров на участке перегрева, кг/ M^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

$$l_{\rm III} = \frac{H_{t_{\rm II}} - H_{III, \rm III}}{H_{t_{\rm III}} - h_{t_{\rm III}}} l_{\rm III}$$
(XXI,92)

где H_{t_2} , $H_{\Pi,H}$ и h_{t_R} — соответственно энтальпия при температурах t_2 , $t_{\Pi,H}$ и t_{κ} ; l_p — расчетная длина одного потока радиантных труб.

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 $p_{\rm H}$ насыщенных паров данного сырья.

По закону Рауля — Дальтона давление, соответствующее температуре полного однократного испарения многокомпонентной смеси, определяется по уравнению



(XX1,93)

где x'_{F_i} и P_i — соответственно молекулярные концентрации компонентов в исходном сырье и давления их насыщенных паров при данной температуре.

Обычно принято, задавшись тремя произвольно выбранными температурами, в пределах которых ожидается получить значение t_{Π} , и, строить график зависимости давления p_{Π} от температуры при помощи приведенного выше уравнения для данного сырья. Затем, задавшись давлением в начале участка перегрева p_{Π} , по графику, приведенному на рис. XXI-26, определяют температуру t_{Π} . и и вычисляют плотность потока ρ_{Π} в этом сечении и при этих параметрах. Определив далее энтальпию насыщенных паров $H_{i\Pi, II}$ при температуре $t_{\Pi, II}$, вычисляют по уравнению (XXI,92) длину участка перегрева l_{Π} . Найдя плотность сырья ρ_{Π} на выходе из печи при температуре t_{2} и давлении p_{K} , определяют среднюю плотность паров $\rho_{\Pi} = (\rho_{\Pi} + \rho_{\Pi})/2$ и по уравнению (XXI,91) потерю напора на участке перегрева $\Delta \rho_{II}$ и расчетное давление в начале участка перегрева

$$p_{\mathbf{n}} = p_{\mathbf{k}} + \Delta p_{\mathbf{n}}$$

Совпадение полученного расчетного значения p_n с ранее принятой величиной свидетельствует о правильности расчета; в противном случае необходим пересчет при вновь принятом значения величины p_n .



Рис. XX I-28. Схема, поясняющая обозначения к расчету потери напора в трансферном трубопроводе.

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 $t_{\Pi, H}$ и p_{Π} , а доля отгона $e_{H} = 1$. Потерю напора на участке нагрева рассчитывают аналогично ранее рассмотренному случаю. Если в результате проведенного гидравлического расчета величина 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 применяются 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 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 позволяет резко сократить потерю напора в ней за счет одновременного уменьшения скорости потока и длины пути нагреваемого сырья; 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-28).

Особенно существенную роль это положение играет на установках, где ректификационная колонна работает под вакуумом, так как умеренный перепад давления на этом участке позволяет

иметь меньшее давление $p_{\rm H}$ на выходе из печи, более высокую долю отгона $e_{\rm H}$ 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.

Так как в этом трубопроводе в связи с понижением давления от $p_{\rm H}$ до $p_{\rm R}$ происходит дополнительное испарение сырья (доля отгона возрастает от $e_{\rm H}$ на выходе из печи до $e_{\rm R}$ при входе в колонну), то для расчета потери напора также может быть использовано уравнение (X X I, 75) или (X X I, 82), в котором величина $l_{\rm H}$ есть известная расчетная длина трансферного трубопровода, включающая, как его геометрическую длину, так и эквивалентную длину местных гидравлических сопротивлений (задвижки, повороты н т. д.).

Пренебрегая потерями тепла трансферным трубопроводом в окружающую среду, имеем одинаковую энтальпию потока на выходе из печи $H_{t_e}^{cM}$ при температуре t_e и на входе в колонну $H_{t_F}^{cM}$ при температуре t_F ($t_e > t_F$), т. е. справедливо нижеследующее уравнение:

$$e_{\rm H}H_{t_2} + (1 - e_{\rm H}) h_{t_2} = e_{\rm K}H_{t_F} + (1 - e_{\rm K}) h_{t_F} \qquad (XX1,94)$$

Таким образом, потеря напора в трансферном трубопроводе и взаимосвязанные параметры (t_2 , e_{π} , t_i , e_k) требуют совместного решения уравнений Бакланова, теплового баланса (XXI, 94) и доли отгона. Расчет доли отгона осуществляется по уравнению однократного испарения, приведенному ранее.

При повышенном перепаде давления в трансферном трубопроводе в соответствии с уравнением Бакланова рассматривается возможность сокращения его длины l_n или увеличения диаметра d[коэффициент A в уравнении (XXI, 76)].

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. Рнс. XXI-29. Схема трубчатой печи с естественной тягой,

В трубчатых лечах 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-29).

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 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, что привело бы к увеличению потерь тепла и снижению коэффициента полезного действия печи.

Значительное разрежение в топке приводит к нежелательному подсосу избыточного воздуха, к 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-29). 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:

$$\Delta p_{\rm obm} = \sum \Delta p_i \qquad (XX1,95)$$

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

$$\Delta p_{cT} = h_{\rm K} \left(\rho_{\rm B} - \rho_{\rm F} \right) g \qquad (XX1,96)$$

где $h_{\rm R}$ — высота камеры конвекции; $\rho_{\rm B}$ и $\rho_{\rm r}$ — соответственно плотность воздуха и дымовых газов; g — ускорение силы притяжения.

Сопротивление трения в газоходе определяется по обычному уравнению гидравлики и зависит от скорости движения дымовых газов (4—6 м/с), длины газохода и степени его шероховатости.

Местные гидравлические сопротивления определяются по следующему уравнению:

$$\Delta \rho_{\mathrm{M. c}} = \sum \xi_{i} \frac{w_{i}^{2}}{2} \rho_{i} \qquad (XXI,97)$$

где ξ_i — коэффициенты местных сопротивлений, выбираемые по справочным данным; ω_i — линейная скорость газового потока; ρ_i — плотность газового потока в соответствующем сечении канала.

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. $\Delta p_{\rm T} = 1,2\Delta p_{\rm ofm}$. Избыточное разрежение, создаваемое трубой, расходуется на преодоление сопротивления регулирующего шибера (заслонки). Высота дымовой трубы определяется из следующего выражения:

$$h = \frac{\Delta p_{\rm T}}{\left(\rho_{\rm B} - \rho_{\rm F}\right)g} \tag{XXI,98}$$

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.

Теплообменные аппараты

В большинстве процессов нефтеперерабатывающей промышленности используется нагрев исходного сырья, а также применяемых при его переработке растворителей, реагентов, катализаторов и др. Полученные в результате того или иного технологического процесса целевые продукты или полуфабрикаты обычно требуется охлаждать до температуры, при которой возможны их хранение и транспорт.

На современном нефтеперерабатывающем заводе, где осуществляется глубокая переработка нефти, на изготовление аппаратов, предназначенных для нагрева и охлаждения, затрачивается до 30 % общего расхода металла на все технологические установки. Высокая эффективность работы подобных аппаратов позволяет сократить расход топлива и электроэнергии, затрачиваемой на тот или иной технологический процесс, и оказывает существенное влияние на его технико-экономические показатели. Поэтому изучению устройства и работы этих аппаратов, а также освоению методов их расчета необходимо уделять особое внимание.

КЛАССИФИКАЦИЯ ТЕПЛООБМЕННЫХ АППАРАТОВ

В аппаратах, где идет нагрев или охлаждение, происходит теплообмен между двумя потоками, при этом один из них нагревается, другой охлаждается. Поэтому их называют *теплообменными аппаратами* вне зависимости от того, что является целевым назначением аппарата: нагрев или охлаждение, какие потоки обмениваются теплом, происходит ли при этом только нагрев и охлаждение или же теплообмен сопровождается испарением или конденсацией.

Применительно к нефтеперерабатывающей промышленности, теплообменные аппараты классифицируются по таким основным признакам, как 1) способ передачи тепла и 2) назначение.

1. В зависимости от способа передачи тепла аппараты делятся на следующие группы.

Поверхностные теплообменные анпараты, в которых передача тепла между теплообменивающимися средами осуществляется через поверхность, разделяющую эти среды.

Аппараты смешения, в которых передача тепла между теплообменивающимися средами происходит путем их соприкосновения. Для изготовления теплообменных аппаратов смешения требуется, как правило, меньше металла; кроме того, во многих случаях они обеспечивают более эффективный теплообмен. Однако, несмотря на эти преимущества, аппараты смешения часто нельзя использовать вследствие недопустимости прямого соприкосновения теплообменивающихся потоков.

2. В зависимости от назначения аппараты делятся на следующие группы.

Теплообменники, в которых один поток нагревается за счет использования тепла другого, получаемого в процессе и подлежащего охлаждению. В таких теплообменниках нагрев одного и охлаждение другого потока позволяет сократить расход 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. Сюда относятся также котлы-утилизаторы, где получают водяной пар за счет использования тепла нефтепродуктов, дымовых газов или катализатора на установках каталитического крекинга. К этой группе относятся и регенераторы холода.

Нагреватели, испарители, кипятильники, в которых нагрев или нагрев и частичное испарение осуществляется за счет использования высокотемпературных потоков нефтепродуктов и специальных теплоносителей (водяной пар, пары даутерма 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 жидкого потока или конденсации и охлаждения 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 нефтеперерабатывающей установки, предназначенные для охлаждения и конденсации получаемых продуктов.



Рис. XXII-1. Схема теплообменного аппарата с неподвижными трубными решетками:

1 — кожух; 2 — трубки; 3 — трубная решетка; 4 — крышки; 5 — штуцеры.

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, сопровождающегося выделением кристаллов вещества. В зависимости от температурного режима кристаллизации в этих аппаратах в качестве охлаждающего агента используются вода и специальные хладоагенты в виде охлажденных рассолов, испаряющихся аммиака, пропана и др.

В нефтепереработке кристаллизаторы используются при депарафинизации масел, обезмасливании парафинов и др.

Поверхностные теплообменные аппараты классифицируются в зависимости от их конструкции. К их числу относятся следующие.

Кожухотрубчатые аппараты с неподвижными трубными решетками (рис. XXII-1). Такие аппараты имеют цилиндрический кожух 1, в котором расположен трубный пучок 2; трубные решетки 3 с развальцованными трубками крепятся к корпусу аппарата. С обоих концов теплообменный аппарат закрыт крышками 4.

Аппарат оборудован штуцерами 5 для теплообменивающихся сред; одна среда идет по трубкам, другая проходит через межтрубное пространство.

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 3, нарушает плотность вальцовки труб в решетке и ведет к 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.



Рис. XXII-2. Схема теплообменного аппарата с температурным компенсатором. Рис. XXII-3. Схема теплообменного аппарата с плавающей головкой.

Теплообменные аппараты с температурным компенсатором (рис. XXII-2) имеют неподвижные трубные решетки и снабжены устройствами в виде линз для компенсации различия в удлинении кожуха и труб, возникающего вследствие различия их температур.

Теплообменные аппараты с плавающей головкой (с подвижной трубной решеткой) являются наиболее распространенным типом (рис. XXII-3) поверхностных аппаратов. 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.

В теплообменных аппаратах подобного типа трубные пучки сравнительно легко могут быть удалены из корпуса, что облегчает их ремонт, чистку или замену.

Теплообменники с U-образными трубками (рис. XXII-4) имеют одну трубную решетку, в которую ввальцованы оба конца U-образных трубок, что обеспечивает свободное удлинение трубок при изменении их температуры. Недостатком таких аппаратов является трудность чистки внутренней поверхности труб, вследствие которой они используются преимущественно для чистых продуктов.

Теплообменные аппараты с двойными трубками (рис. XXII-5). 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

Рис. XXII-4. Схема теплообменного аппарата с U-образными трубками.





Рис. XXII-5. Схема теплообменного апларата с двойными трубками:

1 — корпус; 2 — трубки; 3 — трубные решетки; 4 — штуцеры.

Рис. ХХ II-6. Схема многоходового теплообменного авпарата.



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.

В зависимости от типа и числа перегородок описанные выше кожухотрубчатые теплообменные аппараты делятся на одноходовые (рис. XXII-1), двухходовые (рис. XXII-3), многоходовые как в трубном, так и в межтрубном пространстве (рис. XXII-6); аппараты с продольными и поперечными перегородками в межтрубном пространстве, аппараты с перегородками сегментными, секторными, кольцевыми и др.

В зависимости от расположения теплообменных труб различают теплообменные аппараты горизонтального и вертикального типа.

Эффективность кожухотрубчатых теплообменных аппаратов повышается с увеличением скорости движения теплообменивающихся потоков и степени их турбулентности. Для повышения скорости потоков теплообменивающихся сред, лучшей обтекаемости поверхности теплообмена и создания большей турбулентности потоков в кожухотрубчатых теплообменных аппаратах применяют специальные перегородки. Увеличение скорости движения жидкости в трубках при неизменной производительности достигается размещением перегородок в крышках распределительной камеры теплообменного аппарата, в связи с чем изменяется число ходов потока жидкости, проходящей через трубки (см. рис. XXII-6).

Таким путем могут быть созданы аппараты с любым числом ходов. При помощи продольных перегородок можно изменять число ходов теплоносителя в межтрубном пространстве, тем не менее такие перегородки не получили широкого распространения, так как трудно обеспечить герметичность между перегородками и корпусом.



Рис. XXII-7. Схемы поперечных перегородок трубного пучка: *а* — сегмевтные: б — секторные с продольной перегородкой: *в. е* — варианты кольцевых перегородск.

Поперечные перегородки разных типов показаны на рис. XXII-7. Наибольшее распространение получили сегментные перегородки. Важно, чтобы зазор между внутренней поверхностью кожуха и перегородкой был минимальным, что позволяет сократить утечку жидкости, проходящей через межтрубное пространство и не участвующей в теплообмене. Вместе с тем этот зазор должен быть достаточным для удобства 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» могут иметь жесткую конструкцию (рис. XXII-8) или быть разборными (рис. XXII-9). В таких аппаратах теплообмен происходит между



Рис. XXII-8. Схема теплообменного апларата типа «труба в трубе» жесткого типа.

Рис. XXII-9. Схема разборного теплообменного аппарата типа «труба в трубе».



Рис. XXII-10. Схемы оребренных труб: а-ребра закреплены в канавках: 6 — корытообразные ребра; в — оребрение накаткой

средами, двигающимися по трубкам и кольцевому пространству, которое образуется между трубами большого и малого диаметров. В аппарате этого типа легче, чем в кожухотрубчатых теплообменных аппаратах обеспечиваются более высокие скорости движения, что позволяет иметь более высокие коэффициенты теплопередачи и значения теплонапряженности поверхности нагрева. Кроме того, в аппаратах типа «труба в трубе» легче обеспечить противоток между теплообменивающимися средами.

Поверхность теплообменных аппаратов рассматриваемого типа, работающих с более высокими скоростями движения теплообменивающихся сред, в меньшей степени подвержена загрязнению продуктами коррозии и механическими смесями, содержащимися в теплообменивающихся средах. Во многих случаях аппараты типа «труба в трубе» работают с более высокими тепловыми показателями, чем кожухотрубчатые.

В теплообменных аппаратах типа «труба в трубе» конструктивно значительно легче обеспечивается оребрение поверхности теплообмена, что позволяет в 4—5 раз увеличить поверхность теплообмена со стороны одной из теплообменивающихся сред. Такое мероприятие оказывается полезным в том случае, 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 стороны такой теплообменивающейся среды позволяет значительно увеличить количество переданного тепла.

На рис. XXII-10 приведены варианты оребрения трубы.

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 незагрязненРис. XXII-11. Схема продольного разреза труб кристаллизатора:

1 — наружная труба; 2 — внутренняя труба; 3 — вал. Потоки: І — охлаждающая среда; ІІ — раствор масла.



ных жидкостей (частая очистка кольцевого пространства не требуется).

В теплообменных аппаратах типа «труба в трубе» разборной конструкции сравнительно легко очищается внутренняя и наружная поверхности труб; эти аппараты обладают высоким коэффициентом теплопередачи и являются надежными в эксплуатации.

К теплообменным аппаратам типа «труба в трубе» относится также кристаллизатор типа, наиболее распространенного на установках депарафинизации масел.

В отличие от обычных холодильников кристаллизаторы предназначены для получения и роста кристаллов, поэтому в аппаратах должен обеспечиваться оптимальный тепловой и гидродинамический режим. Температурный напор, скорость движения и продолжительность пребывания охлаждаемого продукта в кристаллизаторе выбирают с таким расчетом, чтобы обеспечить оптимальную для данного продукта скорость охлаждения, необходимую для роста 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 охлаждающий агент (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-11.

Спиральные аппараты. Своеобразной разновидностью поверхностных теплообменных аппаратов является аппарат, принципиальное устройство которого показано на рис. XXII-12.

Аппарат состоит из двух листов, свернутых в спираль и образующих каналы, по которым движутся теплообменивающиеся среды.



Рис. XXII-12. Схема спирального теплообменного аппарата:

1. 2 — листы, свернутые в спирали; 3 — перегородка; 4 — крышки; 5 — прокладка.

Достоинством аппаратов этой конструкции 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.

К недостаткам аппаратов относятся сложность изготовления и трудность обеспечения плотности соединений.

Погружные аппараты. Специфической особенностью аппаратов этого типа является наличие емкости-ящика, в которую погружены теплосбменные трубы. В ящике находится охлаждающая среда, например вода. Аппараты этого типа используют в качестве холодильников или конденсаторов-холодильников.

Различают эмеевиковые и секционные аппараты. Принципиальное устройство однопоточного погружного конденсаторахолодильника показано на рис. XXII-13. Теплообменная поверхность состоит из труб, соединенных при помощи сварки или на фланцах; переход из одной трубы в другую осуществлен при номощи 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-14), в которых охлаждаемый поток при помощи специального коллектора разбивается на несколько параллельных потоков. Меньшее гидравлическое сопро-



Рис. XXII-13. Схема однопоточного погружного змеевикового конденсатора-холодильника:

Потоки: I — пары нефтепродукта: II — охлажденный нефтепродукт; III холодная вода: IV — нагретая вода.



Рис. XXII-14. Схема коллекторного погружного конденсатора-холодильника: Потоки: I — нары нефтепродукта; II — охлажденный нефтепродукт; III — холодная вода; IV — нагретая вода.

Рис. XXII-15. Схема оросительного коллекторного конденсатора-холодильника: Потоки: I — охлаждаемый нефтепродукт: II — охлажденным нефтепродукт; III — холодиая вода; IV — нагретая вода.

тивление коллекторного аппарата по сравнению с одновоточным 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 апнарата, 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, как это имело место на некоторых действующих установках.

К недостаткам аппаратов подобного типа относится их громоздкость и повышенный расход металла. Кроме того, в ящике свободное сечение для прохода воды велико, 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 горизонтальными и вертикальными рядами. Чаще всего это коллекторные змеевики (рис. XXII-15). В верхней части аппарата имеется распределительное приспособление для орошения наружной поверхности змеевиков водой. Подобное распределительное устройство выполняется в виде либо желобов, либо специальных распылителей.

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 два раза меньше, чем в обычном водяном холодильнике.

К недостаткам таких аппаратов относится 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 (ABO). 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, характерный для этих аппаратов, компенсируется значительным оребрением наружной поверхности труб, а также сравнительно высокими скоростями движения потока воздуха.

Аппараты воздушного охлаждения различного типа изготовляются по соответствующим стандартам, в которых предусмотрены большие диапазоны по величине 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					,							AB3
Малопоточные												ABM
Для вязких прод	ιy	кт	DB								1	АВГ-В
Для высоковязки	īx	n	ро	ду	KT	OB	r i		-	-		АВГ-ВВ

На рис. XXII-16 приведен аппарат горизонтального типа, в котором оребренные пучки теплообменных труб расположены

Рис. 5 ХХ II-16. Схема горизонтального аппарата воздушного охлаждения:

 секция оребренных труб; 2 — колесо вентилятора; 3 — электроденгатель; 4 коллектор впрыска очищенной воды; 5 жалюзи.

горизонтально, а на рис. XXII-17 — аппараты, где пучки труб расположены в виде шатра и зигзагообразно.

Размещение пучков оребренных труб в виде шатра и

зигзагообразное позволяет иметь большую поверхность теплообмена при той же занятой площади.

Количество воздуха, прокачиваемого через аппарат, должно изменяться при сезонном изменении температуры окружающего воздуха; это достигается за счет изменения производительности вентилятора, числа его оборотов, угла наклона лопастей вентилятора и т. п.

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 нотоков. 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.

Рис. XXII-17. Схемы аппаратов воздушного охлаждения: шатрового (а) и зигзагообразного (б).





Рис. XXII-18. Схема барометрического конденсатора:

Г — корпус конденсатора; 2 — распределительные полки; 3 — барометрическая труба; 4 — колодец. Потоки: 1 смесь паров и газов; 11 — пары к вакуумсоздающему оборудованию; 111 — холодная вода; IV — нагретая вода.

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 матернала (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 одноступенчатым или многоступенчатым при прямоточном или противоточном движении смешивающихся сред.

К теплообменным аппаратам смешения относятся барометрические конденсаторы вакуумных колонн, предназначенные для конденсации водяных паров с целью уменьшения нагрузки вакуумсоздающего оборудования (вакуум-насосов, эжекторов).

В зависимости от внутреннего устройства, обеспечивающего смешение, аппараты могут быть со специальными распыливающими и распределительными устройствами, каскадные, снабженные специальными полками или перегородками (способствующими смешению) и насадочные, в которых контакт происходит в основном на поверхности насадки.

Ниже описаны некоторые аппараты смешения.

Барометрический конденсатор. Схему включения и принципиальное устройство барометрического конденсатора рассмотрим на примере полочного конденсатора (рис. XXII-18). В барометрический конденсатор поступает смесь газов и наров, 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 вода, стекающая по нерфорированным полкам при большом числе струй. Воздух в барометрический конденсатор попадает через неплотности аппаратуры и трубопроводов, находящихся под вакуумом, частично 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 сверху конденсатора, и тем меньше количество водяных паров, уходящих вместе с газами.

Барометрический конденсатор должен быть установлен на высоте, обеспечивающей непрерывный сток воды через барометрическую трубу в колодец для предотвращения заполнения конденсатора водой. Эта высота зависит от остаточного давления в барометрическом конденсаторе и величины потери напора при движении жидкости в барометрической трубе.

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.



Рис. XXII-19. Схема нагрева горячей струей:

1 — отбензинивающая колонна: 2 — трубчатая печь. Потоки: I — отбензиненная нефть; II — горячая струя; III — отбензиненная нефть в атмосферпую колонну.

Рис. XXII-20. Схема толки под давлением:

1 — камера горения; 2 — камера смешения; 3 — корпус аппарата; 4 — форсунка. Потоки: 1 — воздух для горения; 11 — воздух на подогрев; 111 — нагретый воздух в смеси с продуктами горения.

В этой связи на ряде заводов вместо барометрического конденсатора для конденсации паров, отходящих из верха вакуумной колонны, используют поверхностные аппараты.

Прочие теплообменные аппараты смешения. Теплообменные аппараты, основанные на непосредственном контакте теплообменивающихся сред, широко распространены в технике. Рассмотрим некоторые примеры осуществления такого теплообмена.

В практике работы нефтеперерабатывающих установок эффективно применяется теплообмен горячей струей (рис. XXII-19). Так, например, на установках для перегонки нефти, основной поток (отбензиненная нефть из низа колонны) через трубчатую печь направляется в атмосферную колонну. Вместе с основным потоком через печь проходит циркулирующий поток, направляемый из печи в низ колонны в качестве горячей струи. Таким образом, циркулирующий поток в печи воспринимает тепло, нагреваясь от температуры t_1 до температуры t_2 , и отдает это тепло в нижней части отбензинивающей колонны, охлаждаясь от to до t1.

Часто за счет циркулирующей горячей струн осуществляется подвод тепла в низ ректификационной колонны, обычно обеспечиваемый поверхностным аппаратом — кипятильником. В этом случае горячей струе сообщается тепло в специальной трубчатой печи или отдельном змеевике печи.

примером осуществления теплообмена смешением Другим – является нагрев воздуха его смешением с дымовыми газами в топках под давлением. Такими аппаратами оборудуют установки каталитического крекинга, коксования, сушки отбеливающих глин и т. д.

В топке под давлением (рис. ХХІІ-20) сжигается жидкое или газообразное топливо, а образующиеся дымовые газы смешиваются с подлежащим нагреву воздухом, нагнетаемым в этот аппарат. По сравнению с использованием 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 технике охлаждение газов путем впрыска воды. Вследствие высокой скрытой теплоты испарения расход воды 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. 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.

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 потоком тепла. При стационарном потоке 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 смешенки.

3. Теплообмен в движущемся слое. В зависимости от характера движения твердой фазы различают теплообмен в движущемся сплошном слое, в слое пересыпающихся или падающих частиц, в псевдоожиженном слое твердых частиц, в процессе пневмотранспорта.

Примером осуществления теплообмена в противотоке с движущимся слоем гранулированного материала может служить аппарат, схема которого представлена на рис. XXII-21.

Примером теплообмена смешением при прямотоке является нагрев воздуха катализатором в процессе его транспортирования на установке каталитического крекинга (рнс. XXII-22). 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. главу 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 нефтеперерабатывающих 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 величины скрытой теплоты конденсации, возможность использования конденсата и др.

Обычно в качестве теплоносителя используется насыщенный водяной пар, так как расход перегретого водяного пара высок вследствне его малой теплоемкости, а коэффициент теплоотдачи от перегретого пара к теплообменной поверхности мал, в связи с чем требуется значительная поверхность теплообмена.

К недостаткам водяного пара как теплоносителя относится сравнительно низкая его температура 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 до 200 °С требуется насыщенный пар давлением 2,5—3,0 МПа.

Значительного снижения давления в теплообменной аппаратуре при нагреве до высоких температур можно достигнуть, применяя конденсирующийся теплоноситель с более высокой температурой кипения.

В промышленной практике применяют такие теплоносители, как смесь дифенила и дифенилоксида, известная под названием даутерма, ртуть и др. Температура кипения даутерма при атмосферном давлении равна 257 °С, а при температуре 350 °С абсолютное давление насыщенных паров даутерма приблизительно составляет 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 NaNO₂ (40 %), NaNO₃ (7 %) и KNO₃ (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/(м²·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 °C. В зависимости от дефицитности воды и затрат, связанных с ее транспортировкой, на нефтеперерабатывающих заводах организуется проточное или так называемое 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 нефтеперерабатывающих и нефтехимических заводах вытекает также из того, что расход воды на этих предприятиях высок и составляет от 30 до 150 м³ 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, а если учесть еще и 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 всего народного хозяйства.

Достоинством воздуха как охлаждающего агента является его доступность и то, что он практически не приводит к загрязнению наружной поверхности охлаждения; к недостаткам этого агента по сравнению с водой является сравнительно низкий коэффициент теплоотдачи со стороны воздуха [до 58 Вт/(м²·К)], который, однако, можно скомпенсировать значительным оребрением наружной поверхности аппарата. Недостатком является также сравнительно низкая теплоемкость [1,0 кДж/(кг · К)], вследствие чего массовый расход воздуха в 4 раза превышает расход воды. К недостаткам воздуха, как охлаждающего агента, следует отнести также существенные колебания начальной температуры воздуха, обусловливаемые как географическим местом расположения, так и вре-менем года; значительные колебания температуры имеют место также в течение суток. Все это необходимо всестороние учитывать при выборе размеров поверхности аппаратов воздушного охлаждения. Кроме того, надо организовывать систему для возможного регулирования количества нагнетаемого воздуха.

Наиболее трудные условия охлаждения при помощи воздуха имеют место при жарком климате и в летнее время. В стандартных аппаратах воздушного охлаждения предусматривается возможность частичного (на несколько градусов) снижения начальной температуры воздуха путем его увлажнения, за счет впрыскивания воды с помощью форсунок.

При необходимости охлаждения до низких температур (ниже 10—15 °C) применяют специальные хладоагенты — 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 хладоагента подвергаются компрессии или абсорбции и 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, K	<i>P</i> , 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 используются. При охлаждении до более низких температур в качестве охлаждающего агента 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 Q_2 , получаемого нагреваемым потоком. При наличии тепловых потерь Q_2 равно

$$Q_2 = \eta Q_1 \tag{XXII,I}$$

где п — коэффициент использования тепла (обычно п = 0,92-0,98).

При расчете холодильников и конденсаторов рекомендуется тепловые потери не учитывать, т. е. принимать $Q_1 = Q_2$. В этом случае расчет дает некоторый запас по расходу воды (воздуха) и поверхности охлаждения.

При расчете регенеративных теплообменников тепловые потери необходимо учитывать, так как в противном случае вычисленная поверхность нагрева может оказаться недостаточной.

Величины Q_1 и Q_2 определяются из следующих выражений:

$$Q_1 = G_1(h_{t_1} - h_{t_2}) \tag{XXII,2}$$

$$Q_2 = G_2 \left(h_{t_4} - h_{t_3} \right) \tag{XXII,3}$$

где G_1 и G_2 — соответственно количество охлаждающегося и нагревающегося потоков; h_{t_1} и h_{t_2} — энтальпия охлаждающегося потока при начальной t_1 и конечной t_2 температурах, кДж/кг; h_{t_3} и h_{t_4} энтальпия нагревающегося потока при температуре входа t_3 и выхода t_4 из аппарата, кДж/кг.

Уравнение теплового баланса может быть представлено следующим образом:

$$G_1(h_{l_1} - h_{l_2}) \eta = G_2(h_{l_4} - h_{l_3})$$
(XXII,4)

Это уравнение является общим, если под энтальпией соответствующих потоков подразумевать и явное и скрытое тепло. Уравнение (XXII,4) можно представить в развернутом виде для случая, когда теплообмен сопровождается изменением агрегатного состояния.

510

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_n этого вещества при данном давлении, скрытой теплоты испарения этого вещества и тепла перегрева от температуры t_n до t_n . т. е.

$$H_t^n = C_{nk} t_k + q_n + C_n \left(t - t_k \right) \tag{XXII,5}$$

где H_t^n — энтальпия вещества, находящегося в перегретом состоянии, кДж/кг; C_{π} и C_n — соответственно теплоемкость жидкости и пара, кДж/(кг·К); q_n — скрытая теплота испарения, кДж/кг.

В случае насыщенных паров третье слагаемое в уравнении (XXII, 5) отпадает и энтальпия вещества равна

$$H_{t} = C_{H}t_{K} + q_{H} = h_{t_{H}} + q_{H} \qquad (XX11,6)$$

где h_t и H_t — соответственно энтальпия жидкости и паров, кДж/кг. Для потока, состоящего из смеси жидкости и насыщенных паров, энтальпия при температуре t определяется так:

$$H_t^{CM} = C_{\mathfrak{M}}t + eq_{\mathfrak{m}} = (1 - e)h_t + eH_t \qquad (XXII,7)$$

где e — доля паров.

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 равна

 $h_t = C_{\rm int} t - \tau q \tag{XXII,8}$

где г — 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, теплота), тепловой баланс составляется для каждого из этих компонентов. Тогда уравнение (XXII, 2) может быть представлено следующим образом:

$$Q_{i} = g_{1}h_{1t_{1}} + g_{2}h_{2t_{1}} + \dots + g_{n}h_{nt_{1}} - g_{1}h_{1t_{2}} - g_{2}h_{2t_{2}} - \dots - g_{n}h_{nt_{2}}$$

или

$$Q_1 = g_1 \left(h_{1t_1} - h_{1t_2} \right) + g_2 \left(h_{2t_1} - h_{2t_2} \right) + \dots + g_n \left(h_{nt_1} - h_{nt_2} \right) (XXII,9)$$

В тех случаях, когда пары проходят через аппарат без конденсации, разность энтальпий составит

$$H_{t_1}^{\mathfrak{n}} - H_{t_2}^{\mathfrak{n}} = [C_{\mathfrak{M}} t_{\mathfrak{K}} + q_{\mathfrak{n}} + C_{\mathfrak{n}} (t_1 - t_{\mathfrak{K}})] - [C_{\mathfrak{M}} t_{\mathfrak{K}} + q_{\mathfrak{n}} + C_{\mathfrak{n}} (t_2 - t_{\mathfrak{K}})] = C_{\mathfrak{n}} (t_1 - t_2) \qquad (XX11,10)$$

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 сводка 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:

Re = Wd/v

где W — линейная скорость движения потока; d — диаметр трубопровода, v — кинематическая вязкость.

Имея в виду, что $W = U/\rho$ (где U — массовая скорость потока, кг/($M^2 \cdot c$) и ρ — плотность потока, кг/ M^3), получим значение критерия Re, выраженное через массовую скорость

$$Re = ud/\rho v$$

Если Re < 2300 — доижение потока ламинарное, при 10 000 > > Re > 2300 — режим переходный, а при Re > 10 000 — движение турбулентное.

Для кожухотрубчатых теплообменных аппаратов были проведены испытания, которые показали удовлетворительное соответствие расчетных и измереиных в промышленных условиях коэффициентов теплопередачи и гидравлических сопротивлений. Ниже изложена методика расчета, рекомендованная на основе этих исследований.

Для ламинарного режима рекомендуется следующая зависимость

Nu = 0,17Re^{0,33}Pr^{0,13}Gr^{0,1}
$$\left(\frac{P_r}{Pr_{cT}}\right)^{0.25}$$
 (XXII,11)

где критерий Нуссельта Nu = $\alpha d/\lambda$; критерий Прандтля, Pr = $\nu \rho C/\lambda$; критерий Грасгофа Cr = $(gd^{9}/\nu^2) \beta \Delta t$; α — коэффициент теплоотдачи, BT/(M²·K); ν , λ , ρ — кинематическая вязкость, теплопроводность и плотность потока, соответственно, M²/c; BT/(M·K) и кг/м³; C — средняя массовая теплоемкость в интервале температур на входе и выходе потока, кДж/(кг·K); β — коэффициент объемного расширения, K⁻¹; Δt — разность между средними температурами потока и стенки.

Для турбулентного режима рекомендуется следующая зависимость:

$$Nu = 0.021 \text{Re}^{0.8} \text{Pr}^{0.43} \left(\frac{P_{\text{r}}}{P_{\text{r}_{\text{cr}}}}\right)^{0.25}$$
(XXII,12)

При переходном режиме коэффициент теплоотдачи можно вычислять по приведенной выше формуле для турбулентного режима, введя поправочный коэффициент *f*, который вычисляется по формуле

 $f = 1 - 6 \cdot 10^6 \text{Re}^{-1}$ (XXII,13)

Во всех приведенных уравнениях физические свойства следует определять при средней температуре потока. В тех уравнениях, где используется значение \Pr_{cr} — 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:

$$d_{\rm p} = 4f/\Pi \qquad (X \times 11, 14)$$

где f — сечение потока; П — смоченный периметр трубы некруглого сечения.

Согласно уравнению (XXII, 14) величина эквивалентного диаметра для некоторых наиболее распространенных случаев равна:

	"3
Для труб кольпевого сечения с диаметром большой трубы D и наружным диаметром меньшей трубы d Для пучка труб внутри кожуха при внутреннем днаметре кожуха D и наружном диаметре трубок d	D-d
и их числе п	$\frac{D^2 - nd^2}{D - nd}$
Для труб прямоугольного сечения со сторовами а и b	$\frac{2ab}{a+b}$

Для ребристых труб коэффициент теплоотдачи может быть определен по следующему уравнению

$$\alpha = \alpha_0 \left(1 + \frac{2h\beta - \delta}{l} \right)$$
 (XXII.15)

где α_0 — коэффициент теплоотдачи для гладкой трубы, Br/(м²·K); h — высота ребра; δ — толщина ребра; l — шаг ребер по окружности (для *n* ребер эта величина определяется как $l = \pi d_{\rm R}/n$); β — величина, определяемая из табл. XXII.I, в зависимости от произведения *mh*.

Величина т находится из следующей зависимости:

$$m = \sqrt{\frac{2\alpha_0}{\delta\lambda}}$$
(XXII,16)

где λ — коэффициент теплопроводности материала ребер, Вт/(м · K).

ТАБЛИЦА XXII.1

mh	β	mlt	ß
0	1.00	14	0.620
02	0.085	1,4	0,032
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		-

Значение коэффициента В в уравнении (XXII, 15)

1/217 Скобло А. И. и др.



Рис. XX11-23. Схема потоков жидкости в межтрубном пространстве кожухотрубчатого аппарата:

І — утечка жидкостії через зазоры между перегородкой в корпуссы теплосбменника; ІІ — то же, между трубками и перегород ками; ІІІ — основной желательный поток.

Движение потока в межтрубном пространстве кожухотрубных 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 пространстве кожухотрубных аппаратов С сегментными перегородками показана на рис. XXII-23. 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. поток І на рис. ХХІІ-23).

Для межтрубного пространства коэффициент теплоотдачи удовлетворительно описывается уравнением:

$$Nu = c \operatorname{Re}_{0.6} \operatorname{Pr}_{0.33} \left(\frac{v \rho}{v_{cT} \rho_{cT}} \right)^{0.14}$$
(XXII,17)

где Nu, Re и Pr — критерии, определяемые так же, как в приведенных выше уравнениях; отношение

$$\left(\frac{v\rho}{v_{ct}\rho_{ct}}\right)^{0,14}$$

учитывает направление теплового потока, причем во многих случаях его величина лежит в пределах 0,98—0,995, и поэтому часто ею можно пренебречь; с коэффициент, характеризующий форму перегородок и расположения 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 межтрубного пространства, которое определяется из выражения:

$$S_{8\phi} = \sqrt{S_{\pi p} S_{non}} \qquad (XXII,18)$$

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

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_3} + \sum \frac{\delta}{\lambda}}$$
(XXII,19)

где α_1 и α_2 — коэффициенты теплоотдачи с каждой стороны стенки, Вт/(м²·K); δ — толщина отдельных слоев стенки, м; λ — коэффициент теплопроводности слоев стенки, Вт/(м·K).

Уравнение (XXII, 19) часто представляют в следующем виде:

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_{\rm I}} + \frac{1}{\alpha_{\rm 2}} + \sum \frac{\delta}{\lambda} \qquad (XX11,20)$$

где $1/\alpha_1$ и $1/\alpha_2$ — удельные сопротивления теплоотдачи со стороны первой и второй среды; $\sum \delta/\lambda$ — сумма удельных сопротивлений потоку тепла, оказываемых всеми слоями, составляющими стенку; 1/K — общее сопротивление потоку тепла.

Если сопротивление стенки $\sum \delta/\lambda$ незначительно по сравнению с сопротивлением пленок среды, то величиной $\sum \delta/\lambda$ без большой погрешности можно пренебречь; в этом случае

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad \text{ИЛИ} \quad K = \frac{\alpha_1 \alpha_2}{\alpha_1 + \alpha_2} \quad (XXII, 2I)$$

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 ($\alpha_1 \gg \alpha_2$), то $K \approx \alpha_2$, и, наоборот, если $\alpha_1 \ll \alpha_2$, то $K \approx \alpha_1$.

Часто для приближенных расчетов или когда нет достаточно точных методов расчета коэффициентов теплоотдачи с величину коэффициента теплопередачи К находят по практическим данным или по приближенным эмпирическим формулам и графикам.

Некоторые рекомендуемые для приближенных расчетов практические значения коэффициента теплопередачи К приведены ниже:

Тип аппарата	K, Br/(M ² -K)
Трубчатые жидкостные теплообменники	70—290
нагрев жидкого нефтепродукта	115-350
нагрев газа низкого давления	10-60
Пародистиллятный трубчатый теплообменник	115—290
паров бензина в присутствии газа	115-235
паров узких бензиновых фракций	235-465
Конденсирующимся воляным паром.	290-870
жидким нефтепролуктом	140-350
Конденсаторы-испарители	235-580
Кристаллизаторы парафина	45-115

Величину теплового сопротивления стенки и загрязнений определяют из уравнений (XXII, 19) и (XXII, 20) как сумму отношения толщины стенки и загрязняющего отложения б к величине их коэффициента теплопроводности λ .

Ниже приведены значения коэффициентов теплопроводности для некоторых материалов, используемых при изготовлении теплообменников, а также для отложений, загрязняющих поверхность:

			Ma	Te	ри	ал									-		24	Bt/(M+K)
Сталь,	чу	y	н															47
Нержа	вею	щ	ая	C1	ra,	ιь												23
Свинец														1				35
Латунь													2					87
Алюми	ний												0	1			1	204
Медь			12												0			350
Накипи	5.	Ĵ	13	1	1						Ĩ	1			1			1.7
Экалин	18	Ū				0				1								1.2
Сернис	тое	ж	ce.n	e3	0		1	1		1	Ľ.			1	1	1		7.6
Кокс				-	÷.,	13		1			1							0.8
Пел	• •	1	1		1	1	*	1		•	•	1	•	*	•	1		23
		1.1	•	•			•		•		٠		•	•				2,0

Ниже приводятся значения тепловых сопротивлений отложений, появляющихся на поверхности теплообмена; эти практически найденные величины тепловых сопротивлений загрязнений рекомендуется учитывать при расчете коэффициента теплопередачи по уравнению (XXII, 19):

Среда							1			ô/Å₂ м ⁹ • К/В₽
Водяной пар										0,00006
Водяной пар, содержащий	CJ.	іед	ы	M	acı	1a				0,00009
Вода очищенная										0,00017
Вода умягченная	•					•				0,0002
Вода жесткая				,				-		0,0003
Бензии										0,0004
Газойль				•		-				0,0007
Нефть обессоленная	•		•		•					0,0003-0,0007
Нефть необессоленная	•		•		•			•	•	0,00030,001
Гудрон	•		.,	•	-	•		٠		0,005-0,010
Слой парафина или кокса	•	٠			•	•		•	•	0,061

Поверхность теплообмена. При известных количествах переданного тепла Q, средней разности температур между теплообменивающими средами Δt_{cp} и коэффициенте теплопередачи K поверхность теплообмена определяется из уравнения

$$F = \frac{Q}{K\Delta t_{\rm CP}}$$
(XXII,22)

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



Если коэффициент теплопроводности стенки трубы λ достаточно высок (стенка металлическая), а коэффициенты теплоотдачи $\alpha < 1000$, то величину среднего диаметра определяют из уравнения

$$d_m = \frac{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2}}{\frac{1}{\alpha_1 d_1} + \frac{1}{\alpha_2 d_2}}$$
(XXII,24)

Наконец, если один из коэффициентов теплоотдачи значительно превосходит другой, то средний диаметр d_m практически равен внутреннему или наружному диаметру трубы. Так, если $\alpha_1 \gg \alpha_2$, то, пренебрегая величинами $1/\alpha_1$ и $1/(\alpha_1 d_1)$, получим, что $d_m = d_2$; аналогично, если $\alpha_2 \gg \alpha_1$, получим, что $d_m = d_1$.

Температура стенки трубы теплообменной поверхности. Эта температура вычисляется из уравнений

$$t_{\rm cr_1} = t_1 - \frac{Q}{F\alpha_1} \tag{XXII,25}$$

$$t_{c\tau_2} = t_2 + \frac{Q}{F\alpha_2} \tag{XXII,26}$$

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, 25) и (XXII, 26).

Средний температурный напор. В большинстве производственных процессов тепло передается при переменных температурах одного или обоих теплообменивающихся потоков. Очевидно, в этом случае и разность температур, или температурный напор, пропорционально которому передается тепло, будет также 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-24.

Сопоставление температурных режимов работы теплообменных аппаратов при прямотоке и противотоке (рис. XXII-24, *a*, *б*) нозволяет 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

17 Скобло А. И. п др.



Рис. XX11-24. Основные схемы движения потоков при теплообмене: a — прямоток; δ — противоток; e — перекрестный ток; e — два хода в трубном пространстве и один ход в межтрубном пространстве; ∂ — четыре хода в трубном пространстве и два хода в межтрубном пространстве; e — четыре хода в трубном пространстве и один ход в межтрубном пространстве; e — четыре хода в трубном пространстве и один ход в межтрубном пространстве; d — четыре хода в трубном пространстве н один ход в межтрубном пространстве.

температурного напсра при прямотоке поверхность теплообмена в тепловом отношении загружена неравномерно; при противотоке тепловая нагрузка является более равномерной.

Из графика, представленного на рис. X X II-24, б, можно отметить 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:

$$\Delta t_{\rm ep} = \frac{\Delta t_6 - \Delta t_{\rm M}}{2.3 \, {\rm lg} \frac{\Delta t_6}{\Delta t_{\rm M}}} \tag{XXII,27}$$

где Δt_0 и Δt_m — большая и меньшая разности температур, равные при прямотоке

 $\Delta t_0 = t_1 - t_3 \ \mu \ \Delta t_M = t_2 - t_4$

при противотоке

 $\Delta t_0 = t_1 - t_4$ и $\Delta t_M = t_2 - t_3$

518

(При противотоке большая и меньшая разности температур могут быть и на противоположных сторонах теплообменника, т. е. $\Delta t_5 = t_a - t_3 \ \text{M} \ \Delta t_{\text{M}} = t_1 - t_4).$

Если $(\Delta t_6 : \Delta t_M) \le 2$, то с ошибкой, не превышающей 4 %, средний температурный напор может быть вычислен как средняя арифметическая величина:

$$\Delta t_{\rm cp} = \frac{\Delta t_6 + \Delta t_{\rm M}}{2} \tag{XXII.28}$$

Если в межтрубном пространстве теплоноситель делает один ход, а в трубном два (рис. XXII-24, г), или в межтрубном пространстве два хода, а в трубном четыре (рис. XXII-24, d), или, наконец, в межтрубном пространстве один ход, а в трубном четыре (рис. XXII-24, e), то средняя разность температур может быть вычислена также по уравнению (XXII, 27) с той лишь разницей, что величны Δt_6 и $\Delta t_{\rm M}$ будут иметь другие значения. Согласно исследованиям проф. Н. И. Белоконя, в этом случае

$$\Delta t_{0} = \theta_{\mathrm{ar}} + \frac{1}{2} \Delta T$$
$$\Delta t_{\mathrm{m}} = \theta_{\mathrm{ar}} - \frac{1}{2} \Delta T$$

где ΔT — характеристическая разность температур:

$$\Delta T = \sqrt{(\Delta t + \Delta \tau)^2 - 4p\Delta t \Delta \tau}$$

$$\Delta T = t_1 - t_2 \qquad \Delta \tau = t_4 - t_3$$
(XXII.29)

Ват — средняя арифметическая разность температур охлаждающегося и нагревающегося потоков:

$$\theta_{a\tau} = \frac{t_1 + t_3}{2} - \frac{t_3 + t_4}{2}$$
 (XXII,30)

р — индекс противоточности, определяющий долю противоточной части поверхности нагрева: для различных случаев теплообмена принимается справочное значение этой величины.

В частности, для схем, приведенных на рис. XXII-24, индекс противоточности равен:

							H	OM	ep	p	нез	¥Н	ка				p
XXII-24,	г	1														2	0,5
XXII-24,	д			-				-	*								0,9
XX11-24,	e	4.		5									- 146	 	 		0,45
XXII-24,	8	(п	ep	ек	pe	CT	HB	พ้	TO	R)							0,98

При определении средней разности температур для смешанного и перекрестного токов можно использовать уравнение

$$\Delta t_{\rm CP} = \varepsilon \Delta t_{\rm RP} \qquad (X X I I, 31)$$

где $\Delta t_{\text{ПР}}$ — вычисляется по уравнению (XXII, 27) для схемы противотока; в — 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 нефтеперерабатывающей 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 полеэного 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 нефтеперерабатывающих заводах следует, что экономически оправдано осуществлять нагрев сырья в теплообменниках при тепловой напряженности до 2300 Вт/м², что соответствует минимальному температурному напору $\Delta t_{\rm M} = 15-20$ °C.

При увеличении регенерации тепла сокращается потребная поверхность холодильников, а в некоторых случаях можно обойтись без их применения.

Использование тепла наров, особенно конденсирующихся при сравнительно высових температурах, в тепловом отношении целесообразно. Однако во многих случаях установка пародистиллятных теплообменников является неоправданным 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 парадлельными 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 техникоэкономических 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, по и гидродинамического режима работы. Необходимо учесть, что повышение скорости теплообменивающихся потоков, обеспечиваемые 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. Для решения такой задачи рекомендуется следующая методика определения приведенных затрат.

$$3_{\rm HP} = C_{\phi} \Phi_{\rm H} + Z_{3, \rm B} + Z_{3, \rm H} \qquad (XX11, 32)$$

где $\Phi_{\rm II}$ — первоначальная стоимость основных фондов по теплообменным аппаратам в рублях, включающая стоимость самого аппарата, транспортно-заготовительные расходы и стоимость монтажных работ; C_{Φ} — коэффициент, учитывающий размер амортизационных отчислений, затраты по текущему ремонту и плату за производственные фонды (обычно принимают $C_{\Phi} = 0,428$); $Z_{2,B}$ и $Z_{2,II}$ — 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 а) 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:

I зона. Перегретые пары охлаждаются до температуры начала конденсации. *11 зона*. Пары конденсируются. *111 зона*. 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



Рис. ХХ11-25. График температурного режима конденсаторов-холодильников.

конденсации будет наблюдаться понижение температуры Вдоль поверхности теплообмена.

Подобный характер изменения температуры в конденсаторах-холоз дильниках характеризуется графиком, представленным на рис. X X II-25.

Из графика 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 первой зоны, где охлаждаются перегретые пары, коэффициент теплопередачи имеет более низкое значение, чем в зоне, где пары конденсируются. Коэффициент теплопередачи в третьей зоне имеет обычно промежуточное значение.

В связи с различием в температурном напоре и в коэффициенте теплоотдачи расчет поверхности конденсатора-холодильника необходимо вести для каждой зоны в отдельности, используя для этого общее уравнение теплопередачи

$$F_1 = \frac{Q_1}{K_1 \Delta t_1}$$
 $F_2 = \frac{Q_2}{K_2 \Delta t_2}$ $F_3 = \frac{Q_3}{K_3 \Delta t_3}$

Общая поверхность аппарата равна

$$F = F_1 + F_2 + F_3$$

Количество тепла, отводимое в каждой зоне, определяется так:

$$Q_{1} = G(H_{t_{1}}^{n} - H_{t_{\text{II},\text{K}}}) = GC_{\text{II}}(t_{1} - t_{\text{II},\text{K}})$$
$$Q_{2} = G(H_{t_{\text{II},\text{K}}} - h_{t_{\text{II},\text{K}}})$$
$$Q_{3} = G(h_{t_{\text{II},\text{K}}} - h_{t_{2}}) = GC_{\text{K}}(t_{\text{II},\text{K}} - t_{2})$$

Общее количество отводимого тепла равно

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3$$

Способы определения температуры начала конденсации паров $t_{\rm H. R}$ и полной их конденсации $t_{\rm H. R}$ рассмотрены в предшествующих главах.

Температура охлаждающего агента (воды) в начале и в конце второй зоны определяется из общих уравнений теплового баланса:

$$t' = t_{3} + \frac{Q_{3}}{G_{n}}$$
$$t'' = t' + \frac{Q_{3}}{G_{n}} = t_{4} - \frac{Q_{1}}{G_{n}}$$

Общий расход воды в конденсаторе-холодильнике равен

$$G_{\rm B} = \frac{Q}{t_4 - t_2}$$

Средний температурный напор в каждой зоне определяется по уравнению (XXII, 27). 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 третья зона, 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:

1 зона. Частичная конденсация нефтяных паров до температуры, соответствующей началу конденсации водяных паров. 11 зона. Совместная конденсация нефтяных и водяных паров. 111 зона. Охлаждение конденсатов.

В первой зоне 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. Принципнальная схема подобного аппатата с соответствующими обозначениями показана на рис. XXII-26. Согласно этой схеме в теплообменный аппарат поступает поток насыщенных паров G₁, являющихся теплоотдающей средой, и поток жидкости G2 с температурой t₃, которая меньше температуры начала однократного



Рис. XXII-26. Схема (а) и график температурного режима (б) пародистиллятного теплообменного аппарата.

испарения этой жидкости. В результате теплообмена в таком аппарате может произойти частичная или полная конденсация паров G₁ с последующим охлаждением конденсата

(в случае полной конденсации). При этом нагреваемый поток G₂ 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 предопределяется тепловым балансом и зависит от соотношения масс потоков G_1 и G_2 , величин скрытых теплот испарения и конденсации, начальных температур и других факторов.

В практике нефтепереработки 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 первой зоне нагреваемая среда находится только в жидком состоянии, при этом ее температура изменяется от начального значения t_3 до температуры начала однократного испарения $t_{n. B}$. Для этой зоны характерно более резкое повышение температуры потока. Во второй зоне жидкость испаряется и поэтому температура повышается медленнее. Помимо различия в характере изменения температур, эти зоны отличаются также по условиям теплообмена. В первой зоне коэффициент теплоотдачи от стенок к нагревающейся жидкости будет, как правило, меньше, чем во второй, 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.

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, выделяемое при охлаждении потока G_1 от температуры t_1 до t_2 и частичной конденсации паров, определяется из уравнения

$$Q_1 = G_1 \left(H_{t_1} - H_{t_n}^{\text{CM}} \right) = G_1 \left[H_{t_1} - e_1 H_{t_n} - (1 - e_1) h_{t_n} \right] \quad (X \times II, 33)$$

где e_1 — доля песконденсировавшихся паров на выходе из теплообменного аппарата при температуре t_2 ; H_{t_1} , H_{t_2} и h_{t_3} — соответственно энтальпии паров и жидкости при температурах t_1 и t_2 ; $H_{t_3}^{cm}$ — энтальпия смеси паровой и жидкой фаз.

Количество тепла, воспринимаемого нагревающимся потоком, составит

$$Q_1 = G_2 \left(H_{t_4}^{c_M} - h_{t_3} \right) = G_2 \left[e_2 H_{t_4} + (1 - e_2) h_{t_4} - h_{t_3} \right] \quad (XXII,34)$$

где e_2 — доля паров, образовавшихся на выходе из теплообменного аппарата при температуре t_4 ; H_{t_4} , h_{t_4} и h_{t_5} — 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

$$G_{1}[H_{t_{1}} - e_{1}H_{t_{2}} - (1 - e_{1})h_{t_{2}}]\eta = G_{2}[e_{2}H_{t_{4}} + (1 - e_{2})h_{t_{4}} - h_{t_{3}}]$$
(XXII,35)

При расчете теплообменного аппарата обычно известны количества теплообменивающихся потоков G_1 и G_2 и их начальные температуры t_1 и t_3 . В результате расчета должны быть определены конечные температуры t_2 и t_4 и соответствующие им величины 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 величины e_1 нли e_2 , подставляют их в уравнение теплового баланса (X XII, 35) и определяют из него энтальпию потока соответственно при температуре t_4 (если задавались температурой t_3):

$$H_{t_{4}}^{CM} = e_{1}H_{t_{4}} + (1 - e_{1})h_{t_{4}}$$
(XXII,36)

или при температуре to (если задавались температурой ta):

$$H_{t_{*}}^{CM} = e_{1}H_{t_{*}} + (1 - e_{1})h_{t_{*}}$$
(XXII,37)

По найденному значению энтальпий $H_{t_1}^{c_M}$ или $H_{t_2}^{c_M}$ определяют соответствующую температуру t_4 или t_2 . Искомая температура t_4 или t_2 Искомая температура t_4 или t_2 не может быть найдена однозначно, так как величина 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 значениями 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_{t1}^{cm} , по графику находят искомую температуру t_4 .

Однако в отдельных случаях, произвольно задавшись температурой t₂, в результате подобного расчета можно получить нереальную величину t_4 , равную или превышающую величину 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 G₁ значительно превосходит массу потока G₂; теплоты конденсации паров G₁ существенно превышают скрытые теплоты испарения потока G₂;

доля отгона e_2 не может достигнуть сравнительно большой величины 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 , необходимо произвести пересчет, задавшись другим значением конечной температуры t_2 или t_3 .

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 G₂. В соответствии с уже принятыми обозначениями количество тепла, воспринятого в первой зоне, составит

$$Q_{2l} = G_2 \left(h_{l_{11,11}} - h_{l_3} \right) \tag{XXII,38}$$

а количество тепла, отдаваемого в этой же зоне охлаждающимся потоком:

$$Q_{I} = G_{I} \left(H_{I}^{CM} - H_{I_{2}}^{CU} \right) = \frac{Q_{2I}}{\eta}$$
 (XXII,39)

Из последнего уравнения определяется величина $H_{t^*}^{cm}$, а затем искомая температура t' находится графическим способом, так же, как это было показано выше.

Для второй зоны количество тепла, воспринятое нагревающимся потоком и отданное охлаждающимся потоком, найдется соответственно по разности

$$Q_{211} = Q_2 - Q_{21}$$
 $Q_{111} = Q_1 - Q_{11} = \frac{Q_{211}}{\eta}$

Дальнейший расчет поверхности теплообмена для первой и второй зон, а следовательно, и для всего аппарата, не представляет трудности, так как количество тепла и температурный напор известны:

$$F_1 = \frac{Q_{21}}{K_1 \cdot \Delta t_{1 \text{cp}}}$$

$$F_2 = \frac{Q_{211}}{K_{11} \cdot \Delta t_{11cp}}$$

526

К

где K_I и K_{II} — соответственно коэфрициенты теплопередачи для первой и второй зон; $\Delta t_{I cp}$ и $\Delta t_{II cp}$ — средние температурные напоры для этих же зон.

Общая поверхность аппарата F равна

 $F = F_1 + F_2$

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, 22).

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.

 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 охлаждения 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

$$F = \frac{Q}{K\Delta t_{\rm CP}}$$

где Q — количество тепла, отводимого от конденсируемого или охлаждаемого продукта; K — коэффициент теплопередачи; Δt_{cp} — 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 также 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

$$K_{\rm H, B} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{\rm BH}} \frac{F_{\rm H}}{F_{\rm BH}} + r_{\rm 0} \frac{F_{\rm H}}{F_{\rm CP}} + \frac{1}{\alpha_{\rm H}} + r_{\rm 0, BH} \frac{F_{\rm H}}{F_{\rm DH}} + r_{\rm 0, B}} (XX11.40)$$

где $\alpha_{\rm BH}$ — коэффициент теплоотдачи со стороны продукта внутри трубы, Bт/(M²·K); $F_{\rm n}$ — полная поверхность оребренной трубы, M²; $F_{\rm BH}$ — поверхность трубы наружная (по диаметру трубы у основания ребер), M²; $r_{\rm s}$ — эквивалентное тепловое сопротивление металла стенок труб и контактной поверхности (в биметаллических трубах), M²·K/BT; $F_{\rm cp}$ — поверхность трубы по среднему диаметру, M²; $\alpha_{\rm H}$ — коэффициент теплоотдачи со стороны воздуха, отнесенный к полной поверхности оребренной трубы, BT/(M²·K); $r_{\rm s. BH}$ — тепловое сопротивление загрязнений со стороны продукта, M²·K/BT; $r_{\rm s. H}$ — тепловое сопротивление загрязнений со стороны воздуха, M²·K/BT.

По данным обследования ряда действующих аппаратов воздушного охлаждения, коэффициент теплопередачи $K_{\rm H, n}$ составляет 17—70 Вт/(м²· Қ).

В стандартах на аппараты воздушного охлаждения принято называть отношение $F_{\rm H}$: $F_{\rm BH} = \psi$ коэффициентом увеличения поверхности, а отношение $F_{\rm H}$: $F_{\rm H} = \phi$ коэффициентом оребрения, где $F_{\rm H}$ — поверхность труб по наружному диаметру основания ребер. Тепловое сопротивление загрязнений со стороны воздуха $r_{\rm AH} \approx 0$.

Для определения коэффициента теплопередачи со стороны воздуха используют графики, позволяющие определять этот коэффициент в зависимости от величины средней скорости движения воздуха.

Коэффициент теплопередачи $\alpha_{\rm H. n}$, определяемый по этим графикам, учитывает также эквивалентное сопротивление металла стенки труб и контактной биметаллической поверхности, т. е. при принятых выше обозначениях имеем

 $r_0 \frac{F_{\rm H}}{F_{\rm CP}} + \frac{1}{\alpha_{\rm H}} = \frac{1}{\alpha_{\rm H, \rm H}}$

где $\alpha_{n.n}$ — коэффициент теплоотдачи со стороны воздуха, учитывающий термическое сопротивление металла стенок и поверхности контакта. С учетом отмеченного расчетное уравнение для определения коэффициента теплопередачи примет вид

$$\mathcal{K}_{\rm H-H} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{\rm HH}} \psi + \frac{1}{\alpha_{\rm H-H}} + r_{\rm 3, BH} \psi}$$
(XXII,41

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.

Нормалями ВНИИнефтемаша рекомендуется в качестве расчетной принимать максимальную температуру воздуха, охватывающую 95 % общегодового времени, т. е. допускается, что 5 % общегодового времени фактическая температура воздуха может оказаться выше принятой для расчета. В тех же нормалях для основных районов Советского Союза приведены соответствующие графики.

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, величина поверхности которых зависит от скорости движения воздуха.

Нормалями ВНИИнефтемаща рекомендуется примерно следующая схема расчета аппаратов воздушного охлаждения:

1. Определить количество тепла Q, отводимого в анпарате.

2. Определить предварительно необходимую поверхность аппарата F = Q/q, задавшись величиной теплонапряженности наружной поверхности (примерно в пределах q = 1100-2100 Вт/м²).

3. Выбрать по нормалям конкретный аппарат воздушного охлаждения.

 Для выбранного аппарата и по приведенной в нормалях характеристике вентилятора определить расход воздуха V при нормальных условиях и соответствующее сопротивление (напор) Δр.

5. При известной производительности вентилятора V установить его массовый расход $G_{\rm B}=V\rho_{\rm B}$, где $\rho_{\rm B}$ — плотность атмосферного воздуха при принятой начальной его температуре t_1 и данном барометрическом давлении.

6. Из уравнения теплового баланса определить повышение температуры воздуха в результате отвода в аппарате заданного количества тепла:

$$\Delta t_{\rm B} = \frac{Q}{C_{\rm B}G_{\rm B}}$$

где C_в — массовая теплоемкость воздуха, кДж/(кг·К).

7. Определить температуру воздуха на выходе из аппарата:

$$t_0 = t_1 + \Delta t_B$$

Вычислить средний температурный напор Δt_{ср}.

9. При выбранном типоразмере аппарата по нормалям установить величину узкого сечения F_c для прохода воздуха и для этого сечения определить среднюю скорость:

$$W_{v} = V/F_{c}$$

10. По графикам, приведенным в нормали, определить коэффициент тепло-

отдачи со стороны воздуха $\alpha_{\rm H. n.}$ 11. Определить коэффициент теплоотдачи $\alpha_{\rm B. H}$ и выбрать величину загрязнения r_{з. в} со стороны охлаждаемого продукта. 12. По уравнению (XXII, 41) вычислить коэффициент теплопередачи К_{и. п}

и расчетную поверхность аппарата:

$$F_{\mathbf{p}} = \frac{Q}{K_{\mathbf{R}, \mathbf{\Pi}} \Delta t_{\mathbf{CP}}}$$

13. Установить запас поверхности теплообмена для предварительно выбранного аппарата воздушного охлаждения (в %):

$$n = \frac{F - F_{\rm p}}{F_{\rm p}} \cdot 100\%$$

где F — предварительно принятая поверхность аппарата.

Если найденная величина запаса чрезмерна, необходимо сделать пересчет, выбрав другой тип аппарата, или несколько изменить производительность вентилятора.

14. По общепринятым методам определить гидравлическое сопротивление охлаждаемому потоку.

15. Определить потребляемую мощность (в кВт) электромотора

$$N = \frac{V\Delta p}{\eta} 10^{-3}$$

где Др — аэродинамическое сопротивление пучка труб потоку воздуха, Па; И — расход воздуха, м³/с; η — к. п. д. вентилятора.

гидравлический расчет теплообменных аппаратов

Важнейшей составной частью расчета поверхностных теплообменных аппаратов является расчет гидравлических сопротнвлений 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 $\Delta p_{\rm TD}$ и всех местных гидравлических сопротивлений $\Delta p_{\rm M}$, обусловливаемых изменением направления потока, расширением или сужением струи и т. д. Сопротивления рассчитывают при помощи соответствующих уравнений гидра-ВЛИКИ:

$$\Delta p_{\rm TP} = n_{\rm X} \lambda \frac{l}{d_{\rm BH}} \cdot \frac{U_{\rm TP}^2}{2\rho_{l_{\rm CP}}} n_{\rm T} \qquad ({\rm X}{\rm X}{\rm II}, 42)$$

$$\Delta p_{\rm M} = \left(\sum \xi_l \frac{U_{\rm np}^2}{2\rho_{l_{\rm CP}}}\right) n_{\rm T} \tag{XXII,43}$$

где n_x — число ходов в трубах; n_r — число теплообменников при их последовательном включении; λ — коэффициент гидравлических сопротивлений трения, определяемый в зависимости от характера движения среды и степени шероховатости стенки; $d_{\rm BN}$ — внутренний диаметр труб, м; $U_{\rm np}$ — массовая скорость продукта, отнесенная к сечению труб для одного хода, кг/(м² · c); l — длина теплообменной трубы, м²; $\rho_{l_{\rm CP}}$ — плотность потока при средней температуре, кг/м³; ξ_l — коэффициент местных сопротивлений по ходу потока в трубном пространстве, определяемый по следующим данным:

Характер местного сопротивления	F1
Удар и поворот (входная и выходная камеры) Поворот между ходами на 180° Вход в трубы распределительной камеры и выход из них Поворот на 180° через колено при переходе из одного аппа- рата в другой	1,5 2,5 1,0 2,0

Сложная гидродинамическая картина в межтрубном пространстве обусловливает трудность расчета потери напора для этого потока. На основе экспериментов с промышленными кожухотрубчатыми теплообменными аппаратами показано, что удовлетворительные результаты дают нижеследующие уравнения для расчета потери напора на преодоление:

сопротивление трения

$$\Delta p_{\mathrm{M.T}} = C \varphi_{\mathrm{Re}} \varphi_{\mathrm{M}} \varphi_{\delta} \varphi_{l} \frac{U_{\mathrm{sp}}^{2}}{2 p_{\ell_{\mathrm{RP}}}} \qquad (\mathrm{XXII}, 44)$$

местные сопротивления

$$\Delta \rho_{\rm M, c} = \sum_{l} \xi_{l} \frac{U^{2}}{2\rho_{t_{\rm CP}}} \qquad (XX11,45)$$

где ξ_i — коэффициенты местных гидравлических сопротивлений для отбойных пластин на входе и выходе потока, а также сопротивлений входного и выходного штуцеров; $U_{эф}$ — массовая скорость, отнесенная к эффективному сечению межтрубного пространства; U — скорость в отбойном устройстве; C — коэффициент сопротивления потоку, проходящему через межтрубное пространство при Re = 5000, зависящий от диаметра аппарата, числа ходов и схемы расположения труб и лежащий в пределах от 52 до 129; q_{Re} — поправочный коэффициент, учитывающий отклонение критерия Re от значения Re = 5000; q_{M} — коэффициент, составляющий 0,95 для нагреваемого потока и 1,05 для охлаждаемого теплоносителя; ϕ_{δ} — поправочный коэффициент, учитывающий отклонение фактических зазоров в аппарате от номинальных и находящийся в пределах от 0.85 до 0,95 (большее значение относится к теплообменникам днаметром от 600 до

531

1400 мм, меньшее — от 325 до 500 мм); ф₁ — коэффициент, учитывающий длину теплообменных труб *l*:

/, м	G	3	9
Ψ1	1	0,5	1,5

Поправочный коэффициент ϕ_{Re} вычисляется по формулам: при 1000 > Re > 6000

$$\varphi_{\rm Re} = \left(\frac{5000}{\rm Re}\right)^m$$

при 100 > Re > 1000

$$\varphi_{\rm Re} = \left(\frac{400}{\rm Re}\right)^n$$

где *т* и *n* — показатели степени, зависящие от диаметра труб н их расположения в пучке.

ЧАСТЬ ПЯТАЯ

ПРОЦЕССЫ ХИМИЧЕСКОЙ ПЕРЕРАБОТКИ НЕФТЯНОГО СЫРЬЯ

Глава XXIII

Основные закономерности нефтехимических процессов

КРАТКАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА ВАЖНЕЙШИХ Химических процессов переработки Нефтяного сырья

В нефтеперерабатывающей промышленности широко применяют химические процессы для получения ряда важнейших нефтепродуктов и повышения их качества. Использование химических процессов обеспечивает глубокую переработку нефти с получением светлых нефтепродуктов в количестве, превышающем их содержание в исходной нефти в 1,5—2 раза.

Химические процессы позволяют получать сырье для многих нефтехнмических производств, в частности такие важнейшие непредельные углеводороды как этилен, пропилен, бутилены, бутадиен и др., а также ароматические углеводороды — бензол, толуол, этилбензол, ксилолы, изопропилбензол.

На базе такого сырья осуществляется производство пластмасс, синтетических каучуков, синтетических волокон, моющих средств и других ценных продуктов.

Химические процессы переработки нефтяного сырья позволяют получать смазочные масла, которые по качеству значительно превышают масла, содержащиеся в лучших масляных нефтях. 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 повышения октановых чисел бензинов, а также для получения низкомолекулярных ароматических углеводородов — бензола, толуола, этилбензола, ксилолов.

Процесс осуществляется с циркуляцией газа, содержащего 70—80 % (об.) водорода при температуре 430—480 °C и давлении 3,5—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 компонентов высокооктановых бензинов и газа с высокой концентрацией пропан — пропиленовой и бутан — бутиленовой фракций. Процесс протекает при температуре 420—550 °С и давлении 0,1—0,2 МПа в присутствин алюмосиликатных, цеолитсодержащих и других катализаторов.

Изомеризация нормальных углеводородов (пентан, бутан, бензиновая фракция) проводится с целью получения изобутана, используемого для алкилирования, 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 300-400 °С и при давлении 3-4 МПа.

Гидрокрекинг высококипящих дистиллятных фракций с получением (в зависимости от режима) как светлых продуктов, так и сырья для производства высокоиндексных масел.

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 электродного кокса, применяемого в алюминиевой промышленности.

Одновременно 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 °C.

Алкилирование изопарафиновых углеводородов непредельными осуществляется с целью получения высокооктановых комнонентов бензинов. В качестве непредельных углеводородов используют пропилен, бутилены, амилены, в качестве изопарафиновых углеводородов — изобутан или изопентан. Молекула непредельного углеводорода соединяется с молекулой изопарафина, образуя более высокомолекулярный углеводород. 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 — α-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.

Большое развитие получил процесс производства полиэтилена полимеризацией этилена. В промышленности существует несколько разновидностей этого производства, в частности то, которое протекает при высоком давлении (150—200 МПа, температура 190—200 °С). 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 °C) и используемым катализаторам. Подобное многообразие обуславливает 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.

Ступенчатый противоток катализатора целесообразен в ряде случаев. При его осуществлении 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.

Идеальное вытеснение. В аппаратах идеального вытеснения частицы движутся в одном направлении без перемешивания и поэтому продолжительность пребывания любых частиц в зоне реакции одинаково. Такой характер движения можно наблюдать в трубчатом реакторе, длина трубы которого значительно превышает ее диаметр, а скорость потока сравнительно высока.

Идеальное смещение. 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. Частичное перемешивание. 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.

Тепловой эффект химической реакции. В соответствии с первым законом термодинамики тепловой эффект химической реакцин 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:

$$Q = \Delta U + A \qquad (XXIII,I)$$

Если химическая реакция протекает при постоянном давлении без изменения объема, то работа A = 0 и

$$Q = \Delta U$$
 (XXIII,2)

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 и температуры. Если в результате химической реакции изменяется агрегатное состояние, то в тепловой эффект реакции входит теплота 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 эту величину относят к единице количества исходного или превращенного сырья.

Тепловой эффект химической реакции может быть либо 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:

$$Q = \Delta H = \Sigma \left(\Delta H_{\text{obp}} \right)_{\text{Hp}} - \Sigma \left(\Delta H_{\text{obp}} \right)_{\text{Hex}}$$
(XXIII,3)

или как разность сумм теплот сгорания исходных веществ и продуктов реакции:

$$Q = \Delta H = \Sigma \left(\Delta H_{crop} \right)_{HCX} - \Sigma \left(\Delta H_{crop} \right)_{HP} \qquad (XXIII.4)$$

При расчетах по уравнениям (XXIII, 3) и (XXIII, 4) теплоты образования и сгорания для стандартного состояния могут быть найдены в справочной литературе.

Величина теплового эффекта реакции для 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.

539



Рис. XXIII-1. Зависимость теплового эффекта реакции каталитического крекинга легкого сырья Q от глубины превращения x.

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 величине теплового эффекта Q реакции каталитического крекинга в зависимости от глубины превращения x для фракции дизельного топлива. Из

графика следует, что теплота реакции первоначально увеличивается с увеличением глубины превращения, а затем уменьшается; максимальное значение соответствует глубине превращения 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 в 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

$$\frac{dx}{d\tau} = K(1-x) \tag{XXIII,5}$$

где К— коэффициент пропорциональности, носящий название константы скорости реакции.

540

Из этого уравнения после интегрирования имеем

$$K = \frac{1}{\tau} \ln \frac{1}{1-x}$$
(XXIII.6)

Решив данное уравнение относительно продолжительности реакции т, получим

$$\tau = \frac{1}{K} \ln \frac{1}{1-x}$$
 (XXIII,7)

Для реакций других типов константы скорости реакций или время реагирования определяются другими, более сложными уравнениями или кинетическими кривыми.

Если известна продолжительность реакции т, необходимая для осуществления данного химического процесса с заданной степенью превращения, то требуемый объем реакционного пространства V_p определится из уравнения

$$V_{\rm p} = V\tau/\epsilon \qquad (XXIII,8)$$

где V — объем реагирующих веществ при температуре и давлении реакции, м³/с; т — продолжительность реакции, с; є — доля свободного объема реакционного пространства (для некаталитических процессов є = 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.

Многле реакции протекают при высоких температурах и давлениях, поэтому определение объема газообразных и парообразных продуктов реакции осложняется, так как в этих условиях наблюдаются значительные отклонения от законов идеальных газов.

Учитывая отмеченное, при расчете объема реакционных аппаратов используют экспериментально найденную величину 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 измеряется в м⁹/(м³ ч) или ч⁻¹. При газообразном сырье объемная скорость измеряется в кубометрах исходного газа при нормальных условиях и измеряется в тех же величинах.

Массовая скорость ng равна массе сырья, поступающего в I 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 $(1/n_{\sigma})$ или массовой скорости $(1/n_{g})$ пропорциональна длительности реакции и называется фиктивным временем реакции τ_{Φ} . Так, если при неизменных прочих условиях объемная или массовая скорость увеличена в два раза, то продолжительность реакции уменьшается также в два раза, хотя абсолютное значение длительности реакции в обоих случаях остается неизвестным.



Рис. XXIII-2. Кинетические кривые ступенчато-противоточного каталитического крекинга вакуумного газойля при 475 °С: 1 — бензии: 2 — легкий газойль; 3 — газ; 4 — кокс; 5 — глубина превращения.

С использованием объемной или массовой скорости объем реакционной зоны определяется по следующим уравнениям:

$$V_{\rm p} = \frac{V_{\rm c}}{n_{\rm p}} = V_{\rm c} \tau_{\rm \phi} \qquad (XXIII,9)$$

$$V_{\rm p} = \frac{G_{\rm c}}{n_{\rm g}\rho_{\rm B}} = \frac{G_{\rm c}\tau_{\rm \phi}}{\rho_{\rm H}} \quad (XX111,10)$$

где V_c — объем исходного сырья, м³/ч; G_c — масса исходного сырья, кг/ч; $\rho_{\rm H}$ — 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 такие кинетические кривые для каталитического газойля при конкретных условиях в зависимости от фиктивной длительности реагирования $\tau_{\rm ch} = 1/n_{\rm g}$.

Установлено, что при увеличении температуры на 10° константы скорости реакций увеличиваются в 2—4 раза. В общем случае зависимость константы скорости химической реакции от температуры выражает уравнение Аррениуса:

$$\lg K = -\frac{E}{RT} + \ln[C] \qquad (XXIII,11)$$

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. Величина энергии активации определяется из уравнения (XXIII, 11) 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, по-

этому 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.

$$\frac{\tau_2}{\tau_1} = \frac{K_1}{K_2}$$

Зависимость константы скорости химической реакции от температуры характеризуется также температурным коэффициентом K_t или температурным градиентом скорости реакции Δt . Температурный коэффициент K_t есть отношение констант скорости реакции при двух температурах, отличающихся на 10 градусов, т. е. это величина, показывающая, во сколько раз изменяется скорость реакции при изменении температуры на 10°, а температурным градиентом 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 l_1 и l_2 выражается нижеследующими уравнениями:

$$K_{2} = K_{1}K_{1}^{0,1} (t_{2}-t_{1})$$
 (XXIII,12)

$$\tau_2 = \tau_1 K_t^{-0.1 \ (t_2 - t_4)} \tag{XXIII,13}$$

$$\tau_2 = \tau_1 2^{-\frac{\ell_2 - \ell_1}{\Delta t}}$$
(XXIII,14)

Взаимосвязь между температурным коэффициентом скорости реакции K_t и температурным градиентом Δt , соответствующим удвоению скорости реакции, определяется нижеследующим выражением:

$$\mathcal{K}_t = 2^{\frac{10}{\Delta t}} \tag{XXIII,15}$$

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 , τ_2 — продолжительности реагирования соответственно при этих температурах.

Уравнение (XXIII, 13) применимо также и для расчета фиктивной длительности реагирования, т. е.

$$\tau_{\phi_2} = \tau_{\phi_1} K_t^{-0.1 \, (t_2 - t_1)} \tag{XXIII,16}$$

543
Приведенные уравнения позволяют вычислить продолжительность реакции при температуре t_2 , если известна эта величина при температуре t_1 .

Взаимосвязь между величинами массовой или объемной скоростей при изменении температуры могут быть также вычислены с использованием коэффициента скорости реакции по нижеследующим уравнениям

$$n_{\sigma_{1}} = n_{\sigma_{1}} K_{t}^{0,1} (t_{2} - t_{1})$$
 (XXIII,17)

илн

$$n_{v_2} = n_{v_1} K_{\ell}^{0,1} (t_2 - t_4)$$
 (XXIII,18)

Приведенные уравнения справедливы для изотермического процесса; при адиабатических или политропических процессах длительность реагирования или массовую (объемную) скорость можно рассчитывать по тем же уравнениям, если температуры t_1 и t_2 соответствуют температурам t_3 , эквивалентным средней скорости процесса. Для неизотермического процесса температурой t_3 , эквивалентной средней скорости, является такая температура при которой достигается та же скорость процесса, что и в изотермических условиях.

Температура, эквивалентная средней скорости адиабатического процесса, равна

$$t_{a,a} = t_1 + \frac{10}{\ln K_t} \ln \frac{0.1 (t_2 - t_1) \ln K_t}{1 - K_t^{-0.1} (t_2 - t_1)}$$
(XXIII,19)

Температура, эквивалентная средней скорости политропического процесса, равна

$$t_{\partial.n} = t_1 + \frac{10}{\ln K_t} \ln \frac{K_t^{0.1 (t_2 - t_1)} - 1}{(t_2 - t_1) \ln K_t}$$
(XXIII,20)

Гетерогенная каталитическая реакция осуществляется в присутствии твердых пористых катализаторов и протекает в несколько стадий; это стадии внешней диффузии реагирующих молекул из объема 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, 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 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 в целом, тогда как для реакции, протекающей в диффузионной области, изменение температуры незначительно влияет на скорость процесса в целом, так как скорость диффузии также незначительно изменяется с температурой.

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 можно регулировать следующими способами:

1. Изменение температуры и давления, влияющих на константу равновесия химической реакции.

2. Изменение продолжительности реакции.

3. Подбор соответствующего катализатора.

4. Ведение процесса с рециркуляцией, при которой за однократный пропуск сырья через реакционную зону обеспечивается допустимая степень превращения, после чего из реакционной зоны выводятся продукты реакции вместе с непрореагированным сырьем, а затем (после их разделения) непрореагировавшее сырье возвращается обратно в реакционную зону.

Принципиальная схема такого процесса показана на рис. XXIII-3. 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 связано с дополнительным расходом энергии на отделение продуктов реакции от непрореагировавшего сырья и требует увеличения размеров реактора



Рис. XXIII-3. Блок-схема процесса с рециркуляцией непрореагированного сырья: *I* — реактор: 2 — аппаратура для разделения. Потоки: *I* — исходное сырье; *II* — смесь продуктов реакции с непрореагировавшим сырьем; *III* — рециркулирующий поток испрореагировавшего сырья; *IV* — продукты реакции.



Рис. XXIII-4. Блок-схема потоков для прямера трехступенчатого алкилирования изобугана бутиленами:

Р — реакционная зона; К — колонна для отделения изобутана от алкилата. Потокий I — изобутан; II — бутилены; III — алкилат; цифры на потоках соответствуют числам молей.

или сокращения производительности действующей установки по исходному сырью.

5. Изменение 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.

Сущиюсть такого процесса и его преимущества поясним на примере трехступенчатого алкилирования изобутана бутиленами.

В этом упрощенном примере для каждой ступени реакции приняты следующие условия: 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 соотпошения 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 сту-

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

$$1 + 0.9 + 0.8 = 2.7$$

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 горення 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 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 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 могут использоваться для химических процессов, при осуществлении которых допустимо изменение (повышение или понижение) температуры в зоне реакции, обуславливаемое тепловым эффектом реакции (изотермической или эндотермической). без теплообмена с внешней средой (потерями тепла пренебрегаем). Подобные условия имеют место при малом тепловом эффекте реакции, а также при сравнительно небольшой глубине превращения, следствием чего является малое изменение температуры или случай, 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) или компенсирует (при эндотермической реакции) часть теплового эффекта реакции. Примером такого 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 °C; сырьем такого процесса является либо угольная паста — смесь измельченного угля с жидкими продуктами гидрогенизации, либо нефтяные остатки; катализатор в виде порошка предварительно смепивают 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.

Большое применение в промышленности имели адиабатические реакторы для каталитических процессов, выполненные в виде цилиндрических аппаратов, заполненных стационарным слоем гранулированного катализатора. В этих аппаратах катализатор располагается либо в виде одного слоя по всей рабочей высоте реактора, либо в виде отдельных слоев. 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. Применяют реакторы с аксиальным и радиальным движением сырья. Радиальное движение обеспечивает меньшие потери напора потоку сырья.

В качестве примера на рис. XXIV-1 показана схема реактора гидроочнстки с аксиальным потоком сырья, а на рис. XXIV-2 схема реактора каталитического риформинга с радиальным потоком. Для контроля температурного режима в слое катализатора и температуры корпуса аппарата используются зональные и наружные термопары.

Реакторы такого типа обычно применяют в случае использования катализаторов, работающих сравнительно длительный отрезок времени без регенерации или вообще не подлежащих регенерации.

Продолжительность работы катализатора в различных процессах составляет от нескольких часов до 1—2 лет. Такие реакторы обычно работают в адиабатических условиях. При этом обеспечивается ступенчатое регулирование температурного режима: весь реакционный объем, необходимый для завершения реакции с заданной глубиной превращения, разбивают на несколько последовательно соединенных адиабатических реакторов, а на потоке при переходе из одного реактора в другой устанавливают теплообменную поверхность, через которую подводят или отводят тепло, обеспечивая необходимый температурный режим в после-



дующем реакторе. Допустимое изменение температуры в каждом реакторе достигается ограничением степени



Рис. XXIV-1. Конструктивная схема реактора гидроочистки:

8 — зональная термопара; 2 — наружные термопары (расположены по окружности реактора); 3 — корпус: 4 — торкрет-бстонная футерочка. Потоки: I — сырье; II — продукты реакции; III — катализатор.

Рис. XXIV-2. Конструктивная схема реактора каталитического риформинга: $I \rightarrow зональные термопары; 2 - наружные термопары (расположены по окружности реактора); 3 - корпус; 4 - торкрет-бетонная футеровка. Потоки: I - сырье; II - продукты реакции; III - катализатор.$ превращения, и 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 сообщается тепло, компенсирующее тепло эндотермической реакции. На установках платформинга, получивших особенно широкое распространение, применяется платиновый катализатор, работающий без потери активности до 1 года при температуре 480—520 °С и давлении 2—4 МПа; при снижении активности катализатора температурный режим в реакторах делают более жестким. В реактор вместе с сырьем — бензиновыми фракциями направляется циркулирующий газ с высоким содержанием водорода, который предотвращает образование кокса и его отложение на катализаторе.

Применяют пустотелые цилиндрические или змеевиковые реакционные аппараты с поверхностным теплообменом. Такие аппараты характеризуются политропическими условиями ведения процесса. В качестве примера цилиндрического реактора с отводом тепла через боковую его поверхность можно назвать реактор для полимеризации этилена под высоким давлением. Тепло реакции отводится испаряющейся водой в пароводяной рубашке, расположенной на боковой поверхности реактора. Для выравнивания температуры в реакторе и лучшего теплообмена с внутренней поверхностью реактора в аппарате размещают перемешивающее устройство. Реакция осуществляется при 190—200 °С с добавлением к исходному этилену кислорода в количестве 0,05— 0,10 % (масс.).

В качестве реакторов процессов термического крекинга и пиролиза широко используются змеевики, размещенные в трубчатой печи; в этом случае эндотермическое тепло реакции компенсируется подводом тепла от дымовых газов через поверхность эмеевика печных труб. Для осуществления пиролиза жидкого и газообразного нефтяного сырья широко используются многопоточные печи с жаропрочными трубами, позволяющими вести процесс при температуре 750—850 °С и продолжительности реакции 0,5— 1,5 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 слой катализатора небольшой толщины в направлении потока тепла, 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 удобно осуществлять водой, испаряющейся в межтрубном пространстве. Использование испаряющейся воды в качестве теплоагента позволяет иметь строго определенную температуру в любой части теплообменной поверхности, а также легко регулировать температурный режим процесса, путем изменения давления испаряющейся воды; при изменении давления в межтрубном пространстве изменяется температура кипения воды, меняется разность температур между теплообменивающимися средами, а следовательно, меняется теплосъем при неизменной поверхности теплообмена.

К реакторам политропического типа относятся также аппараты, конструктивно оформленные аналогично теплообменникам типа «труба в трубе»: во внутренней трубе размещается катализатор, а через кольцевое пространство пропускается теплоагент.

Для осуществления химической реакции в изотермических условиях требуется обеспечить интенсивное перемешивание и высокоэффективный теплообмен; в реакторах для таких процессов обычно применяют смесительные устройства (мешалки) различных конструкций. Приближаются к изотермическим условиям реакционные аппараты с псевдоожиженным слоем мелкозернистого катализатора или теплоносителя.

В качестве примера реактора с изотермическими условиями протекания реакции рассмотрим аппараты, применяемые для процесса алкилирования изобутана бутиленами с целью получения высокооктанового компонента бензина-алкилата (изооктана). Реакция осуществляется в жидкой фазе при 5—10 °С с использованием в качестве катализатора 95—98 %-ной серной кислоты. В зоне реакции концентрация кислоты в реакционной смеси составляет около 50 % (об.) при расходе катализатора, равном 10—15 % массы продуктов алкилирования; кислота срабатывается в связи с понижением ее концентрации вследствие поглощения некоторых органических соединений и воды, растворенной в исходном сырье.

Для алкилирования расходуется на 10—15 % больше изобутана, чем следует из стехиометрического соотношения, что обусловлено побочными реакциями образования высококипящих фракций полиалкилата.

Для подавления реакции полимеризации бутиленов, которая может протекать в этих условиях, в зоне реакции обеспечивается значительный избыток циркулирующего изобутана.

На рис. XXIV-3 изображен вертикальный реактор (контактор) сернокислотного алкилирования, снабженный турбосмесителем. Благодаря высокой производительности турбосмесителя,

552



Рис. XXIV-3. Конструктивная схема реактора алкилирования с турбосмесителем:

1 - турбина; 2 - редуктор. Потоки <math>I - углеводороды на входе; <math>II - кнелота на входе; <math>III - хладоагент на входе; <math>IV - хладоагент на выходе; V кислота и углеводороды на выходе; <math>VI - патрубокдля откачки.

во много раз превосходящей производительность аппарата, смесь углеводородов и кислоты интенсивно перемешивается, циркулируя по замкнутому циклу, как это показано стрелками на рисунке. Для отвода тепла, выделяющегося при экзотермической реакции, в аппарате размещается сильно развитая поверхность теплообмена с двойными трубками (свечи Фильда); охлаждающим является агентом испаряющийся аммиак Для или пропан. увеличения поверхности наружная сторона теплообменных трубок оребрена. Отвод тепла регулируется ИЗ-

менением давления (температуры) испаряющегося теплоагента. Подобные контакторы выполняются также и с U-образными теплообменными трубками.

Для алкилирования изобутана бутиленами применяют также каскадный реактор (рис. XXIV-4). Особенностью этого аппарата является отвод тепла за счет частичного испарения углеводородной фазы (в основном изобутана), отсасываемой из аппарата компрессором и после конденсации и охлаждения возвращаемой обратно в процесс. В этом аппарате реакционная зона разделена на три последовательно соединенных секции, в каждую из которых подается исходное сырье — смесь бутиленов с изобутаном; реактор конструктивно совмещен с отстойной зоной для отделения кислоты от углеводородов. Свежая серная кислота и циркулирующий изобутан целиком подаются в первую секцию. Целесообразность такой ступенчатой загрузки сырья и изобутана позволяет значительно сократить количество циркулирующего изобутана.



Рис. XXIV-4. Схема трехступенчатого каскадного реактора алкилирования: *1* – пропеллерный смеситель; 2 – насос для кислоты; 3 – компрессор для непаря. ющегоси изобутана; 4 – конденсатор наров изобутана. Потоки: *1* – сырье; *1* – ипркулирующий изобутал; *111 – св*-жая кислота; *IV* – отработанная кислота; *V* – продукты алкилирования; *VI* – пары изобутана.

18 Скобло А. И. и др.

В нефтехимической промышленности широкое применение получили сменно-циклические процессы с твердым катализатором, который одновременно используется в качестве теплоносителя.

Особенностью этих процессов (примером может служить каталитический крекинг) является сравнительно быстрое отравление катализатора вследствие отложения кокса на его поверхности и обусловленная этим необходимость регенерации путем выжига. Попеременное проведение химической реакции и регенерации катализатора может быть осуществлено либо в одном и том же периодически переключающемся аппарате, либо в двух различных аппаратах - реакторе и регенераторе. В первом случае катализатор неподвижен, а для обеспечения непрерывности работы установки в целом сооружается два аппарата или большее их число. В то время, как в одном аппарате протекает химическая реакция, 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, и наоборот. В процессе регенерации температура катализатора повышается и он аккумулирует часть выделившегося тепла, которое в дальнейшем целиком или частично используется на осуществление эндотермической реакции; при этом температура катализатора понижается. Таким образом, твердый катализатор одновременно используется и как теплоноситель. При выделении значительного количества тепла в процессе регенерации и недостаточно большой массе катализатора для предотвращения недопустимого повышения температуры при регенерации катализатора часть тепла отводится и используется, например, для получения водяного пара.

В процессе каталитического крекинга активность алюмосиликатного катализатора существенно снижается вследствие отложения на нем образующегося кокса, поэтому на первых промышленных установках со стационарным катализатором крекинг вели в течение 10 мин при полном цикле работы 30 мин, из которых 10 мин затрачивали на регенерацию, а остальные 10 мин - на все вспомогательные операции, связанные с эвакуацией продуктов реакции крекинга и дымовых газов после регенерации катализатора, что необходимо для подготовки реактора соответственно к циклам крекинга или регенерации. Необходимость отвода значительного количества тепла в процессе регенерации катализатора при высоких температурах и кратковременные циклы работы реактора, как это имело место на установках каталитического крекинга со стационарным катализатором, обусловили большую сложность конструкции реактора. Сложность обусловлена значительной поверхностью теплообмена, выполненной в виде ребристых труб, необходимостью использования высокотемпературного (температура 460-480 °C) теплоносителя - расплавленных солей и применением большого числа сложных задвижек с электроприводом, специальных программных регуляторов (таймеров) и т. д. Поэтому такие сложные реакторы в дальнейшем не получили распространения на установках каталитического крекинга; более простыми и удобными в эксплуатации оказались системы с движущимся катализатором.

Широкое распространение в промышленности получили две основные системы каталитического крекинга с движущимся катализатором различного размера.

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 (20—150 мк) катализатором контактирование с парогазовым потоком осуществляется в псевдоожиженном («кипящем») слое.

Эти системы каталитического крекинга различаются по способу транспорта катализатора, взаимному расположению реактора и регенератора, по методам осуществления секционирования, конструктивному оформлению важнейших внутренних узлов аппарата — выравнивающих устройств (предназначены для обеспечения равномерного по сечению аппарата движения катализатора), газораспределительных и газосборных устройств, распределителей катализатора, отпарных секций и др.

Реакторные блоки каталитического крекинга с движущимся катализатором, включающие реактор, регенератор и систему транспорта катализатора, по взаимному расположению аппаратов и схемам циркуляции катализатора подразделяются на установки с двукратным (рис. XXIV-5) и однократным (рис. XXIV-6) подъемом катализатора. При прочих равных условиях схемы с однократным подъемом катализатора отличаются большей высотой установки. Так, для установки каталитического крекинга с гранулированным катализатором высота реакторного блока соответственно составляет при двукратном подъеме 60—70 м, а при однократном 80—100 м. При однократном подъеме катализатора либо реактор располагают над регенератором, либо наоборот, регенератор над реактором.

В реакторах шахтного типа установок каталитического крекинга с гранулированным катализатором может быть осуществлено как прямоточное, так и противоточное движение катализатора и паров сырья.

Прямоточные реакторы предпочтительнее по следующим основным причинам.

1. В случае прямотока регенерированный катализатор при повышенной температуре контактирует с исходным сырьем; избыточное тепло катализатора в первую очередь используется на нагрев, а при парожидкофазном питании — и на испарение



Рис. XXIV-5. Схема реакторного блока с двукратным подъемом катализатора: 1 — реактор; 2 — регенератор; 3 — пневмоподьемники. Потоки. I — сырье; II — продукты реакции; III — вакоксованный катализатор; IV — регенерированный катализатор; V — воздух; VI — газы регенерации.

Рис. XXIV-6. Схема реакторного блока с однократным подъемом катализатора: *I* -- реактор; *2* — регенератор; *3* — пвевмоподьемник. Потоки: *I* — сырье; *II* — продукты реакции: *III* — закоксованный катализатор; *IV* — регенерированный катализатор; *V* — воздух; *VI* — газы регенерачии.

сырья. При противотоке же регенерированный катализатор контактирует с парами продуктов реакции, что приводит к их перегреву, нежелательному для процесса.

2. При одинаковых температурах исходного сырья и регенерированного катализатора средняя температура в зоне реакции прямоточного реактора на 25—30 °С выше, чем в других случаях.

3. Водяной пар, расходуемый на отпарку закоксованного катализатора, не проходит как балласт через весь слой катализатора в зоне реакции.

4. Легче осуществляется отпарка углеводородов с поверхности отработанного катализатора, что является следствием меньшей их молекулярной массы (в противоточном реакторе отпариваются в основном адсорбированные молекулы сырья).

Прямоточный реактор шахтного типа имеет следующие основные части или зоны (рис. XXIV-7).

Верхнее распределительное устройство, предназначенное для равномерного распределения поступающего в реактор катализатора по всему сечению аппарата. В сборник распределительного устройства подается инертный газ, создающий газовый затвор и предотвращающий утечку продуктов реакции через стояк для катализатора.

Рис. ХХІУ-7. Схема прямоточного реактора шахтного типа:

1 — бункер; 2 — стояк; 3 — зона ввода сырья; 4 — верхнее распределительное устройство; 5 — резкционная зона; 6 — зона отделения паров от катализатора; 7 — зона отпарки; 8 — нижнее распределительное устройство. Потоки: 1 — регенернрованный катализатор; 11 — сырьс; 111 — продукты реакции; 1V — водяной пар; V — отработанный катализатор; VI — инсртный газ.

Зона ввода сырья и распределения его по сечению аппарата. При парожидкофазном питании применяют специальные конструкции, обеспечивающие равномерность опыления гранул катализатора сырьем в жидкой фазе.

Реакционная зона — пустотелая часть аппарата, где сплошным слоем движется катализатор и прямоточно с ним контактирующие пары сырья. Объем этой зоны выбирается с таким расчетом, чтобы пары сырья были в контакте с катализатором столько времени, сколько требуется для крекинга с заданной глубиной превращения.

Тепло, необходимое для эндотермической реакции крекинга, заимствуется из потоков катализатора и реакционной смеси, температуры которых вследствие этого понижаются в направлении движения потоков.

Зона отделения от катализатора паров и газообразной фазы (продукты реакции и неразложившееся сырье) выполняется в виде секции. Применяются различные конструкции таких секций. На рис. XXIV-8 показана схема одной из конструкций сепарационного устройства, выполненного в виде нанизанных на трубки гирлянд колпачков. Пары поступают под колпачок, затем по трубкам попадают в пространство под трубной решеткой, а оттуда отводятся в ректификационную колонну. В трубной решетке



укреплены переточные трубы, по которым катализатор направляется в зону отпарки.

VI

Зона отпарки — полая часть аппарата, где в противотоке с катализатором движется водяной пар, который вытесняет углеводородные пары из свободного

Рис. XXIV-8. Схема устройства для отделения продуктов реакции от катализатора (a) и трубки с колпачком (б):

I — газогборная труга; 2 — колпанов; 3 штущер для отвода продуктов реакции; 1 балка для крепления газосборных труб; 5 кереточные трубы для катализатора.



Рис. XXIV-9. Позопные зависимости содержания кокса на катализаторе и температуры в регенераторе шахтного типа:

G. ... - количество остаточного кокса на катализаторе.

объема между частицами катализатора и осуществляет их десорбцию с поверхности катализатора.

Нижнее распределительное устройство, предназначенное для выравнивания потока катализатора по сечению аппарата; конструкции его разнообразны.

Регенераторы шахтного типа имеют: а) верхнее и нижнее распределительные устройства для катализатора, конструкция которых принципиально такая же, как и у реакторов; б) распределители воздуха; в) газообразные устройства для сбора и вывода дымовых газов, образующихся при сгорании кокса; г) пароводяные змеевики для отвода части тепла сгорания кокса.

Регенераторы представляют собой футерованные изнутри аппараты прямоугольного или круглого сечения, которые различаются по числу зон (ввод воздуха, вывод дымовых газов, охлаждающий змеевик).

При относительно высоком содержании кокса на отработанном катализаторе и пониженной кратности циркуляции катализатора, во избежание значительного повышения температуры катализатора, что угрожает снижением его активности, применяют регенераторы с большим числом зон; в каждой такой зоне сжигается только часть кокса, а катализатор охлаждается перед поступлением в следующую зону.

График, приведенный на рис. XXIV-9, иллюстрирует для некоторого конкретного случая данные, характеризующие позонное изменение содержания кокса и температуры катализатора в регенераторе, имеющем 7 зон.

Если кратность циркулирующего катализатора увеличивается при неизменном сырье, содержание кокса на отработанном катализаторе уменьшается, а число зон сокращается.

По устройству аппараты с малым числом зон менее сложны по сравнению с многозональными: в них легче регулируется температурный режим, более полно аккумулируется тепло выжига кокса, используемое на нагрев и испарение сырья в реакторе; они проще в эксплуатации, однако в этих аппаратах требуется большая кратность циркуляции катализатора и больший расход энергии на его транспорт. Кроме того, при сокращении числа зон увеличивается высота слоя катализатора между сечениями ввода воздуха и вывода дымовых газов, а следовательно, увеличивается сопротивление потоку. Чаще предпочтение отдается установкам



Рис. XXIV-10. Схема одной зоны регенератора: 1 — оклаждающие змеевики; 2 — газосборные желоба; 3 — поздухораспределительные желоба. Потоки: 1 — поток частиц катализатора; 11 — воздух; 111 — дымоные газы.

Рис. XXIV-II. Схема регенератора с двумя зонами выжига:

I — трубки для перетока катализатора; 2 — охлаждающие эмееввки; 3 — зояв выжига; 4 — желоба для распределения воздуха; 5 — кижнее выравнивающее устройство для катализатора. Нотокв: I воздух; И — катализатор; 111 — дымовые газы.



каталитического крекинга, регенераторы которых имеют небольшое число зон.

На рис. X XIV-10 представлена схема одной зоны регенератора, в которой имеются змеевик, распределитель воздуха и газосборный коллектор, выполненные в виде желобов, равномерно распределенных по всему сечению аппарата. Как видно из схемы, часть потока воздуха контактируется с катализатором в противотоке, а часть в прямотоке.

Опыт эксплуатации регенераторов с коллекторами желобчатого типа свидетельствует о том, что такая конструкция не обеспечивает равномерного распределения потока воздуха и газов по сечению аппарата.

На рис. XXIV-11 показана схема регенератора с двумя зонами выжига и иной конструкцией распределителей воздуха, распределителей катализатора и газосборных устройств.

На установках каталитического крекинга с гранулированным катализатором обычно осуществляется пневматический транспорт с использованием в качестве транспортирующего агента нагретого воздуха или дымовых газов. На таких установках пневмотранспорт осуществляется на высоту 60—100 м при производительности от 30 до 200 т/ч катализатора и диаметре пневмоствола до 500 м. При более высокой производительности применяется несколько параллельных стволов. Отмечено, что при увеличении числа стволов и одновременном уменьшении их днаметра сокращается механический износ катализатора и его расход на восполнение потерь.



Рис. XXIV-12. Схема дозера для транспортирования гранулированного катализатора:

Потоки: 1 — первичный воздух; 11 — вторичный воздух; 111 — катализатор; 1V — поток транспортируемого катализатора.

Верхнюю часть пневмоствола делают большего диаметра, что позволяет сократить скорость движения катализатора перед его поступлением в верхний бункер; при наличии такого тормозного участка уменьшается износ катализатора от ударов частиц о стенки бункера.

Для регулирования расхода катализатора и смешения потока катализатора с транспортирующим воздухом служит

дозер; схема одной из конструкций такого дозера представлена на рис. XXIV-12.

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 типа, рассмотренные ранее; их устройство было представлено на рис. XVIII-8 XVIII-10.

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; эти частицы выпадают обратно в слой. Вынесенные из слоя более мелкие частицы, скорость витания которых равна или меньше скорости наров над слоем, уносятся потоком паров в циклоны.

Одно-, двух- или трехступенчатые 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.



Рис. XXIV-13. Схемы отпарных секций реакторов и регенераторов установок каталитического крекинга:

а — кольцевая (вид прямо и план); б — кольцевая с отссками (план); в — цилиндрическая с перегородками «диск — кольцо»; в — сегментвая; б — цилиндрическая имносияя; І — стояк отработанного катализатора; 2 — ствол пневмоподъемвика; З — распределительная решетка; 4 — отпариая секция; 5 — магочник для водяного пара.

Отпарные секции конструктивно выполняются по-разному. На рис. XXIV-13 представлены схемы следующих 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.

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 расход отпаривающего агента.

Расположение реактора и регенератора установок каталитического крекинга с «кипящим» слоем, используемые метод и система транспорта катализатора, а также давление в обоих аппаратах являются взаимосвязанными факторами.



Рис. XXIV-14. Схема реакторного блока с двукратным подъемом катализатора и расположением регенератора выше реактора:

1 — циклопы; 2 — реактор; 3 — распределительная решетка; 4 — отнарная секция; 5 — регенератор.

Рис. XXIV-15. Схема реакторного блока с двукратным подъемом катализатора и расположением реактора и регенератора на одном уровне:

1 — распределительная решетка: 2 — реактор; 3 — циклоны; 4 — отпарная секция: 5 — регенератор.

Применяют следующие основные схемы реакторных блоков таких установок.

а) Схема с двукратным подъемом катализатора, расположением регенератора выше реактора и транспортом катализатора в разбавленной фазе (рис. XXIV-14). При такой схеме давление в регенераторе сравнительно невелико, его значение обуславливается лишь сопротивлением потоку дымовых газов, проходящих через циклоны и все последующие аппараты и коммуникации.

Чтобы преодолеть повышенное давление в реакторе при транспорте катализатора из регенератора, последний размещается на такой отметке, при которой высота столба катализатора в спускном стояке обеспечит необходимый избыток давления. Транспорт в разбавленной фазе характеризуется сравнительно невысокой концентрацией катализатора в подъемном стояке (порядка 25— 35 кг/м³) и высокой порозностью (г ≥ 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. Рнс. XXIV-16. Схема реакторного блока с двукратным подъемом катализатора и транспортом в плотной фазе:

1 - pacnp	еделительная	решетка:	2 -	- pe	зактор; З	
циклоны;	4 - отпариая	секция;	5	P	егенерат	op.

б) Схема с двукратным подъемом катализатора, расположением реактора и регенератора на одном уровне и транспортом катализатора в разбавленной фазе (рис. XXIV-15). При такой схеме в регенераторе создается такое же давление, как и в реакторе. Таким образом при расположении регенератора на меньшей высоте требуется больший расход энергии на сжатие воздуха, поступающего для регенерации катализатора.



в) Схема с двукратным подъемом катализатора, расположением реактора и регенератора на одном уровне и транспортом катализатора в плотной фазе (рис. X X IV-16). При этой схеме давление в аппаратах является практически одинаковым. Транспорт катализатора в плотной фазе характеризуется высокой концентрацией катализатора: около 200-350 кг/м³ в подъемном стояке (порозность є = 0,7-0,85) и 550-700 кг/м³ в спускном стояке. При таком способе транспорта перемещение катализатора обуславливается различием плотностей катализатора в нисходящей и восходящей ветвях; в каждой ветви высота столба слоя катализагора 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 ≈1,5-3,0 м/с.

г) Схемы с однократным подъемом катализатора, соосным расположением аппаратов и транспортом катализатора в разбавленной фазе. Такие схемы решаются в двух вариантах: реактор расположен над регенератором (рис. XXIV-17) и регенератор расположен над реактором (рис. XXIV-18). Выбор той или иной схемы реакторного блока зависит от конкретных условий.

В реакторных устройствах с «кипящим слоем» используется мелко дисперсный катализатор; вследствие интенсивного перемешивания здесь обеспечивается эффективный массо- и теплообмен между реагирующей средой и поверхностью катализатора, что в конечном счете интенсифицирует реакцию, скорость которой лимитируется внутренней или внешней диффузией.

Однако интенсивное перемешивание, характерное для «кипящего» слоя, является и отрицательным фактором, так как приводит

563



Рис. XXIV-17. Схема реакторного блока с однократным подъемом катализатора и расположением реактора над регенератором:

1 — реактор; 2 — циклоны; 3 — отпарная секция; 4 — регенератор; 5 — вводямій патрубок пиклона; 6 — распределительная решетка; 7 — отпарная секция. Потоки: І воздух; 11 — сырье: 111 — водяной пар; 7У — продукты реакции; V — газы регенерация.

Рис. XXIV-18. Схема реакторного блока с однократным подъемом катализатора и расположением регенератора над реактором:

1, 5 — отстойные зоны; 2, 7 — кипящий слой; 3 — распределитель воздуха; 4, 13 — цикалоны; 6 — свускные стояки катализатора; 8 — клапаны для катализатора; 9 — регулирующий клапан; 10 — отпариая секция; 11 — подъемный стояк; 12 — распределительная решстка. Потоки: 1 — продукты реакции; 11 — сырье; 111 — водяцой пар; 1V — ноздух; V — газы регенерации.

к смешению продуктов реакции с исходным сырьем и отработанного катализатора с активным, что снижает скорость процесса, увеличивает выход побочных продуктов реакции и снижает среднюю активность катализатора в зоне реакции.

Отмеченные выше недостатки устраняются при использовании секционированных реакторов: зона реакции разобщается на ряд самостоятельных секций, где перемешивание ограничивается объемом секции. Рис. XXIV-19. Схема ступенчатого противоточного реактора:

1 — распределительном решетка; 2 — переточном труба; 3 цикловк: 4 — отражатехь (ограничитель). Потоки: 1 — сырыс; 11 — отрабатанный катализатор; 111 — продукты реакции; 112 — регенсрированный катализатор.

Из ряда схем подобного секционирования общего «кипящего» слоя рассмотрим схему ступенчатого противотока, предложенную Д. И. Орочко с соавторами, которой осущев противоток ствляется мелкозернистого материала с псевдоожижаагентом. Ha ющим рис. XXIV-19 показана схема ступенчатого противоточного реактора каталитического крекинга. В таком реакторе через переточные



трубы катализатор поступает из одной секции «кипящего» слоя в другую, а в противотоке с катализатором поднимаются пары сырья и продуктов реакции. Такой же ступенчатый противоток применяется и при регенерации. В случае ступенчатого противотока процесс интенсифицируется в несколько раз по сравнению с односекционным «кипящим» слоем, значительно повышается использование кислорода воздуха при регенерации катализатора.

Описанные выше реакционные аппараты установок каталитического крекинга с гранулированным и мелкозернистым катализатором используются также и для проведения многих других нефтехимических процессов. Имеются установки каталитического риформинга, в которых осуществляется процесс как с движущимся сплошным слоем гранулированного катализатора, так и с псевдоожиженным слоем катализатора.

Коксование нефтяных остатков также может осуществляться либо в реакторах шахтного типа на циркулирующем в системе гранулированном коксе-теплоносителе (частицы диаметром 5— 11 мм), либо в реакторах с «кипящим» слоем мелкозернистого кокса-теплоносителя (частицы диаметром 0,1—0,4 мм). Реакторные блоки таких коксовых установок принципиально аналогичны установкам каталитического крекинга, с тою разницей, что вместо регенератора здесь имеется 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.

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



Рис. XXIV-20. Схема реакторных блоков установок каталитического кренинга: а — с транулированным катализатором; б — с мелкозернистым катализатором. 566 материальных потоков при выбранной конструкции и 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 реакторным блокам двух систем:

a) с гранулированным катализатором и аппаратами шахтного типа;

б) с мелкозернистым катализатором и аппаратами с «кипящим» слоем, схема которых с основными обозначениями представлена на рис. XXIV-20.

Тепловые балансы реакторного блока в целом, реактора, регенератора и узла смешения сырья с катализатором справедливы для обеих систем крекинга, так как в них используются одни и те же расчетные выражения. В приведенных далее уравнениях приня ны следующие обозначения:

- G_с производительность реактора по загрузке.
- G_к количество кокса, отложившегося на катализаторе при крекинге.
- G_{ват} количество циркулирующего катализатора.
- *t*₁ и *t*₂ температуры соответственно в реакторе и регенераторе.
 - s_о остаточное содержание кокса на регенерированном катализаторе, кг/кг.
 - $G_{0, R}$ количество остаточного кокса на катализаторе $G_{0, R} = s_0 G_{RAT}$.
 - L количество воздуха, необходимого для сгорания кокса, образовавшегося при крекинге.
 - Q_п теплота сгорания кокса.

Запишем тепловой баланс реакторного блока в целом:

Статьи прихода

Тепло,	внесенное сырьем						÷	÷	-		Gch
Тепло,	виссенное воздухо:	M				**				5	LCuta
Тепло,	выделенное при си	op	ан	ни	K	окс	a			4	GuQp

Статьи расхода

Тепло, уноспмое с продуктами реакции	$(G_c - G_s) H_t$
Тепло реакции крекинга	Gcqp
Тепло, уносимое дымовыми газами из регене-	
ратора	$(L+G_{\mu})H_{f}$

 $\begin{array}{c} Z_1 C_{\rm BR} (t_1 - t_2) + \\ + Z_2 C_{\rm BR} (t_2 - t_2) \\ Q_{\rm not} \end{array}$

Quat

Запишем уравнение теплового баланса:

$$\begin{aligned} G_{\rm c}h_{t_{\rm c}} + LC_{\rm B}t_{\rm B} + G_{\rm K}Q_{\rm P} &= (G_{\rm c} - G_{\rm K}) H_{t_{\rm 1}} + G_{\rm c}q_{\rm P} + (G_{\rm K} + L) H_{t_{\rm 2}} + \\ &+ Z_{\rm 1}C_{\rm BR} (t_{\rm 1} - t_{\rm 2}) + Z_{\rm 2}C_{\rm BR} (t_{\rm 2} - t_{\rm 2}) + Q_{\rm ROT} + Q_{\rm B36}. \end{aligned}$$

При заданном температурном режиме реактора и регенератора и выходе кокса из приведенного выше уравнения теплового баланса могут быть найдены энтальпия h_{t_c} (а следовательно и температура) сырья, питающего реактор и избыточное тепло Q_{ua6} .

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 $Q_{n30} = 0$; в этом случае из приведенного выше уравнения теплового баланса определяется температура сырья t_c , при которой балансируются приходные и расходные статьи.

При заданной температуре t_с из уравнения теплового баланса определяется величина Q_{изб}.

В приведенном выше уравнении теплового баланса реакторного блока установки с гранулированным катализатором тепло, затрачиваемое на нагрев воздуха (дымовых газов), при помощи которого транспортируется катализатор, не используется в процессе и является составной частью теплопотерь.

Запишем тепловой баланс реактора:

$$\begin{aligned} G_{\rm c}h_{T_{\rm c}} + G_{\rm KAT}C_{\rm KAT}(t_2 - t_1) + G_{\rm o.\,R}C_{\rm K}(t_2 - t_1) &= (G_{\rm c} - G_{\rm H}) H_{t_1} + \\ &+ G_{\rm c}q_{\rm p} + Z_1C_{\rm BR}(t_1 - t_2) + G_{\rm K}C_{\rm R}t_1 + Q_{\rm not} \end{aligned}$$

где $G_{\text{нат}}C_{\text{кат}}(t_2-t_1)$ — количество тепла, выделенного в реакторе при охлаждении катализатора от температуры t_2 до t_1 : $G_{0.\kappa}C_{\kappa}(t_2-t_1)$ — то же, при охлаждении остаточного кокса (обычно остаточное содержание кокса на регенерированном катализаторе невелико, так что этой слагаемой в тепловом балансе часто можно пренебречь); $G_{\kappa}C_{\kappa}t_1$ — количество тепла, уносимое из реактора с вновь образовавшимся коксом; $Q_{\text{пот}}$ — потери тепла реактором; остальные обозначения прежние.

Заменяя в приведенном уравнении теплового баланса $G_{0.H} = s_0 G_{Rar}$ и решая его относительно массы циркулирующего катализатора, получим:

$$G_{\text{KaT}} = \frac{\left(G_{\text{c}} - G_{\text{K}}\right)H_{t_{1}} + G_{\text{c}}\left(q_{\text{p}} - h_{t_{\text{c}}}\right) + z_{1}C_{\text{BR}}\left(t_{1} - t_{z}\right) + G_{\text{K}}C_{\text{K}}t_{1} + Q_{\text{met}}}{\left(C_{\text{KAT}} - s_{0}C_{\text{R}}\right)\left(t_{3} - t_{1}\right)}$$

Кратность циркуляции катализатора равна

$$R = \frac{G_{\text{KAT}}}{G_{\text{C}}}$$

Запишем тепловой баланс регенератора:

$$G_{\rm H}Q_{\rm P} + G_{\rm H}C_{\rm H}t_1 + LC_{\rm B}t_{\rm B} = G_{\rm HAT}C_{\rm HAT}(t_2 - t_1) + G_{\rm O.~H}C_{\rm H}(t_2 - t_1) + (L + G_{\rm H})H_{t_1} + z_2C_{\rm B.~H}(t_2 - t_2) + Q_{\rm HOT} + Q_{\rm H35}$$

где $G_{\text{нат}}C_{\text{кат}}$ $(t_2 - t_1)$ — тепло, затрачиваемое на повышение температуры катализатора от t_1 до t_2 ; $G_{\text{о. к}}C_{\text{к}}$ $(t_2 - t_1)$ — то же, для остаточного кокса; $Q_{\text{пот}}$ — потери тепла регенератором.

Из теплового баланса регенератора также может быть найдено количество циркулирующего катализатора; оно будет 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 , при которой балансируются приходные и расходные статьи теплового баланса, а из теплового баланса регенератора определяется величина $Q_{\rm паб}$.

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 Z_c нагреваются от t_c до t_3 ; при жидкофазном питании сырье не только нагревается, но и испаряется.

Из теплового баланса смешения определяется темперагура t₃

 $G_{\text{Hat}} (C_{\text{Hat}} + s_0 C_{\text{H}}) (t_2 - t_3) = G_c (H_{t_2} - h_{t_c}) + ZC_{\text{B. II}} (t_3 - t_c)$

При парофазном питании можно записать, что

$$H_{t_g} - H_{t_c} = C_{\mathrm{H}} \left(t_g - t_c \right)$$

где C_п — теплоемкость паров сырья.

В реакторе шахтного типа (без учета теплопотерь) процесс каталитического крекинга протекает в аднабатических условиях с температурой, постепенно понижающейся от t_3 до t_1 (см. рис. XXIV-20). Средняя температура процесса $t_{\rm cp} = 0.5$ ($t_1 + t_3$).

Для прямоточного реактора изменение температуры катализатора и реагирующего потока от t_3 до t_1 происходит вследствие эндотермического теплового эффекта реакции q_p . Составив тепловой баланс на 1 кг сырья между этими двумя сечениями, получим

$$(RC_{HAT} + C_{\rm B}) (t_3 - t_1) \approx q_{\rm P}$$

Из этого уравнения может быть определена температура t_3 , если задана t_1 , и наоборот. Объем реакционной зоны определяется по заданной объемной скорости n_v с помощью уравнения (XXIII-9) для реактора шахтного типа и по массовой скорости n_g с помощью уравнения (XXIII-10) для реактора с «кипящим» слоем.

Объем катализатора в регенераторе равен

$$V_{\rm Per} = G_{\rm R}/g_{\rm R}$$

где $g_{\rm H}$ — удельный коксосъем в регенераторе, т. е. количество кокса, выжигаемого в 1 ч на 1 м³ катализатора, кг/(м³·ч). Эта величина находится из кинетических уравнений или принимается на основании опыта работы промышленных установок.

В дальнейшем последовательность расчета излагается для каждой системы реакторного блока в отдельности.

Реактор и регенератор шахтного типа. При найденном объеме реактора V_p его диаметр D и высоту H выбирают с таким расчетом, чтобы диаметр аппарата был возможно меньшим, не создавая однако чрезмерного сопротивления слоя потоку паров. Сопротивление $\Delta p = p_1 - p_2$ определяется по уравнению (XVIII, 20). Высота H_1 стояка, соединяющего верхний бункер катализа-

тора с реактором, определяется из уравнения (XVIII, 54).

Расход газа и водяного пара на затворы, а также утечку газопаровых потоков через переточные трубы катализатора рассчитывают при помощи уравнения (XVIII, 20). Поверхность паровых змеевиков охлаждения определяется по уравнению теплопередачи.

При выбранной конструкции регенератора сопротивление потоку газов в соответствующих зонах определяется по уравнению (XVIII, 20).

Реактор и регенератор с «кипящим» слоем. 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 е, а, следовательно, и его плотность. При этом скорость псевдоожижающего потока определяется из уравнения (XVIII, 26).

Определив скорость W из уравнения (XVIII, 30), 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. Расход водяного пара или газа на аэрацию стояков и создание затворов определяют по уравнению (XVIII, 53).

При выбранной конструкции и размерах аппаратов, распределительных устройств и катализатопроводов газодинамический расчет реакторного блока установки каталитического крекинга с движущимся катализатором должен подтвердить возможность бесперебойного 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-21) установки каталитического крекинга с «кипящим» слоем катализатора и двукратным подъемом катализатора.

Давление над клапаном стояка реактора равно

 $p_5 = p_1 + H_1 \rho_1 g + H_2 \rho_2 g + H_3 \rho_3 g$

Рис. XXIV-21. Схема реакторного блока с «кипящим» слоем катализатора (к газодинамическому расчету).

где p_1 — абсолютное давление над «кипящим» слоем; H_1 , H_2 , H_3 — соответственно высота слоя в реакторе, отпарной секции и спускном стояке реактора; ρ_1 , ρ_2 , ρ_3 — плотности слоя в реакторе, отпарной секции и стояке.

Давление под клапаном стояка реактора равно

$$p_0 = p_2 + H_4 \rho_4 g + \Delta \rho_P - \Delta \rho_a$$

где p_2 — абсолютное давление над слоем в регенераторе; H_4 и ρ_4 — высота и плотность слоя в регенераторе; Δp_p — сопротивление распределительной решетки регенератора; Δp_a потеря напора в пневмостволе, ведущем из реактора в регенератор.



Для обеспечения надежного регулирования количества циркулирующего катализатора, в клапане должен быть обеспечен соответствующий перепад давления

$$\Delta p_{\rm K} = p_5 - p_6$$

Аналогично определяется давление над клапаном p_3 и под клапаном p_1 стояка регенератора (обозначения см. на рис. XXIV-21):

$$p_3 = p_2 + H_4 \rho_4 g + H_5 \rho_5 g \qquad (XXIV.21)$$

$$p_4 = p_1 + H_1 \rho_1 g + \Delta p_0 + \Delta p_a \qquad (XXIV, 22)$$

$$\Delta \rho_{\rm R} = \rho_3 - \rho_1 \qquad (XXIV, 23)$$

где Δp_p — сопротивление распределительной решетки реактора; Δp_a — потеря напора в пневмостволе, ведущем из регенератора в реактор.

Из уравнений (XXIV,21), (XXIV,22) и (XXIV,23) получим:

$$H_{5} = \frac{p_{1} - p_{2} + \Delta p_{k} + H_{1} \rho_{1} g + \Delta \rho_{a} + \Delta \rho_{b} - H_{4} \rho_{4} g}{\rho_{55}} \quad (XXIV, 24)$$

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.

ЛИТЕРАТУРА

ОБЩАЯ

Батунер Л. М., Позин М. Е. Математические методы в химической технике. Л., Химия, 1971. 823 с.

Беннет К. О., Майерс Д. Е. Гидродинамика, теплообмен и массообмен. М., Недра, 1966. 726 с.

Берд Р., Стьюарт В., Лайтфут Е. Явления переноса. М., Химия, 1974. 688 с. Бурдун Г. Д. Справочник по международной системе единиц. М., Изд-во стандартов, 1977. 232 с.

Вихман Г. Л., Круглов С. А. Основы конструирования аппаратов и машин нефтеперерабатывающих заводов. М., Машиностроение, 1978. 328 с.

Гухман А. А. Введение в теорию подобия. М., Высшая школа, 1963. 254 с.

Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. М.,

- Химия, 1973. 752 с. Кафаров В. В. Методы кибернетики в химии и химической технологии. М., Химия, 1971. 496 с.
- Коган В. Б. Теоретические основы типовых процессов химической технологии. Л., Химия, 1977. 592 с.
- Кузнецов А. А., Кагерманов С. М., Судаков Е. Н. Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности. Л., Химия, 1974, 344 с.
- Китателадзе С. С., Стырикович М. А. Гидродинамика газожидкостных систем, М., Энергия, 1976, 296 с. Левеншпиль О. Инженерное оформление химических процессов М., Химия,
- 1969. 624 c.

Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии, Л., Химия, 1969. 624 с. Перри Дж. Справочник инженера-химика, т. 1—2. Л., Химия, 1969. 1144 с.

Плановский А. Н., Николаев П. И. Процессы и аппараты химической и неф-техимической технологии. М., Химия, 1972. 493 с.

Рабинович Г. Г. и др. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки. Справочник. М., Химия, 1979, 568 с. Рид Р., Шервуд Т. Свойства газов и жидкостей. Л., Химия, 1971. 704 с.

Скобло А. И., Трегубова И. А., Егоров Н. Н. Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехнмической промышленности. М., Гостоптехиздат. 1962. 652 с.

Справочник химика, т. V. М.-Л., Химия, 1966, 974 с.

Флореа О., Смигельский О. Расчеты по процессам и аппаратам химической технологии, М., Химия, 1971, 444 с.

Циборовский Я. Основы процессов химической технологии, Л., Химия, 1967, 719 c.

Чернобыльский И. И. и др. Машины и аппараты химических производств. Москва—Киев, Машгиз, 1962, 521 с. Эмирджанов Р. Т. Основы технологических расчетов в нефтелереработке. М.—

Л., Химия, 1965. 544 с.

К ЧАСТИ І

- Александров И. А. Ректификационные и абсорбщионные аппараты. М., Химия, 1971. 296 c.
- Багатуров С.А. Основы теории и расчета перегонки и ректификации, М., Хи-

мия, 1974. 440 с. Броунштейн Б. И., Железняк А. С. Физико-химические основы жидкостной экстракции, М.-Л., Химия, 1966, 318 с. Броунштейн Б. И., Фишбейн Г. А. Гидродинамика, массо- и теплообмен в дис-

персных системах, Л., Химия, 1977. 280 с. Жаров В. Т., Серафимов Л. А. Физико-химические основы дистилляции и ректи-

фикации, Л., Серефикие Л. А. Физико-химические основы дистилляция и ректи-фикации, Л., Химия, 1975. 240 с. Кафаров В. В. Основы массопередачи. М., Высшая школа, 1972. 494 с. Кельцев Н. В. Основы адсорбционной техники. М., Химия, 1976. 512 с. Коган В. Б. Гетерогенные равновесия. Л., Химия, 1968. 432 с. Коган В. Б., Харисов М. А. Оборудование для разделения смесей под ваку-

умом, Л., Машиностроение, 1976. 376 с.

Молоканов Ю. К. и др. Разделение смесей кремнийорганических соединений. М., Химия, 1974. 296 с.

Пигузова Л. И. Высококремнеземные цеолиты и их применение в нефтепереработке и нефтехники, М., Химия, 1974. 176 с. Рамя В. М. Абсорбция газов. М., Химия, 1976, 656 с. Романков П. Г., Рашковская Н. Б. Сушка во взвешенном состоянии. Л., Хи-

мия, 1968. 360 с.

Серпионова Е. Н. Промышленная адсорбция газов и паров. М., Высшая школа, 1969. 414 c.

Танатаров М. А. и др. Проектирование установок первичной переработки нефти. М., Химия, 1975. 200 с.

Трейбал Р. Жидкостная экстракция. М., Химия, 1966. 724 с.

Чернобыльский И. И., Тананайко Ю. М. Сушильные установки химической промышленности. Киев, Техніка, 1969. 280 с.

К ЧАСТИ П

Аэров М. Э., Тодес О. М. Гидравлические и тепловые основы работы аппаратов со стационарным и кинящим зернистым слоем. Л., Химия, 1968. 510 с.

Гельперин Н. И., Айнштейн В. Г., Кваша В. Б. Основы техники псевдоожн-жения. М., Химия, 1967. 664 с.

Забродский С. С. Гидродинамика и тенлообмен в псевдоожиженном слое. М., Госэнергоиздат, 1963. 295 с.

Жужиков В. А. Фильтрование. Теория и практика разделения суспензий. М., Химия, 1971. 419 с.

Лева М. Псевдоожижение. М., Гостоптехиздат, 1961. 400 с.

Разумов И. М. Псевдоожижение и пневмотранспорт сыпучих материалов. М., Химия, 1972. 240 с.

Романков П. F., Курочкина М. И. Гидромеханические процессы химической тех-нологии. Л., Химия, 1974. 288 с.

Соколов В. И. Современные промышленные центрифуги. М., Машиностроение. 1967. 523 c.

Ужов В. Н., Вильдберг А. Ю. Подготовка промышленных газов к очистке. М., Химия, 1972. 240 с.

Циклоны НИИОГАЗ. Руководящие указания по проектированию, изготовлению, монтажу и эксплуатации. М., Госхимиздат, 1956. 127 с.

К ЧАСТИ III

Андресс С. Е., Зверевич В. В., Перов В. А. Дробление, измельчение и грохочение полезных ископаемых. М., Недра, 1966. 395 с.

Левинсон Л. Б., Цигельский П. М. Дробильно-сортировочные машины и установки. М., Стройиздат, 1952. 329 с.

Сиденко П. М. Измельчение в химической промышленности. М., Химия, 1977. 368 с.

К ЧАСТИ IV

Адельсон С. В. Технологический расчет и конструктивное оформление нефтезаводских печей. М., Гостоптехиздат, 1952. 239 с.

Бондаренко Б. И. Установки каталитического крекинга. М., Гостоптехиздат. 1958. 304 с.

Идельчик И. Е. Справочник по гидравлическим сопротивлениям. М., Машиностроение, 1975. 559 с.

Михеев М. А. Основы теплопередачи. М., Госэнергоиздат, 1961. 237 с.

Осинина О. Г. Регенерация тепла на технологических установках. Тепловой и гидравлический расчет кожухотрубчатого теплообменника. М., МИНХ и ГП имени И. М. Губкина, 1975. 44 с.

Трубчатые печи. Каталог ВНИИнефтемаш. М., ЦИНТИхимнефтемаш, 1973. 40 с.

Трубчатые печи. Сборник под редакцией Ц. А. Бахшияна. М., Химия, 1969. 312 с.

Шмеркович В. М. Применение аппаратов воздушного охлаждения при проектировании нефтеперерабатывающих и нефтехимических заводов. М., ЦНИИТЭнефтехим, 1971. 110 с.

К ЧАСТИ V

Адельсон С. В. Процессы и аппараты нефтепереработки и нефтехимии. М., Гостоптехиздат, 1963. 310 с.

Бондаренко Б. И. Установки каталитического крекинга. М., Гостоптехиздат, 1958. 304 с.

Катализ в кипящем слое. Л., Химия, 1978. 232 с.

Орочко Д. И. Теоретические основы ведения синтезов жидких топлив. М., Гостоптехиздат, 1951. 217 с.

Орочко Д. И., Сулимов А. Д., Осипов Л. Н. Гидрогенизационные процессы в нефтепереработке. М., Химия, 1971. 350 с.

Смидович Е. В. Технология переработки нефти и газа, ч. 2. М., Химия, 1980. 328 с.

Суханов В. П. Каталитические процессы в нефтепереработке. М., Химия, 1979. 343 с.

Червинский К. А. Технологические методы нефтехимического синтеза. М., Химия, 1967. 95 с.

ПРЕДМЕТНЫЙ УКАЗАТЕЛЬ

Абсорбент 197 Абсорбер 194 сл. баланс материальный 196 сл. тепловой 205, 206 фракционирующий 195, 196 число теоретических тарелок 203 сл. Абсорбционно-десорбционная установка 195 Абсорбция 193, 197 газов жирных 201 сл. — сухих 199 сл. движущая сила 193 скорость 260 Автомодельная область 392 Агент аэрирующий 410, 411 нагревающий 506 сл. разделяющий 185 сл. охлаждающий 508 Адельсон уравнение 465 Адсорбат 256 Адсорбент 256 активность 259 время защитного действия 257 расход 269 Адсорбер (ы) 268 размеры 271, 272 со слоем адсорбента движущимся 260 сл. — неподвижным 265, 266 ---- псевдоожиженным 268 Адсорбируемость 258 Адсорбтив 256 Адсорбция 256 сл., 264 физическая 256, 257 Азеотропная ректификация 189 сл. Азеотропные смеси 80, 184, 186, 191 Азеотропы 81 Активность адсорбентов 259 коэффициент 79, 80, 188 Алкилирование 535 Антуана уравнение 60 Аппараты охлаждения воздушного 500, 501. 527 сл. смещения 491 теплообменные см. Теплообменные аппараты Аргумент излучения 464 Архимеда критерий 52 Ашворта уравнение 63 Аэрирующий агент 410, 411

Бакланова метод 479, 480 уравнение 480 Баланс материальный см. Материальный баланс тепловой (энергетический) см. Тепловой баланс Барометрический конденсатор 502 сл. Бегуны 424 Белоконя метод 462 сл. Берля седла 218 Бинарные смеси 63 сл. азеотропные 191 постепенное испарение (конденсацпя) 101 сл. равновесие 69 ректификация 105 сл. Блок реакторный 556, 562 сл. регенераторный 559 Боковые погоны 108 Борад кольца 218

Вакуум-фильтр барабанный 351 сл. Взвеси 327 Влага адсорбционно-химическая 305 капиллярная 305 набухания 305 поверхностная 305 Влагосодержание 304 Влажность воздуха относительная 303 осадка 328 равновесная 305 Воздухоподогреватель 475 сл. Время защитного действия адсорбента 257 реакции фиктивное 541 Высота насадки, эквивалентная одной теоретической тарелке (ВЭТТ) 227 эквивалентная единице переноса (BEII) 48 теоретической тарелке (ВЭТТ) 51

Газы дымовые см. Дымовые газы идеальный 64

Газовые сушилки 314, 315 барабанная 317, 318 ленточная 316, 317 пневматическая 319 с псевдоожиженным слоем 320 шахтная 319, 320 Гидрокрекинг 534 Гидроочистка 534 Гидроциклоны 360, 371, 372 Генри закон 66 константа 66 Гесса закон 539 Гигроскопический материал 305 Горение топлива 439 сл. Горячая струя 154, 155 Граднент концентраций 33 Грасгофа критерий 52 График Хоттеля 447, 448 Грохоты 427 вибрационные 429 качающиеся 428, 429 неподвижные 428 подвижные 428 Грохочение 426, 427

Давление паров насыщенных 59 сл. парциальное 64 *и* ректификация 155, 156 Дальтона закон 65 Движущая сила диффузии 33, 46 средняя 47 Двухкомпонентные системы см. Бинарные смесн Дегидрирование 535 Дезынтеграторы 420 Десорбер 194 сл. баланс материальный 207, 270, 271 - тепловой 210 размеры 271, 272 число теоретических тарелок 208 сл. Десорбния 193, 206, 207, 262 сл. Диаграмма (ы) треугольные 275 сл. энтальпийная 75 сл. Днаметр колонны тарельчатой 239, 242 труб теплообменных 516, 517 эквивалентный канала порового 397, 398 каналов насадки 225 Дастиллят 107 Диффузия движущая сила 46 конвективная см. Конвективная диффузия коэффициент 33, 34

молекулярная см. Молекулярная лиффузия поверхностная 261 Дозёр для катализатора гранулированного 560 плунжерный 432 секторный 431, 432 тарельчатый 431, 432 шнековый 431 Дозирование твердых материалов 431 сл. Доля отгона 95 сл. в змеевике печи 479, 486 сырья 147 Дробилка (и) валковые 418, 419 конусная 418 молотковые 420 щековая 417. Дробление крупное 417 сл. среднее и мелкое 418 сл. Дымовые газы объем 440 плотность 441 скорость 436 температура 444 утилизация тепла 474 сл. Дымы 327 Дюгема—Маргулиса уравнение 188 Дюринга метод 61 Едпница перепоса 48 Емкость адсорбента 259 Закон (ы) Генри 66 Tecca 539 Дальтона 65 конвективной диффузии 36, 37 массообмена 31, 32 Рауля 65, 66, 78, 79 фазового равновесия 64 сл. Затвор газовый (паровой) 409 Захлебывание колонны 221 сл. Змеевик трубчатый 477 сл. Излучатели вторичные 436 Излучение 464 обратное 447 прямое 460 Измельчение 414 сл. степень 414, 415 тонкое 421 сл. Изомеризация 534 Изотерма адсорбции 259 уравнение 66 сл. Инверсия фаз 328 Индекс противоточности 519

Интенсивность перемешивания 387, 388 Испарение многократное 89, 98 сл. однократное 89 постепенное см. Постепенное испарение Испарители 491 Камеры конвекции и радиации 434 Каналы поровые 397, 398 Катализатор гранулированный 560 псевдоожиженный 403 Кипятильники 491, 504 Киреева уравнение 61 Кладка 465 Классификаторы 427 сл. воздушные 430, 431 центробежные гидравлические 429 Классификация зернистого материала 426 сл. Коксование 534 Колеса лопастные 391 Колонна (ы) абсорбционно-отпарная 195, 196 атмосферные 213 вакуумные 213 под давлением 213 захлебывание 221, 222 насадочные см. Насадочные колонны отпаряме 164 пленочные 214 ректификационная см. Ректификационная колонна сложная 180, 181 схемы соединения 163 тарельчатые см. Тарельчатые колонны температура верха и низа 157 Колпачки тарелки 245 сл. Кольца Борад 218 Палля 215, 218 Рашига 215, 218 Компонент концентрация 28 сл. эталонный 67 Конвективная диффузия закон 36, 37 уравнения дифференциальные 35 сл. Конвекция вынужденная 436 эффективность 434 Конверсия 540 Конденсатор (ы) 491 барометрический 502 сл. парциальный 148, 149 Конденсаторы-холодильники 498, 499, 521 сл.

Конденсация многократная 89, 98 сл. однократная 89 постепенная см. Постепенная конденсация Конода 74 Константа Генри 66 скорости реакции 540, 541 фазового равновесия 66, 77, 78 Контакт фазовый при перекрестном токе 44 сл. противоточный 41, 42 прямоточный 43, 44 Контактиые сушилки 302, 303 вакуум-сушильный шкаф 321 сл. гребковая 323 одновальцовая 323, 324 паровая трубчатая 324, 325 расчет 325, 326 Концентрации компонентов 28 сл. граднент 33 Котел-утилизатор 476, 477 Коэффициент активности 79, 80, 188 взвеси 407 гидравлического сопротивления 225, 398, 399 диффузии 33, 34 избытка воздуха 441 извлечения при абсорбини 199 при десорбции 206 излучения взаимного угловой 465 летучести относительный 67, 68, 73, 187 сл. массоотдачи 36, 37, 39, 40 массопередачи 37, 39, 40 при абсорбции 194 полезного действия печи 439, 475 тарелки 51 прямой отдачи 461 распределения 273 степени очистки 373 фракционной 373, 374 теплоотдачи 471 сл., 511 сл. теплопередачи 471 сл., 514 сл. угловой средний 446 формы 333 Крекинг каталитический 534 Кривая (ые) бинодальные 282, 283 изобарная кипения температурная 74 конденсации паров 74 равновесия 72 на треугольной днаграмме 281 распределения составов 96 растворимости

типа второго 84, 85 — первого 83 Кристаллизаторы 492, 497, 521, 527 Критерий (и) Архимеда 52 гидродинамические 52 Грасгофа 52 диффузионные 52, 53 мощности 392 Нуссельта 52, 53 Пекле 52 подобия 26, 51 Прандтля 52 Рейнольдса 52 модифицированный 392 Фруда 52 модифицированный 392 Фурье 52 Критическая точка 281 Кубик сетчатый складчатый 218 Летучесть 67, 68, 73, 187 сл. Линия кипения 74 конденсации 74 оперативная 113 рабочая 42, 111 сл. сырья 117 Лопасть 390 *Лэнгмюра* уравнение 260 Массообмен баланс материальный 41 сл. законы 31, 32 и подобие 51 сл. с фазой твердой 53 сл. Массоотдача, коэффициент 36, 37, 39, 40 Массопередача коэффициент 37, 39, 40 скорость 37 уравнение 37 Материальный баланс 21 сл. абсорбера 196 сл. адсорбера 268 десорбера 207, 270, 271 колонны ректификационной 108, 109 сложной 180, 181 потоки внешние 22 внутренние 24 процесса массообменного 41 сл. — химического 545 сл. ректификации многокомпонентной 166, 167 составление 22 статьи 23 сушки 306, 307 Мельница (ы) барабанные (шаровые) 421 сл. вибрационные 425 кольцевые 423

молотковые 419, 420 ударно-дисковые 420 центробежная кольцевая 424 — маятниковая 423 — шаровая 423, 424 Мельницы-бегуны 424 Мельпольдера и Хидингтона уравнение 74 Менделеева-Клапейрона уравнение 64 Метод Бакланова 479, 480 Белоконя 462 Дюринга 61 «от тарелки к тарелке» 139 сл. Трегубова 61, 62 Мешалки 388 лопастные 388 пропеллерные (винтовые) 389 рамные 389 турбинные 390, 391 якорные 390 Многокомпонентные смеси постепенные испарение и конденсация 89, 90 равновесие в присутствии водяного пара 87 сл. режим полного орошения 170 сл. ректификация 162 сл. Многократная конденсация 89, 98 сл. Многократное испарение 89, 98 сл. Моделирование гидравлическое 25 математическое 26 теория 25, 26 физическое 25 Молекулярная диффузия 32 сл. движущая сила 33 уравнение дифференциальное 34 сл. Молекулярные сита 258, 259 Нагреватели 491 огневые 433 Нагревающие агенты 506 сл. Нагрузка печи тепловая 444, 445 — — полезная 438 Напор статический 409, 488 температурный средний 517 сл. Насадка (и) 215 высота эквивалентная теоретической тарелке (ВЭТТ) 227 Гиперфил 218 Гудлоу 218 диаметр каналов 225 Зульцер 218 поверхность удельная 217 свободный объем 217 Стедмана 218 со струйным истечением фаз 296

Насадочные колонны 214 сл. гидравлические условия 221 сопротивление 224 сл. эффективность 226, 227 Нуссельта критерий 52, 53 Нутч фильтр 347, 348 Область автомодельная 392 Объем цымовых газов 440 парциальный 65 Однократная конденсация (ОК) 89 Однократное испарение (ОИ) 89 смесей бинарных 90 сл. многокомпонентных 93 сд. сложных 95 сл. Оребрение труб 496 Орошение 108 полное 170 сл. промежуточное 182, 183 холодное испаряющееся 149 сл. циркуляционное 151, 152 промежуточное 165, 182, 183 Осалок влажность 328 неоднородный и сжимаемый 340 промывка 346, 347 сопротивление 342 Осаждение 330 сл. режимы 332 сл. свободное 335 скорость 331 сл. стесненное 335 электрическое 377 сл. Остаток ректификации 107 Отдача прямая 461, 466 Отсев (остаток) 427 Отстанвание 331 Отстойники 335 сл. Охлаждающие агенты 508 Охлаждение воздушное 500. 501. 527 сл. Очистка газа инерционная 384, 385 коэффициент степени 373, 374 мокрая 385, 386 Палля кольца 215, 218 Пар насыщенный 59 перегретый 59 Паровое число бесконечное 134, 135 рабочее 136 сл. и число теоретических тарелок 143сл. Парциальный конденсатор 148, 149 Пекле критерий 52

Пены 327 Перегородки фильтрующие керамические 340 набивные 340 насыпные 340 плетеные 341 тканевые 340, 341 Перекрестный ток 44 сл. Перемешивание барботажное 393 интенсивность 387, 388 механическое 388 сл. эффективность 387 Перенос вещества 31, 32 Печи трубчатые см. Трубчатые печи Пиролиз 535 Плотность воздуха влажного 304 газов дымовых 441 теплового потока 438 частиц кажущаяся 396 Пневмотранспорт 406 сл. Поверхность аппаратов теплообменных 510 сл. конвекционная 471 сл. нагрева 438, 466 насадки удельная 217 радиантная 458 сл. теплообмена 516 эквивалентная абсолютно черная 463 Поглощение тепла пучком труб 445 сл. Подача 407 Подобие критерии 26, 51 и массообмен 51 сл. теория 25, 26 Подогреватель с паровым пространством 153, 154 Полимеризация 535, 536 Порозность 396, 403 Постепенная конденсация 89, 90 смеси бинарные 102, 103 многокомпонентные 104 Постепенное испарение 89, 90 смеси бинарные 101, 102 - многокомпонентные 103, 104 Потенциал сушки 311, 312 Потеря напора общая 409 в трубчатом змеевике 474 сл. Правило фаз (Гиббса) 57 Прандтля критерий 52 Продукты сгорания 442 Проект технический 20 Проектное задание 20 Прорези колпачков, расчет открытия 245 сл. Просев 427 Проскок 257 газа поршневой 404, 405

579
Противоток 41, 42 Процессы гидродинамические (гидромеханические) 15, 16 массообменные (диффузионные) 15, 27 сл. механические 16 непрерывные 19 периодические 19 тепловые 16 химические 16 Прямая отдача 461, 466 Прямоток 43, 44 Псевдоожижение скорость начала 401, 402 структура 404 Пыли 327, 329 Рабочая линия 42, 111 сл. Рабочие чертежи 20, 21 Равновесие кривая 72 смесей бинарных 69 многокомпонентных 87 сл. термодинамическое 56, 57 фазовое законы 64 сл. константа 66, 77, 78 кривая 72 сл. Радиантная поверхность 458 сл. Разделяющий агент 185 сл. Рассев 427 Раствор (ы) идеальные 64 неидеальные 64 нормальные 64 рафинатный 273 экстрактный 273 Растворимость 83 сл. Растворители селективные (избирательные) 273 Расчет гидравлический 19, 20 механический 20, 21 технологический 19 Рауля закон 65, 66, 78, 79 Рафинатный раствор 273 Рашига кольца 215, 218 Реактор(ы) адиабатические 548, 549 блочные 556, 562 сл. идеального вытеснения 537 смещения 537 изотермические 552 с кипящим слоем 570, 571 непрерывные 537 периодические 537 ступенчато-противоточные 537 политропические 551, 552 расчет 566 сл.

и регенератор 554 сл. ступенчатый противоточный 565 частичного перемешивания 538 шахтного типа 555 Химические Реакции химические см. реакции Регенератор (ы) блочные 559 пародистиллятные 521, 523, 524 и реактор 554 сл. шахтного типа 500, 558, 559 Регенерация здсорбента см. Десорбция тепла 520 Режим «захлебывания» 221, 222, 252, 253 начала подвисания жидкости 221 орошения подного 170 сл. осаждения 331 сл. ламинарный 331 сл. переходный 333 сл. турбулентный 331 сл. пленочный 221 пневмотранспорта 406 сл. смоченной тарелки 252 транспорта частиц 395, 396 Рейнольдса критерий 52 Ректификат 107 Ректификационная (ые) колонна (ы) баланс материальный 108, 109 - тепловой 109 сл. с вводом водяного пара 158 сл. давление 155, 156 отгонная 108 полные и неполные 108 простые 107 сложные 107, 164, 179 температура сырья-145 укрепляющая 108 часть концентрационная (укрепляющая) 107 отгонная (исчерпывающая) 107 Ректификация давление 155, 156 смесей азеотропных 189 сл. бинарных 105 сл. - многокомпонентных 162 сл. экстрактивная 186 экстрактивно-азеотронная 187 Рециркуляция 163 Решетки распределительные непровальные 413 провальные 412 Риформинг каталитический 534 Сверхцентрифуги 370, 371 Седла Берля 218 Инталлокс 218

Секция питания 107, 117, 146 Сепараторы 430, 431 Системы гетерогенные (дисперсные) 327 сл Сита 426, 427 молекулярные 258, 259 Скорость адсорбции 260 витания частиц 406 дымовых газов 436 захлебывания 222 сл. в каналах поровых 397 критическая (начала псевдоожнжения) 401, 402 массопередачи 37 осаждения 331 сл. паров минимальная 248 процесса внешнедиффузионного 261 внутридеффузионного 261 ревкции 540, 541 сушкп 315 фильтрации 397 фильтрования 341, 342 Сложные смеси доля отгона 95, 96 испарение однократное (ОИ) 95 сл. кривые распределения 96 Слой «кипящий» 570, 571 плотный 395 полидисперсный 403, сл. псевдоожиженный, взвешенный или кипящий 395, 400 Смеситель диафрагмовый 393, 394 инжекторный 394 циркуляционный 394 Смеситель-отстойник 295, 296 Смесь (и) азеотропные 80, 184, 186 бинарные см. Бинарные смеси близкокипящие 184, 186 взаимно нерастворимые 63 – растворимые 63, 64 граница деления 172, 173 многокомпонентная см. Многокомпонентная смесь сложные см. Сложные смеси Смешение 491 Сопротивление (я) гидравлическое 225, 398, 399 колонны насадочной 224 сл. местные 531 осадка и перегородки 342 пучка конвекционных труб 488 стенки тепловое 515 сл. тарелки 243 сл. трения в газоходе 488 Сортпровка 426 Состав равновесных фаз 71

Стедмана насадка 218 Степень измельчения 414, 415 очистки 373, 374 превращения сырья 540 регенерации тепла 520 свободы 57, 58 черноты поглощающей среды 465 экранированности кладки 465 Стокса уравнение 333, 334 Стояки 409 сл. Стриппинг-секция 164 Струя горячая 154, 155 Суспензии 327 сл., 361, 362 Сушилки воздушные 314 газовые см. Газовые сушилки контактные см. Контактные сушилки Сушка 302 сл. баланс материальный 306, 307 тепловой 307 сл. газовая 302 кинетика 315 сл. контактная 321 сл. потенциал 311, 312 скорость 315 теоретическая 313 Схемы соединения колони 163 Сырье ректификационной колонны 117, 145 сл. степень превращения температура ввода 157 Тарелка (и) 245 сл. барботажные 230, 231, 234 сл. диапазон рабочих нагрузок 233 жалюзийные 297, 298 клапанные 237, 238 классификация 228 сл. колпачки 245 сл. колпачковые 232 коэффициент полезного действия 51 провальные 228, 230, 238, 252 сл. ситчатые 232, 237, 300, 301 сопротивление 243 сл. струйные 228, 230, 232, 238 теоретическая см. Теоретическая тарелка с устройствами переливными 229, 230, 240 чешуйчатые (язычковые) 232 число 176 сл. эффективность 51, 142, 143 Тарельчатые колонны 214 днаметр 239, 242 размеры 239 сл. Температура ввода сырья 157 верха колонны 187

газов дымовых 444 границы деления смеси 172, 173 низа колонны 157 стенки трубы печи 467, 468 теплообменного аппарата 517 сырья ректификационной колонны 145 сл. термометра мокрого 311 Температурный напор средний 517 сл. Теоретическая тарелка 49 высота эквивалентная (ВЭТТ) 51, 227 число 49 сл. в абсорбере 203 сл. в десорбере 208 сл. расчет методом графическим 127 сл. --- ¢OT тарелки К тарелке» 139 сл. Теоретическое количество воздуха 440 Теория моделирования 25, 26 подобия 25, 26 Тепловой баланс 21 абсорбера 205, 206 десорбера 210 колонны ректификационной 109 сл. печи трубчатой 442 сл. потоки внешние 22 внутренние 24 ректификации многокомпонентной 109, сл., 167, 168 составление 22 статьи 23 сушки 307 сл. теплообменного аппарата 510, 511 Теплонапряженность локальная 438, 466, 467 поверхности нагрева 438, 466 пространства топочного 439 среднедопустимая 468 Теплообмен в печах трубчатых 434 Теплообменники 491 Теплообменные аппараты 490 сл. баланс тепловой 510, 511 с головкой плавающей 493 кожухотрубчатые 492 эффективность 494, 495 с компенсатором температурным 493 одно-, двух- и многоходовые 494 оросительные 499, 500 поверхностные 491 поверхность 510 сл. погружные 498 расчет гидравлический 530 поверхности 510 сл. смешения 501 сл. спиральные 497, 498 температура стенки 517 типа «труба в трубе» 495 сл. с трубками двойными 493, 494

- — U-образнымп 493 эффективность 494, 495 Теплоотдача 511 сл. коэффициент 471 сл. Теплопередача 514 сл. коэффициент 471 сл. эффективность 434, 436 сл. Технический проект 20 Тодеса, Горошко, Розенбаума уравнение 402, 407 Топливо газообразное 441, 442 горение 439 сл. Точка росы 311 Трегубова метод 61, 62 Трубчатая(ые) печь(и) 433 сл. баланс тепловой 442 сл. двухкамерная вертикальная с настильным пламенем 435 доля отгона в эмеевике 479, 486 камеры конвекции и радиации 434 коэффициент полезного действия 439. 475 нагрузка тепловая полезная 438 расчет поверхности конвекционной 471 сл. радиантной 458 сл. методами аналитическими 461 сл. - эмпирическими 460, 461 температура стенки трубы 467, 468 теплообмен 434 сл. типоразмеры 469 типы 449 сл. Трубы оребренные 496 Туманы 327, 329 Тяга 488 естественная 487 искусственная 489 Унос жидкости 242 частиц 405 Уравнение Адельсон 465 Антуана 60 Ашворта 63 Бакланова 480 диффузни дифференциальные молекулярной 34, 35 --- и конвективной 35 сл. Дюгема-Маргулиса 188 изотермы фазы жидкой 66, 67, 69 паровой 68, 70 Киреева 61 концентраций 113 Лэнгмюра 260 массопередачи 37 Мельпольдера и Хидингтона 74 Менделеева-Клапейрона 64

оперативной линии 113 рабочей линии 42, 113 Стокса 333, 334 Тодеса, Горошко, Розенбаума 402, 407 Фенске 136 Фрейндлиха 260 Эргуна 399 Уровень на тарелке 247 Установка адсорбционно-десорбционная 195 Устройство (а) газораспределительные беспровальные 413 провальные 412, 413 переменные 249 сл. распределительные верхние 556 нижние 558 Утилизация тепла 474 сл. Факел 435 Фактор абсорбцин 197 десорбции 206, 207 разделения 361 формы 334, 447 сл. Фенске уравнение 136 Фиктивное время реакции 541 Фильтр (ы) действия непрерывного 347, 357 периодического 347, 356, 357 мешочные (рукавные) 358, 359 пластинчатый 351 Фильтрат 340 Фильтрование 340 сл. под вакуумом 340 газов 358, 359 гидростатическое 340 режим при постоянной скорости 343, 345, 346 - постоянном перепаде давления 342 сл. скорость 341, 342 центробежное 365 сл. Фильтр-пресс 348 сл. Флегма 108 Флегмовое число бесконечное 134, 136 рабочее 136 сл. u число теоретических тарелок 143 сл. Форсунки 435 Фрейндлиха уравнение 260 Фруда критерий 52 Фугитивность 77 Фурье критерий 52 Характеристика излучения 464

Химическая(не) реакция(н)

время фиктивное 541 гетерогенные 536, 537 гомогенные 536, 544, 545 каталитические и некаталитические 536 скорость 540, 541 фиктивное время 541 экзотермические и эндотермические 537, 538 эффект тепловой 538 сл. Холодильники 491 Хоттеля график 447, 448

Центрифуга (и) 360 горизонтальная 369 отстойные 360, 363 периодическая подвесная 368, 369 трехколонная фильтрующая 367, 368 тарельчатые 369 трубчатые 369 сл. фильтрующие 360 Центрифугирование 360 отстойное 361 сл. Цеолиты 258, 259 Циклон(ы) 360, 372, сл., 560 батарейный 374 сл. Чертежи рабочне 20, 21 Число единиц переноса (ЧЕП) 46, 47 наровое см. Паровое число степеней свободы 57, 58 тарелок 176 сл. теоретических 49 сл., 127 сл., 139 сл., 203 сл., 208 сл. флегмовое см. Флегмовое число

Эвапорационное пространство 107 Эквивалентная абсолютно черная поверхность 463 Экранированность кладки 465 Экстрактивная ректификация 186 схемы 189 сл. Экстрактный раствор 273 Экстракторы колонные 296 сл. размеры 299 сл. ротационные 298, 299 типа смеситель-отстойник 295, 296 Экстракция 273 сл. многократная 283, 284, 288, 289 многоступенчатая противоточная 285 однократная 283, 286 сл. противоточная 283, 284, 289 сл. Электродегидраторы 378, 379 Электроочнстка газа 379 сл.

583

Электрофильтры пластинчатые 380, 381 трубчатые 380 Эмульсии 327, 361, 362 нефтиные 377 сл. Энергия активации 542 сл. Энтальния воздуха влажного 304 продуктов сгорания 442 Эргуна уравнение 399 Эффект тепловой 538 сл. Эффективность извлечения 199 колони насадочных 226, 227 конвекции 434 неремешивания 387 тарелки 51, 142, 143 теплообменииков кожухотрубчатых 494, 495 теплопередачи 434, 436 сл.

АЛЕКСАНДР ИОНОВИЧ СКОБЛО ИРИНА АНАНЬЕВНА ТРЕГУБОВА ЮРИЙ КОНСТАНТИНОВИЧ МОЛОКАНОВ

Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности

> Редактор Р. М. Степанова Художественный редактор Н. В. Носов Технический редактор Е. В. Цыганок Корректор Т. В. Смирнова

ИБ № 818

Сдано в наб. 27.03.81. Подп. в печ. 19.03.82. Т-01140 Формат бумагн 60×90⁴/це. Бумага тип. № 2. Гаринтура лпгературиан. Печать высокая. Усл. печ. л. 36,5. Усл. кр.-отт. 36,5. Уч.-иад. л. 37,79. Тираж 13.400 экз. Зак. 674. Цепа 1 р. 60 к. Иэд. № 1670

Ордена «Знак почета» издательство «Химия». 107076, Москва, Стромывка, 13

Ленинградская типография № 6 ордена Трудового Красного Знамени Ленинградского облединения «Техническая книга» им. Евгении Соколовой Союзполиграфпрома при Государственном комитете СССР по делам издательств, полиграфии и книжной торговли. 193144, г. Ленинград, ул. Монсеенко, 10.