



*А.Н. Плановский
П.И. Николаев*

Процессы и аппараты химической и нефте- химической технологии

*ИЗДАНИЕ ТРЕТЬЕ,
ИСПРАВЛЕННОЕ И ДОПОЛНЕННОЕ*

*Допущено Министерством
высшего и среднего специального
образования СССР
в качестве учебника
для студентов высших учебных заведений,
обучающихся по специальности
«Машины и аппараты химических производств»*



*МОСКВА
•ХИМИЯ•
1987*

6П7.1

ПЗ7

УДК 66.01/07(075.8)

Рецензент — д-р техн. наук, проф. В. И. Коновалов

УДК 66.01/07(075.8)

Плановский А. Н., Николаев П. И. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии: Учебник для вузов. — 3-е изд., перераб. и доп. — М.: Химия, 1987. — 496 с.

Третье издание (2-е изд. — 1972 г.) дополнено материалами по кристаллизации, ионообменным процессам, мембранным процессам разделения смесей и химическим процессам. Рассмотрены теоретические основы и методы расчета процессов химической и нефтехимической технологии, описаны конструкции типовых аппаратов.

Для студентов институтов химического машиностроения и механических факультетов химико-технологических вузов.

Табл. 10. Ил. 350. Библиогр. список: 54 назв.

П $\frac{2801000000-050}{050(01)-87}$ 50-87

СОДЕРЖАНИЕ

Предисловие	6
Глава 1. Общие положения	8
1.1. Классификация основных процессов химической технологии	8
1.2. Кинетические закономерности основных процессов химической технологии	9
1.3. Общие принципы расчета химических аппаратов и машин	10
1.4. Периодические и непрерывные процессы	12
1.5. Определение основных размеров аппаратов	15
1.6. Применение методов теории подобия к изучению химико-технологических процессов	18
1.7. Метод анализа размерностей при изучении химико-технологических процессов	27
Глава 2. Основы гидрокинеки	30
2.1. Классификация жидких неоднородных систем и гидромеханических процессов	30
2.2. Материальный баланс гидромеханических процессов	32
2.3. Кинетика осаждения	33
2.4. Кинетика фильтрования	37
Глава 3. Осаждение	43
3.1. Гравитационное осаждение	43
3.2. Осаждение под действием центробежной силы	46
3.3. Осаждение под действием электрического поля	55
Глава 4. Фильтрование	60
4.1. Расчет процесса фильтрования	60
4.2. Газовые и жидкостные фильтры	65
4.3. Фильтрующие центрифуги	81
Глава 5. Перемешивание в жидкой среде и псевдооживление твердого зернистого материала	86
5.1. Перемешивание в жидкой среде	86
5.2. Конструкции мешалок	96
5.3. Псевдооживление твердого зернистого материала	99
Глава 6. Основы теплопереноса	108
6.1. Общая характеристика тепловых процессов	108
6.2. Теплопроводность	110
6.3. Тепловое излучение	115
6.4. Конвективный теплообмен	121
6.5. Теплоотдача при изменении агрегатного состояния	129
6.6. Сложный теплообмен	135
6.7. Теплопередача	136
6.8. Движущая сила тепловых процессов	138
6.9. Теплообмен с зернистыми материалами и насадками	140
Глава 7. Нагревание, охлаждение и конденсация	146
7.1. Нагревание водяным паром	146
7.2. Нагревание топочными газами	149
7.3. Нагревание промежуточными теплоносителями	152
7.4. Нагревание электрическим током	158
7.5. Охлаждение	160
7.6. Конденсация	162

Глава 8. Выпаривание	167
8.1. Некоторые свойства растворов	168
8.2. Простое выпаривание	171
8.3. Многократное выпаривание	176
8.4. Выпаривание с применением теплового насоса	184
Глава 9. Умеренное и глубокое охлаждение	187
9.1. Основные положения	187
9.2. Умеренное охлаждение	190
9.3. Глубокое охлаждение	200
Глава 10. Теплообменные аппараты	209
10.1. Рекуперативные теплообменные аппараты	209
10.2. Регенеративные теплообменные аппараты	224
10.3. Смесительные теплообменные аппараты	225
Глава 11. Основы массопереноса	227
11.1. Общие сведения о массообменных процессах	227
11.2. Основное уравнение массопередачи	231
11.3. Материальный баланс массообменных процессов	232
11.4. Движущая сила массообменных процессов	233
11.5. Модифицированные уравнения массопередачи	239
11.6. Основные законы массопередачи	242
11.7. Массопередача в системах с твердой фазой	252
Глава 12. Абсорбция и ректификация	258
12.1. Равновесие в системах жидкость — газ	259
12.2. Материальный баланс и кинетические закономерности абсорбции	261
12.3. Принципиальные схемы абсорбции	262
12.4. Фазовое равновесие в системе жидкость — пар	265
12.5. Принцип ректификации	270
12.6. Рабочие линии процесса ректификации в $y-x$ -диаграмме	273
12.7. Ректификация многокомпонентных смесей	277
12.8. Тепловой баланс процесса ректификации	278
12.9. Принципиальные схемы процессов ректификации	279
12.10. Разделение смесей, основанное на различии составов жидкости и паров	285
12.11. Аппаратурное оформление процессов абсорбции и ректификации	292
12.12. Расчет аппаратов для проведения абсорбции и ректификации	304
Глава 13. Экстракция	319
13.1. Равновесие в процессах экстракции	319
13.2. Материальный баланс экстракции	327
13.3. Кинетические закономерности процесса экстракции	328
13.4. Принципиальные схемы процессов экстракции	329
13.5. Расчет экстракторов	335
13.6. Экстракционные установки	349
Глава 14. Кристаллизация	350
14.1. Равновесие в процессах кристаллизации	350
14.2. Характеристика кристаллов и способы проведения процессов кристаллизации	353
14.3. Материальный и тепловой балансы кристаллизации	354
14.4. Кинетика процесса кристаллизации	356
14.5. Кристаллизаторы	359
14.6. Сублимация	363
Глава 15. Адсорбция	366
15.1. Равновесие в процессах адсорбции	367
15.2. Материальный баланс процесса адсорбции	370
15.3. Кинетика процесса адсорбции	371

15.4. Принципиальные схемы адсорбционных процессов	372
15.5. Расчет адсорберов	373
15.6. Адсорберы и адсорбционные установки	379
15.7. Ионообменные процессы	385
Глава 16. Сушка	393
16.1. Равновесие в процессах сушки	394
16.2. Материальный и тепловой балансы сушки	396
16.3. Диаграмма $H-\bar{X}$ для влажного воздуха	400
16.4. Кинетика сушки	408
16.5. Принципиальные схемы процессов сушки	412
16.6. Сушилки	415
Глава 17. Процессы мембранного разделения смесей	427
17.1. Сущность процесса мембранного разделения смесей	427
17.2. Мембраны	430
17.3. Кинетика процессов мембранного разделения смесей	432
17.4. Влияние различных факторов на процесс мембранного разделения смесей	433
17.5. Аппараты для мембранного разделения смесей	435
Глава 18. Химические процессы	442
18.1. Равновесие при химических превращениях	443
18.2. Кинетика химических процессов	448
18.3. Материальный и тепловой балансы химических процессов	455
18.4. Принципиальные схемы химических процессов	457
18.5. Методы расчета реакторов	458
Глава 19. Механические процессы	463
19.1. Измельчение твердых тел	463
19.2. Измельчающие машины	468
19.3. Классификация измельченных материалов и классифицирующие устройства	485
Рекомендательный библиографический список	492

ПРЕДИСЛОВИЕ

Курс «Процессы и аппараты» основывается на общих законах физики и химии и по существу является теоретической основой химической технологии, позволяющей проанализировать и рассчитать процесс, найти наивыгоднейшие его параметры, а также разработать и рассчитать аппаратуру, необходимую для проведения этого процесса. Он относится к числу основных общинженерных курсов, формирующих конструктора химических машин и аппаратов и механика химических производств.

Создание курса «Процессы и аппараты химической технологии» относится к 1909 г., когда профессор Петербургского технологического института А. К. Крупский опубликовал труд под названием «Начальные главы учения о проектировании химической аппаратуры», посвященный технологическим расчетам химической аппаратуры. Это учебное пособие заслуженно считается прообразом современного курса «Процессы и аппараты».

Почти одновременно над курсом «Процессы и аппараты» начал работу профессор И. А. Тищенко, который в 1912 г. ввел на химическом факультете МВТУ этот курс в качестве самостоятельной дисциплины.

В дальнейшем идеи А. К. Крупского и И. А. Тищенко о создании курса «Процессы и аппараты» успешно развивались Д. П. Коноваловым, А. Ф. Фокиным, К. Ф. Павловым, А. М. Трегубовым, С. Н. Обрядчиковым, А. Г. Касаткиным и др.

Настоящая книга является третьим изданием учебника «Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии», предназначенного для студентов институтов химического машиностроения и механических факультетов химико-технологических вузов. Со времени второго издания прошло 15 лет. Новое издание учебника выходит в свет после смерти одного из авторов — заслуженного деятеля науки и техники РСФСР профессора Александра Николаевича Плановского, который более двадцати пяти лет возглавлял кафедру «Процессы и аппараты» в Московском ордена Трудового Красного Знамени институте химического машиностроения.

Фундаментальные труды проф. А. Н. Плановского по теории массообменных и химических процессов нашли отражение в развитии науки о процессах и аппаратах химической технологии.

За время, прошедшее после выхода в свет 2-го издания, достигнуты значительные успехи в разработке и создании новых интенсивных процессов и высокопроизводительных аппаратов. В связи с этим при подготовке 3-го издания учебника в него внесены задуманные А. Н. Плановским дополнительные главы по химическим процессам, кристаллизации, сублимации, ионообменному и мембранному разделению (что делает курс процессов и аппаратов химической технологии в основном завершенным и соответствующим современным требованиям подготовки инженеров-механиков). Дальнейшее развитие и углубление получила предложенная А. Н. Плановским плодотворная идея изложения всех процессов (за исключением механических) на основе единых кинетических закономерностей. Стиль, методология и структура учебника оставлены без изменения.

За помощь и ценные советы при подготовке настоящего издания учебника автор выражает благодарность проф. В. И. Ковалову и проф. А. М. Кутепову, проф. В. Н. Блиничеву, доцентам С. Н. Булатову, Д. С. Артамонову, Б. Н. Орлову, Б. Г. Балдину и И. Г. Аверьянову.

ГЛАВА I

ОБЩИЕ ПОЛОЖЕНИЯ

1.1. КЛАССИФИКАЦИЯ ОСНОВНЫХ ПРОЦЕССОВ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

Процессы химической технологии разделяют в зависимости от закономерностей, характеризующих их протекание, на пять основных групп.

Первая группа — *гидромеханические процессы*, скорость которых определяется законами гидродинамики. К ним относятся осаждение взвешенных в жидкой или газообразной среде частиц под действием силы тяжести, центробежной силы или сил электрического поля, фильтрование жидкостей или газов через слой зернистого материала под действием разности давлений, перемешивание в жидкой среде, псевдоожигание твердого зернистого материала.

Вторая группа — *тепловые процессы*, скорость которых определяется законами теплопередачи. В эту группу входят процессы нагревания, выпаривания, охлаждения и конденсации.

Третья группа — *массообменные (диффузионные) процессы*. Скорость этих процессов определяется скоростью перехода веществ из одной фазы в другую, т. е. законами массопередачи. К диффузионным процессам относятся абсорбция, ректификация, экстракция, сублимация, кристаллизация, адсорбция, сушка и др.

Четвертая группа — *химические процессы*, связанные с превращением веществ и изменением их химических свойств. Скорость этих процессов определяется закономерностями химической кинетики.

Пятая группа — *механические процессы* — включает измельчение твердых материалов, классификацию сыпучих материалов и смешение их.

Как видно из изложенного, в основе классификации химико-технологических процессов лежат *кинетические закономерности*.

В соответствии с указанным делением процессов целесообразно классифицировать химические аппараты следующим образом: 1) гидромеханические; 2) тепловые; 3) массообменные; 4) аппараты для осуществления собственно химических превращений — реакторы; 5) измельчающие и классифицирующие машины.

1.2. КИНЕТИЧЕСКИЕ ЗАКОНОМЕРНОСТИ ОСНОВНЫХ ПРОЦЕССОВ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

Без знания кинетических закономерностей процессов не представляется возможным рассчитать основные размеры аппаратов.

Кинетические закономерности гидромеханических, тепловых, массообменных и химических процессов могут быть сформулированы в виде общего закона: *скорость процесса прямо пропорциональна движущей силе и обратно пропорциональна сопротивлению*. Назвав величину, обратную сопротивлению, коэффициентом скорости, запишем основные кинетические уравнения.

Для движения потока материалов (жидкости или газа) через аппарат:

$$\frac{dV}{F d\tau} = \frac{\Delta p}{R_1} = K_1 \Delta p, \quad (1.1)$$

где V — объем протекающей жидкости; F — площадь сечения аппарата; τ — время; K_1 — коэффициент скорости процесса (величина, обратная гидравлическому сопротивлению R_1); Δp — перепад давления в аппарате.

Для движения (переноса) тепла:

$$\frac{dQ}{F d\tau} = \frac{\Delta t}{R_2} = K_2 \Delta t, \quad (1.2)$$

где Q — количество переданного тепла; F — поверхность теплообмена; K_2 — коэффициент теплопередачи (величина, обратная термическому сопротивлению R_2); Δt — средняя разность температур между обменивающимися телом материалами.

Для переноса вещества из одной фазы в другую:

$$\frac{dM}{F d\tau} = \frac{\Delta c}{R_3} = K_3 \Delta c, \quad (1.3)$$

где M — количество вещества, перенесенного из одной фазы в другую; F — поверхность контакта фаз; K_3 — коэффициент массопередачи (величина, обратная диффузионному сопротивлению R_3); Δc — разность между равновесной и рабочей концентрациями вещества в фазах.

Для химических превращений:

$$\frac{dM}{V d\tau} = K_4 f(c), \quad (1.4)$$

где M — количество прореагировавшего в химическом процессе вещества; V — объем реактора (аппарата); K_4 — коэффициент скорости химического процесса; $f(c)$ — движущая сила процесса, которая является функцией концентраций реагирующих веществ.

Коэффициенты скорости различных процессов зависят главным образом от скорости движения потоков материалов, поэтому вывод всех кинетических закономерностей основывается на законах движения материальных потоков.

Изучение законов движения реальных газов и жидкостей дает возможность познать не только эти законы, но и усвоить метод изучения таких сложных технологических процессов, как тепло- и массообмен.

Современный метод изучения сложных технологических процессов, разработанный школой отечественных ученых, созданной В. М. Кирпичевым, объединяет теоретический анализ с практическим опытом. Описывающие процесс дифференциальные уравнения, которые выводятся теоретическим путем, на основе теории подобия преобразуются в *обобщенные (критериальные) уравнения*. Последние по опытным данным приводятся к расчетному виду. Основы теории подобия широко используются в дальнейшем при изучении всех процессов.

Следует отметить, что при изучении всех процессов применяют один и тот же математический аппарат — однотипные дифференциальные и критериальные уравнения. Это значительно упрощает изложение курса и делает его усвоение более легким.

1.3. ОБЩИЕ ПРИНЦИПЫ РАСЧЕТА ХИМИЧЕСКИХ АППАРАТОВ И МАШИН

Целью расчета химических процессов и аппаратов является определение массовых потоков перерабатываемых материалов, определение энергетических затрат, необходимых для осуществления процессов, и вычисление основных размеров машин и аппаратов.

Для инженера-конструктора важно не столько определение материальных и энергетических соотношений процесса, сколько глубокий анализ его кинетических закономерностей. Этот анализ позволяет найти оптимальные условия процесса, при которых размеры машин и аппаратов минимальны.

Анализ процессов и расчет аппаратов проводят в определенной последовательности. Сначала, исходя из законов гидродинамики или термодинамики, выявляют условия равновесия и определяют *направление течения процесса*. По данным о равновесии устанавливают начальные и конечные значения параметров процессов.

На основании закона сохранения материи составляют *материальный баланс*:

$$\sum G_n = \sum G_k, \quad (1.5)$$

где $\sum G_n$ — количество исходных материалов; $\sum G_k$ — количество конечных продуктов.

Далее определяют тепловой эффект процесса и, исходя из закона сохранения энергии, составляют *тепловой баланс*:

$$\sum Q_n + Q_p = \sum Q_k + Q_n, \quad (1.6)$$

где ΣQ_n — тепло, поступающее в аппарат с исходными материалами; Q_p — тепловой эффект процесса; ΣQ_k — тепло, уходящее из аппарата с конечными продуктами; Q_n — потери тепла в окружающую среду.

По величинам, характеризующим рабочие и равновесные параметры, определяют *движущую силу процесса*.

На основании законов кинетики (гидромеханической, тепловой, диффузионной, химической) находят *коэффициент скорости процесса*.

По полученным данным определяют *основной размер аппарата*: емкость, площадь поперечного сечения, поверхность нагрева, поверхность фазового контакта и т. д. Для этого используют общее соотношение

$$A = M/(DK), \quad (1.7)$$

где A — основной размер аппарата; M — количество материала, перерабатываемого в единицу времени; D — движущая сила процесса; K — коэффициент скорости процесса.

Из соотношения (1.7) следует, что движущая сила и коэффициент скорости процесса являются основными величинами при определении размеров аппаратов. Нахождение численных значений этих двух величин является самой сложной частью расчета аппаратуры, так как при этом возникает необходимость обоснованно решать вопросы масштабных переходов — распространения данных, полученных в лабораторных исследованиях, на промышленные объекты.

При разработке новых процессов и аппаратов применяют физическое и математическое моделирование.

Физическое моделирование заключается в замене изучения какого-либо объекта опытным изучением его модели, имеющей ту же физическую природу, но отличающейся масштабом или значениями характеристик. К физическому моделированию прибегают, когда натурные испытания трудно осуществить вследствие очень больших или очень малых размеров разрабатываемого объекта. При физическом моделировании используют описанные ниже теорию подобия и метод анализа размерностей.

Математическое моделирование представляет собой приближенное описание какого-либо класса процессов с помощью математических символов (обычно системы дифференциальных уравнений, связывающих основные параметры процессов). Такое описание называют *математической моделью процесса*.

Математическое описание процессов практически реализуется составлением алгоритмов, с помощью которых на ЭВМ получают численные характеристики процессов. Варьируя исходные данные, удается установить оптимальные условия процесса. Получив решение, необходимо выявить его соответствие изучаемому объекту.

Математическому моделированию должно предшествовать тщательное всестороннее изучение физико-химической сущности процесса.

1.4. ПЕРИОДИЧЕСКИЕ И НЕПРЕРЫВНЫЕ ПРОЦЕССЫ

По организационно-технической структуре процессы делятся на *периодические* и *непрерывные*.

В периодическом процессе отдельные стадии (или операции) осуществляются в одном месте (в одном аппарате или машине), но в разное время. В непрерывном процессе отдельные стадии осуществляются одновременно, но в разных местах (в разных аппаратах или машинах).

Для примера рассмотрим процесс, который складывается из стадий загрузки перерабатываемого материала в установку, нагрева его, перемешивания, охлаждения и выгрузки из установки готового продукта. Этот процесс может осуществляться периодически или непрерывно.

При *периодическом* проведении процесса все перечисленные стадии протекают в разное время в одном аппарате, который соответствующим образом приспособлен для этого. Исходный материал загружается (рис. 1.1) в аппарат. После загрузки материал нагревается водяным паром, подаваемым в рубашку 2. Пар отдает тепло перерабатываемому материалу через стенку корпуса 1 и при этом конденсируется; конденсат отводится через нижний патрубок в рубашке. Стадия перемешивания осуществляется при вращении мешалки 3. После перемешивания следует охлаждение материала водой, подаваемой в змеевик 4. Готовый продукт выгружается через патрубок в днище аппарата.

При *непрерывном* осуществлении процесса все стадии протекают одновременно в различных аппаратах (рис. 1.2). Материал непрерывно загружают в установку, состоящую из ряда

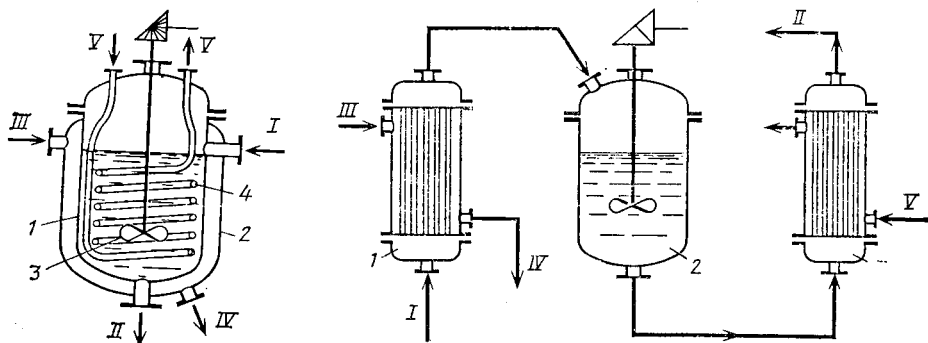


Рис. 1.1. Аппарат для проведения периодического процесса:

1 — корпус; 2 — паровая рубашка; 3 — мешалка; 4 — змеевик; I — исходный материал; II — готовый продукт; III — пар; IV — конденсат; V — охлаждающая вода

Рис. 1.2. Схема установки для осуществления непрерывного процесса:

1 — теплообменник-нагреватель; 2 — аппарат с мешалкой; 3 — теплообменник-охладитель; I — исходный материал; II — готовый продукт; III — пар; IV — конденсат; V — охлаждающая вода

специализированных аппаратов. Он нагревается в теплообменнике 1, перемешивается в аппарате с мешалкой 2, охлаждается в холодильнике 3. Готовый продукт непрерывно выводится из холодильника.

Для более четкой характеристики периодических и непрерывных процессов используют следующие понятия и обозначения.

Продолжительность процесса (τ) — время, необходимое для завершения всех стадий процесса, начиная от момента загрузки исходных материалов и кончая выгрузкой готовых продуктов.

Период процесса (Δt) — время, протекающее от начала загрузки исходных материалов данной партии до начала загрузки исходных материалов следующей партии.

Непрерывные процессы имеют значительные преимущества перед периодическими: возможность специализации аппаратуры для каждой операции (стадии) процесса, стабилизация процесса во времени, улучшение качества продукта, легкость регулирования и возможность автоматизации. Этими преимуществами объясняется неизменная тенденция перехода от периодических процессов к непрерывным.

Непрерывно действующие аппараты, в зависимости от характера движения и изменения параметров перерабатываемых материалов, делят на *аппараты полного вытеснения, полного смешения и промежуточного типа*.

При проведении процессов в любом из перечисленных аппаратов изменяются значения параметров перерабатываемых материалов. Параметрами, характеризующими процесс, являются давление, плотность, скорость потока перерабатываемого материала, концентрация, температура, энтропия и др.

Проанализируем характер изменения значений параметра, обуславливающего движущую силу процесса, в непрерывно действующих аппаратах полного смешения, полного вытеснения и промежуточного типа. В качестве примера рассмотрим процесс нагревания жидкости (от температуры t_n до t_k) конденсирующимся паром (имеющим температуру t_s) через разделяющую их стенку. Определим характер изменения температуры нагреваемой жидкости в непрерывно действующих аппаратах различных типов.

В *аппарате полного (идеального) вытеснения* (рис. 1.3, а) температура жидкости плавно меняется по длине (высоте) l аппарата от начальной t_n до конечной t_k в результате того, что протекающие через аппарат последующие объемы жидкости не смешиваются с предыдущими, полностью вытесняя их.

В *аппарате полного (идеального) смешения* (рис. 1.3, б) последующие и предыдущие объемы жидкости идеально смешаны, температура жидкости в аппарате постоянна и равна конечной t_k .

В реальных аппаратах не могут быть обеспечены условия как идеального вытеснения, так и идеального смешения.

На практике можно достигнуть только достаточно близкого приближения к этим идеальным схемам, поэтому реальные аппараты работают как *аппараты промежуточного типа* (рис. 1.3, в), в которых нет полного смешения предыдущих и последующих объемов нагреваемой жидкости, однако нет и полного вытеснения. Соответственно этому температура изменяется от t'_H до t_K .

Как видно из изложенного, в аппаратах перечисленных типов различен характер изменения температур нагреваемой жидкости.

Движущая сила рассматриваемого процесса нагревания жидкости для любого элемента аппарата представляет разность $t_s - t$ между температурой греющего пара t_s и температурой нагреваемой жидкости t .

На рис. 1.3 показано изменение движущей силы (разности температур) в непрерывно действующих аппаратах различных типов. Среднее для процесса значение движущей силы определяется величинами заштрихованных площадей.

Как видно из рисунка, наибольшее значение движущей силы соответствует аппаратам полного вытеснения, наименьшее — аппаратам полного смешения и промежуточное — аппаратам промежуточного типа.

Важно отметить, что движущая сила процессов в непрерывно действующих аппаратах полного смешения может быть зна-

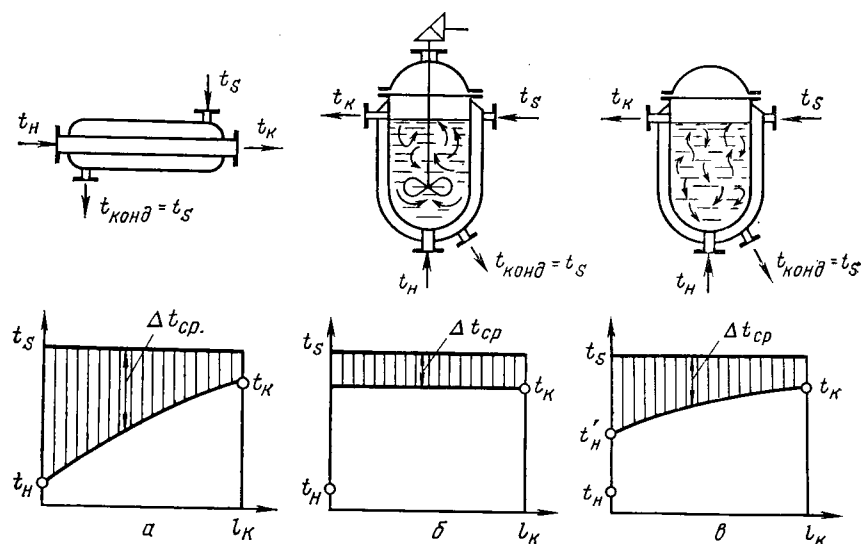


Рис. 1.3. Изменение температуры при нагревании жидкости в аппаратах разных типов:

а — полного вытеснения; б — полного смешения; в — промежуточного типа

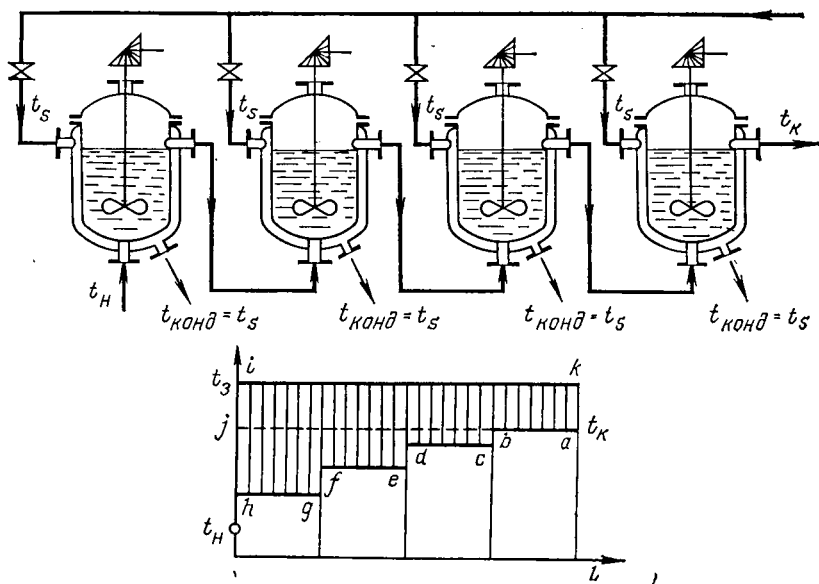


Рис. 1.4. Изменение движущей силы процесса при секционировании

чительно увеличена путем разделения рабочего объема аппарата на ряд секций.

Если аппарат полного смешения, рабочий объем которого равен V_p , разделить на n секций или вместо одного аппарата объемом V_p установить n аппаратов объемом V_p/n , то движущая сила увеличится.

Как видно из рис. 1.4, создание четырех секций увеличивает среднюю движущую силу от значения, пропорционального площади $ajik$, до значения, пропорционального площади $abcdefghik$.

Легко заметить, что с увеличением числа секций в аппаратах полного смешения значение движущей силы приближается к ее значению в аппаратах полного вытеснения, и при большом числе секций (практически 8—12) движущие силы в аппаратах того и другого типа становятся приблизительно одинаковыми.

1.5. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ОСНОВНЫХ РАЗМЕРОВ АППАРАТОВ

Непрерывно действующие аппараты. Рассмотрим связь между размерами аппарата и основными параметрами процесса на общем примере массопередачи вещества. Пусть имеется аппарат полного вытеснения (рис. 1.5), в котором протекает некоторый процесс, изменяющий концентрацию перерабатываемого материала от начального значения x_H до конечного x_K , предельная концентрация при этом равна a .

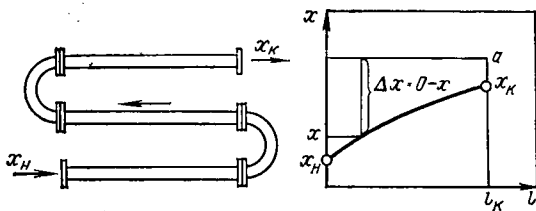


Рис. 1.5. Изменение концентраций в аппарате полного вытеснения

Очевидно, что движущая сила процесса, соответствующая любой концентрации x , составляет $\Delta x = a - x$.

Соответственно равенству (1.3) основным кинетическим уравнением для рассматриваемого случая будет

$$\frac{dM}{V_p d\tau} = K_v \Delta x, \quad (1.8)$$

где M — масса получаемого в процессе продукта; V_p — рабочий объем аппарата; K_v — коэффициент скорости процесса.

Уравнение (1.8) получают из (1.3) заменой поверхности контакта фаз F рабочим объемом аппарата V_p и соответственно коэффициента массопередачи K_3 (характеризующего скорость процесса, протекающего на единице поверхности раздела фаз) — коэффициентом K_v (характеризующим скорость процесса, протекающего в единице объема).

Уравнение (1.8) можно написать и в интегральной форме:

$$M/(V_p \tau) = K_v \Delta x_m, \quad (1.9)$$

где Δx_m — средняя для всего процесса движущая сила.

В общем случае Δx_m определяется как среднее значение движущих сил в пределах концентрации x_H — x_K :

$$\Delta x_m = \frac{1}{x_K - x_H} \int_{x_H}^{x_K} \Delta x dx. \quad (1.10)$$

Отношение $M/\tau = M_\tau$ представляет собой среднюю производительность аппарата, отнесенную к единице времени (кг/ч, кг/с и т. д.), и, следовательно, равенство (1.9) можно переписать в виде

$$V_p = M_\tau / (K_v \Delta x_m). \quad (1.11)$$

Если объем материалов, перерабатываемых в единицу времени, составляет V_τ , то

$$M_\tau = V_\tau (x_K - x_H) \quad \text{и} \quad V_p = V_\tau (x_K - x_H) / (K_v \Delta x_m). \quad (1.12)$$

Установим зависимость между размерами аппарата и объемом материалов, протекающих через аппарат в единицу времени, V_τ . Если длина аппарата l , линейная скорость материала

ω , а площадь поперечного сечения f , то по уравнению расхода имеем:

$$V_{\tau} = f\omega. \quad (1.13)$$

Умножив и разделив сомножители правой части последнего равенства на l , найдем:

$$V_{\tau} = fl (\omega/l) = V_p/\tau, \quad \text{откуда} \quad V_p = V_{\tau}\tau. \quad (1.14)$$

Из сопоставления уравнений (1.12) и (1.14) следует:

$$\tau = (x_k - x_n)/(K_v \Delta x_m). \quad (1.15)$$

Как следует из изложенного, объем аппаратов можно определять как по уравнению (1.11), так и по уравнению (1.14), если в последнем случае время пребывания материалов в аппарате выбирается равным продолжительности процесса τ . При этом время служит комплексным скоростным показателем, включающим и движущую силу, и коэффициент скорости.

Если вычисленный по уравнениям (1.11) или (1.14) объем аппарата V_p оказывается чрезмерно большим, выбирают n параллельно действующих аппаратов с рабочими объемами $V_n = V_p/n$.

Все сказанное относится к расчету непрерывно действующих аппаратов полного вытеснения.

В аппаратах полного смещения движущая сила процесса постоянна и соответствует ее конечному значению. Для расчета этих аппаратов применяют формулы (1.12) и (1.15); при этом среднюю движущую силу Δx_m заменяют разностью $a - x_k$.

Периодически действующие аппараты. При расчете периодически действующих аппаратов обычно задают V_{τ} — производительность всего агрегата в единицу времени (в сутки, в час и т. д.) и $\Delta\tau$ — период процесса.

Зная период процесса, легко определить число партий продукта b , которое может быть выпущено в сутки одним аппаратом. Выражая $\Delta\tau$ в часах, получаем соотношение (1.16). Число партий продукта a , которое должно быть выпущено в течение суток для обеспечения заданной производительности агрегата, определяют из соотношения (1.17)

$$b = 24/\Delta\tau \quad (1.16) ; \quad a = V_{\tau}/V_p, \quad (1.17)$$

где V_p — рабочий объем аппарата.

Тогда необходимое число аппаратов равно

$$n = a/b = V_{\tau}\Delta\tau/(24V_p). \quad (1.18)$$

Если оказывается целесообразной установка одного аппарата, т. е. $n=1$, то из уравнения (1.18) можно определить его рабочий объем:

$$V_p = V_{\tau}\Delta\tau/24. \quad (1.19)$$

1.6. ПРИМЕНЕНИЕ МЕТОДОВ ТЕОРИИ ПОДОБИЯ К ИЗУЧЕНИЮ ХИМИКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ

При рассмотрении общих принципов расчета химических аппаратов и машин было отмечено, что главной целью расчета является вычисление их основных размеров с помощью кинетических уравнений (1.1.)—(1.4).

При использовании в расчетной практике кинетических уравнений предполагается, что кинетические закономерности процесса изучены в объеме, позволяющем найти коэффициент скорости этого процесса, т. е. найдено *уравнение связи* между коэффициентом скорости процесса и величинами, определяющими течение этого процесса.

Процессы химической технологии очень сложны; для математического описания большинства их удастся составить лишь сложные дифференциальные уравнения, которые, как правило, лишь приближенно отражают протекание этих процессов. Поэтому возникает необходимость опытного изучения процессов.

Плодотворное изучение процессов опытным путем возможно только при наличии теории постановки опытов и обработки их результатов. Такой теорией является *теория подобия*, основывающаяся на представлении о *подобии процессов*. Она отвечает на вопрос, как нужно организовать опыт и обработать полученные данные, чтобы их можно было обоснованно распространить на процессы, протекающие в условиях, отличных от условий опыта.

Первые понятия о подобии (механическом) были даны Ньютоном в 1686 г. Основы теории подобия в современном понимании были заложены известным русским ученым В. Л. Кирпичевым еще в 1874 г. Его идеи позднее были развиты в трудах ряда ученых, в том числе В. Нуссельта, М. В. Кирпичева, Г. К. Дьяконова, И. Бэкингема и др. Их работы дали возможность широко и плодотворно использовать представления о подобии в различных отраслях науки и техники. По выражению М. В. Кирпичева, теория подобия «стала основой эксперимента; она осуществляет синтез теории и опыта».

Представление о подобии процессов позволяет: 1) установить условия экспериментальных работ, при которых число требующихся опытов будет минимальным; 2) определить наименьшее число величин, которые нужно измерять при проведении опытов, и правильно обработать результаты опытов; 3) установить области, на которые можно распространить данные, полученные в результате проведенного опыта.

Из этого следует, что представление о подобии процессов необходимо не только исследователям, но и конструкторам химических машин и аппаратов. Оно позволяет инженерам-конструкторам при расчете химической аппаратуры сознательно применять многочисленные уравнения, сочетающие теорию с результатами опыта.

Выводы теории подобия строятся на основании особых форм исследования дифференциальных уравнений, описывающих течение изучаемого процесса.

При составлении дифференциального уравнения процесс рассматривают не во всем исследуемом объеме и не за весь исследуемый промежуток времени, а в произвольно выделенном элементарном объеме в течение произвольно выбранного малого интервала времени. Выделенный элементарный объем настолько мал по сравнению со всем исследуемым объемом, что его линейные размеры могут быть приняты за дифференциалы длины. Применительно к изучаемому в элементарном объеме процессу дается математическая формулировка соответствующего общего закона физики.

Математическое выражение (или выражения), формулирующее таким способом общий закон (или законы) физики, представляет собой дифференциальное уравнение, описывающее течение изучаемого процесса в любом элементарном объеме в любой момент времени.

При составлении дифференциального уравнения отвлекаются от частных особенностей процесса, поэтому оно описывает целый *класс процессов*, в пределах которого действуют примененные физические законы. Дифференциальное уравнение по существу не может описывать какой-нибудь единичный процесс, оно описывает бесчисленное множество однородных процессов.

Чтобы описать единичный процесс, нужно дополнить дифференциальное уравнение данными, характеризующими этот процесс. Эти дополнительные данные называют *условиями однозначности*.

Условия однозначности включают особенности процесса, не присущие всему рассматриваемому классу процессов. К ним относятся:

- 1) геометрические размеры и форма объема, в котором протекает процесс;
- 2) физические свойства среды, существенные для рассматриваемого процесса;
- 3) граничные условия, характеризующие взаимодействие среды с телами, ограничивающими объем, в котором протекает процесс;
- 4) начальное состояние системы, т. е. ее состояние в момент, когда начинается изучение процесса.

Условия однозначности, заданные в виде конкретных численных значений, в соединении с дифференциальным уравнением выделяют из всего класса один конкретный процесс. В этом случае решение дифференциального уравнения, если его удастся получить, справедливо только для заданных численных условий однозначности.

При проведении опыта изучаемый процесс протекает в аппарате, имеющем конкретные размеры и форму, в среде, обла-

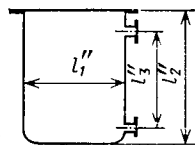
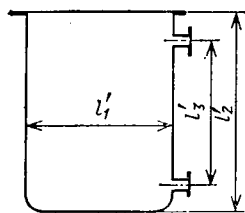


Рис. 1.6. Геометрически подобные аппараты

дающей определенными физическими свойствами, при определенных граничных и начальных условиях. Полученные в

опытах данные соответствуют конкретным условиям однозначности и дают практическое решение вопроса для единичного процесса точно так же, как численное решение дифференциального уравнения при конкретных значениях величин, определяющих условия однозначности.

Переносить данные единичного опыта на целый класс процессов практически неверно, так как в пределах одного класса ввиду резкого отличия условий однозначности имеются совершенно различные процессы.

Теория подобия позволяет распространить данные единичного опыта на определенную *группу подобных процессов* в пределах рассматриваемого класса путем особого способа задания условий однозначности. Это дает возможность переносить опытные данные с модели на подобный промышленный объект. Для выделения из класса группы подобных процессов условия однозначности задаются не в виде определенных численных значений отдельных параметров, а в форме произведения соответствующих параметров на постоянные числовые множители. В выделенной таким образом группе подобных процессов отдельные процессы настолько похожи друг на друга, что их можно рассматривать как единичный процесс, протекающий с изменением параметров, отличающихся только масштабом.

Подобие условий однозначности включает геометрическое подобие систем, временное подобие, подобие физических величин, характеризующих процесс, подобие граничных и начальных условий.

Геометрическое подобие аппаратов (систем), в которых протекает изучаемый процесс, соблюдается, если отношение всех сходственных размеров двух сравниваемых аппаратов является величиной постоянной (при этом соответствующие углы должны быть равны), т. е. (рис. 1.6):

$$l_1''/l_1' = l_2''/l_2' = l_3''/l_3' = \dots = K_l$$

или

$$l_1'' = K_l l_1'; \quad l_2'' = K_l l_2'; \quad l_3'' = K_l l_3', \quad (1.20)$$

где l_1', l_2', l_3' — размеры, характеризующие первый аппарат; l_1'', l_2'', l_3'' — размеры, характеризующие второй аппарат, подобный первому; K_l — множитель линейного (геометрического) преобразования, сохраняющий постоянное значение для двух подобных аппаратов (при переходе к третьему аппарату, подобному первому, множитель преобразования K_l получает другое значение).

Временное подобие соблюдается, если отношение между сходственными интервалами времени процесса сохраняет постоянное значение. Сходственными интервалами времени процесса считают интервалы, в течение которых завершаются аналогичные стадии рассматриваемых процессов.

Временное подобие характеризуется соотношением

$$\tau_1''/\tau_1' = \tau_2''/\tau_2' = \tau_3''/\tau_3' = \dots = K_\tau$$

или

$$\tau_1'' = K_\tau \tau_1'; \quad \tau_2'' = K_\tau \tau_2'; \quad \tau_3'' = K_\tau \tau_3', \quad (1.21)$$

где $\tau_1', \tau_2', \tau_3'$ — интервалы времени в первом процессе; $\tau_1'', \tau_2'', \tau_3''$ — интервалы времени во втором процессе, подобном первому; K_τ — множитель временного преобразования, сохраняющий постоянное значение для двух подобных процессов.

Временное подобие может быть пояснено на следующем примере. В двух аппаратах протекают за различные интервалы времени аналогичные стадии процесса: загрузка в аппарат перерабатываемого материала за время соответственно τ_1' и τ_1'' , нагревание его (τ_2' и τ_2''), перемешивание (τ_3' и τ_3''), охлаждение (τ_4' и τ_4'') и выгрузка из аппарата готового продукта (τ_5' и τ_5''). Общая продолжительность процесса в первом аппарате $\tau' = 2$ ч, во втором $\tau'' = 1$ ч. Тогда $K_\tau = \tau'' : \tau' = 1 : 2 = 0,5$. Каждая из аналогичных стадий процесса в первом и втором аппаратах совершается за различные интервалы времени, однако соотношение между интервалами времени протекания двух сходственных стадий сохраняется постоянным:

$$K_\tau = \tau''/\tau' = \tau_1''/\tau_1' = \tau_2''/\tau_2' = \dots = \tau_5''/\tau_5' = 0,5.$$

Временное подобие процессов называют *гомохронностью* (однородностью во времени).

Одновременность протекания процессов, являющаяся частным случаем гомохронности (при $K_\tau = 1$), называют *синхронностью*; в этом случае сходственные моменты времени совпадают.

Подобие физических величин, характеризующих процесс, соблюдается, если отношение значений этих величин для подобных процессов в сходственные моменты времени является величиной постоянной, т. е.

$$\rho_1''/\rho_1' = \rho_2''/\rho_2' = \rho_3''/\rho_3' = K_\rho$$

или

$$\rho_1'' = K_\rho \rho_1'; \quad \rho_2'' = K_\rho \rho_2'; \quad \rho_3'' = K_\rho \rho_3', \quad (1.22)$$

где $\rho_1', \rho_2', \rho_3'$ — значения физических величин в первом процессе; $\rho_1'', \rho_2'', \rho_3''$ — их значения во втором процессе, подобном первому; K_ρ — множитель преобразования значений физических величин.

Если значение физических величин не постоянно во всем объеме, охваченном процессом, то для подобных процессов должно соблюдаться подобие полей физических величин.

Поле физической величины называют совокупность мгновенных значений физической величины во всем объеме, охваченном процессом.

Подобие полей физических величин соблюдается, если отношение значений этих величин для подобных процессов в сходственных точках объема в сходственные моменты времени является величиной постоянной.

Если рассматриваются векторные физические величины, то для подобных процессов направление их должно совпадать.

Следует отметить, что множители преобразования K_l , K_t , K_p численно отличаются друг от друга, т. е. для каждой переменной, характеризующей процесс, существует свой множитель преобразования.

Подобие граничных условий определяется тем, что все значения величин, характеризующих эти условия на границах системы, для сходственных точек в сходственные моменты времени находятся в постоянных соотношениях.

Подобие начальных условий означает, что в момент, когда начинается изучение процесса (начальный момент), соблюдается подобие полей всех физических величин во всем объеме, охваченном изучаемым процессом.

Условия однозначности являются индивидуальными признаками различных процессов одного и того же класса. По этим индивидуальным признакам и различают между собой процессы. Если все индивидуальные признаки подобны, то процессы также подобны, т. е. подобные процессы представляют собой один процесс, протекающий в различных масштабах, так как индивидуальные признаки подобных процессов также различаются только масштабами.

Понятие подобия процессов значительно шире, чем понятие подобия условий однозначности. Подобие процессов распространяется на весь объем и на весь период их протекания. Подобие условий однозначности распространяется на весь объем только в начальный момент, а в последующие моменты условия однозначности определяют подобие только на границе.

Процессы подобны, если они описываются одним и тем же дифференциальным уравнением (или системой дифференциальных уравнений) при подобных условиях однозначности.

В двух подобных процессах изменение переменных, обуславливающих процесс, протекает подобно, т. е. изменяясь, они отличаются только постоянным множителем преобразования. Подобные процессы принадлежат к одному классу и описываются одним и тем же дифференциальным уравнением, устанавливающим функциональную зависимость между переменными, существенными для процесса. Эту функциональную зависимость можно записать в общем виде:

для первого процесса

$$F(l', \tau', \rho', \dots) = 0; \quad (1.23)$$

для второго процесса, подобного первому

$$F(l'', \tau'', \rho'', \dots) = 0 \quad \text{или} \quad F(K_1 l', K_\tau \tau', K_\rho \rho', \dots) = 0. \quad (1.24)$$

Уравнения (1.23) и (1.24) описывают подобные процессы и не должны отличаться одно от другого. Следовательно, для соблюдения подобия нужно найти и выдержать условия, при которых умножение переменных на постоянные множители не меняло бы уравнения.

Указанные условия легко найти, анализируя какую-либо конкретную функциональную зависимость, например, уравнение (1.25), выражающее второй закон механики (сила равна произведению массы на ускорение). Правая и левая части уравнения (1.25) имеют одну и ту же размерность. Это справедливо для всех правильно составленных физических уравнений. Разделим обе части этого уравнения на правую часть; тогда обе части станут безразмерными величинами — уравнение (1.26):

$$f = m \frac{dw}{d\tau}; \quad (1.25) \quad \frac{f d\tau}{m dw} = 1, \quad (1.26)$$

где f — сила; m — масса; w — скорость; τ — время.

Применим уравнение (1.26) для двух подобных процессов. Тогда для первого процесса получим уравнение (1.27), а для второго процесса, подобного первому, — уравнение (1.28):

$$\frac{f' d\tau'}{m' dw'} = 1; \quad (1.27) \quad \frac{f'' d\tau''}{m'' dw''} = 1. \quad (1.28)$$

Поскольку первый и второй процессы развиваются подобно, переменные уравнения (1.28) можно выразить через переменные уравнения (1.27) путем умножения их на соответствующие множители преобразования:

$$\frac{K_f f' dK_\tau \tau'}{K_m m' dK_w w'} = 1. \quad -$$

Вынося постоянные K_τ и K_w из-под знака дифференцирования, получим:

$$\frac{K_f K_\tau}{K_m K_w} \cdot \frac{f' d\tau'}{m' dw'} = 1. \quad (1.29)$$

Уравнения (1.27) и (1.29) описывают подобные процессы и поэтому не должны отличаться одно от другого. Однако они отличаются комплексом из произведения постоянных величин. Очевидно, эти уравнения будут одинаковы только в том случае, если комплекс из произведений постоянных величин (множителей преобразования), входящий в уравнение (1.29), равен единице:

$$\frac{K_f K_\tau}{K_m K_w} = 1. \quad (1.30)$$

Соотношение (1.30) выражает условие, при котором умножение переменных в уравнении на постоянные множители не меняет этого уравнения, т. е. это соотношение обуславливает подобие процессов.

Соотношение (1.30) показывает, что выбор множителей преобразования для величин в подобном процессе произволен. Комплекс из произведения множителей преобразования равен единице. В рассмотренном случае уравнение (1.30) связывает четыре независимых множителя преобразования, поэтому произвольно можно выбирать только три из них, значение четвертого определяется из уравнения (1.30).

Если заменить множители преобразования в уравнении (1.30) соответствующими отношениями переменных, получим другую форму уравнения, выражающего подобие процессов:

$$\frac{(f''/f')(\tau''/\tau')}{(m''/m')(w''/w')} = 1.$$

или

$$\frac{f'\tau'}{m'w'} = \frac{f''\tau''}{m''w''} = \dots = \text{idem.} \quad (1.31)$$

Обозначение *idem* следует понимать как «одно и то же». Это понятие не равносильно понятию постоянства полученного безразмерного комплекса для подобных процессов. В каждом из подобных процессов комплексы изменяются в пространстве и во времени. Но изменения эти происходят так, что для любых сходственных точек объема в сходственные моменты времени комплексы во всех подобных процессах принимают одно и то же значение.

Безразмерные комплексы, составленные по типу комплекса в соотношении (1.31), играют большую роль в теории подобия и получили название *чисел подобия*.

Числа подобия обычно обозначают двумя первыми буквами фамилий ученых, известных своими работами в соответствующей области наук. Полученное число (1.31) называется числом Ньютона, оно определяет механическое подобие:

$$Ne = f\tau/(mw). \quad (1.32)$$

Анализ дифференциального уравнения (1.25) показывает, что получение числа подобия *Ne* из этого уравнения может быть сведено к следующим операциям: 1) запись дифференциального уравнения; 2) получение безразмерного комплекса делением обеих частей уравнения на правую часть; 3) вычеркивание символов дифференцирования:

$$1) f = m \frac{dw}{d\tau}; \quad 2) \frac{fd\tau}{mdw} = 1; \quad 3) Ne = \frac{f\tau}{mw}.$$

В теории подобия показывается, что аналогичным путем числа подобия получают из дифференциальных уравнений любой степени сложности по следующей схеме:

1) запись дифференциального уравнения, описывающего исследуемый процесс;

2) получение из дифференциального уравнения безразмерного комплекса делением обеих частей уравнения на правую или левую часть; при наличии в дифференциальном уравнении нескольких слагаемых безразмерные комплексы получают делением всех слагаемых на одно из них (следует иметь в виду, что в правильно составленном уравнении все слагаемые имеют одну и ту же размерность);

3) вычеркивание символов дифференцирования, включая символы порядка дифференцирования; символы, показывающие степени дифференциалов, сохраняются; символы суммирования аналогичных членов дифференциального уравнения и индексов, характеризующих направление, вычеркиваются.

Указанная схема получения чисел подобия из дифференциальных уравнений применяется во всех разделах курса.

Кроме чисел подобия, получаемых из дифференциальных уравнений, применяют числа подобия, характеризующие условия задачи исследования. Например, при исследовании движения жидкости по змеевику задают диаметр трубы и радиус змеевика. Очевидно, что процессы, происходящие при движении жидкости, в этом случае будут зависеть от соотношения

$$d/R = \text{idem}, \quad (1.33)$$

характеризующего данную группу явлений.

Числа подобия, представляющие собой отношение двух одноименных величин и получающиеся непосредственно из условий задачи исследования, называют *параметрическими числами подобия*.

Физические величины, характеризующие процесс, могут иметь различное значение для разных точек объема, охваченного процессом. В этом случае обычно пользуются усредненными значениями физической величины. Числа подобия, составленные из усредненных значений физических величин, называют *усредненными числами подобия*.

Если в выражение числа подобия входит линейный размер, то выбирают тот размер, который наиболее полно характеризует систему, охваченную процессом (например, диаметр — при рассмотрении процесса движения жидкости по трубе).

Линейный размер, включаемый в число подобия и являющийся наиболее характерным для рассматриваемой системы, называют *определяющим*, или *характерным линейным размером*.

В подобных процессах все числа подобия, характеризующие процессы, изменяются так, что для любой сходственной точки объема в сходственные моменты времени они принимают одно и то же значение.

Для воспроизведения подобного явления необходимо обеспечить подобие условий однозначности, т. е. подобие физических

величин, входящих в условия однозначности; поэтому для обеспечения подобия необходимо равенство определяющих чисел подобия, составленных только из физических величин, входящих в условия однозначности. Определяющие числа подобия называют также определяющими критериями подобия. Равенство определяющих чисел подобия (критериев) является условием подобия процессов.

Числа подобия, в состав которых входит хотя бы одна физическая величина, не входящая в условия однозначности, называют *неопределяющими*, или *определяемыми числами подобия*. Равенство неопределяющих чисел подобия является следствием подобия процессов.

Следует отметить, что в различных задачах условия однозначности могут формулироваться по-разному. Поэтому при изменении формулировки условий однозначности определяющими могут стать другие числа подобия. Одно и то же число подобия в различных задачах может быть и определяющим, и неопределяющим. Только параметрические числа подобия (параметрические критерии) являются всегда определяющими.

Равенство определяющих чисел подобия свидетельствует о подобии процессов, а при подобии процессов равны все числа подобия. Отсюда следует, что неопределяющие числа подобия являются однозначной функцией определяющих чисел подобия, т. е. зависимость между физическими величинами, характеризующими процесс, может быть представлена в виде функциональной зависимости неопределяющих чисел подобия от определяющих. Эта функциональная зависимость распространяется на всю группу подобных процессов и называется *уравнением подобия*.

Представление зависимости между физическими величинами, характеризующими процесс, в виде уравнения подобия, справедливого для целой группы подобных процессов, имеет большое практическое значение, так как позволяет распространять данные единичного опыта на группу подобных процессов.

В опытах нужно измерять все величины, входящие в числа подобия изучаемого процесса. Результаты опытов нужно представлять в виде уравнения подобия, т. е. в виде зависимости между членами подобия.

Вид функциональной зависимости между числами подобия определяется опытом. Обычно эта функциональная зависимость дается в виде графика или в виде степенных функций.

Пусть, например, при исследовании какого-либо процесса было выведено дифференциальное уравнение, описывающее этот процесс. Из дифференциального уравнения и условий однозначности были найдены числа подобия, характеризующие процесс: неопределяющее K_n и определяющие K_{o1} и K_{o2} . Кроме того, из анализа условий задачи исследования было получено параметрическое число подобия K_{o3} . Связь между физическими величинами, характеризующими процесс, может быть представлена

уравнением подобия в виде степенных функций:

$$K_n = AK_{01}^n K_{02}^m K_{03}^t, \quad (1.34)$$

где A , n , m и t — постоянные, определяемые опытным путем.

Первую серию опытов проводят в условиях, при которых какие-нибудь два определяющих числа подобия в правой части уравнения подобия (1.34) сохраняют постоянное значение, например числа подобия K_{02} и K_{03} . Тогда для первой серии опытов имеем

$$AK_{02}^m K_{03}^t = \text{const} = B,$$

и уравнение подобия (1.34) принимает вид (1.35), а после логарифмирования — вид (1.36):

$$K_n = BK_{01}^n; \quad (1.35) \quad \lg K_n = \lg B + n \lg K_{02}. \quad (1.36)$$

При проведении опытов находят ряд конкретных значений чисел подобия K_{01} и соответствующих им значений числа подобия K_n . По этим значениям на график в координатах $\lg K_{01}$ — $\lg K_n$ наносят точки; по точкам наилучшим образом проводят прямую. Как следует из уравнения (1.36), тангенс угла наклона этой прямой к оси абсцисс равен показателю степени при числе подобия K_{01} . Аналогично определяют опытным путем остальные постоянные уравнения подобия (1.34).

Применительно к различным процессам в дальнейшем будут рассмотрены соответствующие числа подобия и уравнения подобия.

1.7. МЕТОД АНАЛИЗА РАЗМЕРНОСТЕЙ ПРИ ИЗУЧЕНИИ ХИМИКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ

Теория подобия применяется при изучении сложных процессов и дает возможность получать уравнения подобия, описывающие эти процессы. Применять теорию подобия можно лишь тогда, когда удастся составить дифференциальное уравнение, описывающее изучаемый процесс, и сформулировать условия однозначности. Однако при изучении очень сложных процессов в ряде случаев не удастся составить даже дифференциальное уравнение, описывающее процесс. В таких случаях для получения уравнения подобия применяют *метод анализа размерностей*.

Применение метода анализа размерностей возможно только в том случае, когда в результате предварительного опытного изучения процесса известно, какие параметры существенно влияют на течение этого процесса.

Так, при исследованиях течения жидкости по трубе найдено, что на перепад давления в трубе влияют диаметр d и длина l трубы, плотность ρ , вязкость μ и скорость w протекающей жидкости, т. е.

$$\Delta p = f(d, l, \rho, \mu, w), \quad (1.37)$$

причем конкретный вид функциональной зависимости неизвестен.

Метод анализа размерностей позволяет из общей функциональной зависимости вида (1.37) получить уравнение подобия, описывающее изучаемый процесс. При этом обязательным является условие, чтобы единицы измерения всех величин, входящих в общую функциональную зависимость, были выражены в одной системе единиц.

Количество чисел подобия, входящих в искомое уравнение подобия исследуемого процесса, можно найти по установленной общей функциональной зависимости с помощью π -теоремы, которая гласит: *если общая функциональная зависимость связывает между собой n размерных величин, при составлении которых использовано t первичных единиц измерения, то эта функциональная зависимость может быть представлена в виде уравнения подобия, содержащего $n-t$ чисел подобия, составленных из величин, входящих в общую функциональную зависимость.*

В приведенном примере в уравнение (1.37) входят шесть величин ($n=6$), имеющих в системе СИ следующие размерности:

$$[\Delta p] = \frac{\text{кг}}{\text{м} \cdot \text{с}^2} = \frac{M}{LT^2}; \quad [d] = \text{м} = L; \quad [\eta] = \text{м} = L;$$

$$[\rho] = \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} = \frac{M}{L^3}; \quad [\mu] = \frac{\text{кг}}{\text{м} \cdot \text{с}} = \frac{M}{LT}; \quad [\omega] = \frac{\text{м}}{\text{с}} = \frac{L}{T}.$$

При составлении размерностей этих шести величин использованы три первичные единицы измерения ($m=3$): м, с, кг. На основании π -теоремы уравнение (1.37) может быть представлено в виде уравнения подобия, в которое входит $n-m=6-3=3$ числа подобия.

Применение метода анализа размерностей для определения конкретного вида чисел подобия, входящих в искомое уравнение подобия, легче всего показать на примере. Представим общую функциональную зависимость (1.37) в виде произведения входящих в нее величин в некоторых степенях:

$$\Delta p = A d^a l^b \rho^c \mu^e \omega^k. \quad (1.38)$$

Величины, входящие в уравнение (1.38), заменим формулами размерностей этих величин:

$$ML^{-1}T^{-2} = AL^a L^b M^c L^{-3c} M^e L^{-e} T^{-e} L^k T^{-k}.$$

или

$$L^{-1}MT^{-2} = AL^{a+b-3c-e+k} M^{c+e} T^{-e-k}. \quad (1.39)$$

Далее, приравнявая показатели степеней при одинаковых символах размерностей, получим три уравнения с пятью неизвестными:

$$\begin{aligned} a + b - 3c - e + k &= -1 & (a); \\ c + e &= 1 & (б); \\ -e - k &= -2 & (в). \end{aligned}$$

Поскольку эта система уравнений не может быть решена, так как в ней не хватает двух уравнений, выразим все неизвестные величины через какие-нибудь две, например через e и b ; получим:

$$\begin{aligned} \text{из (б) } c &= 1 - e; & \text{из (в) } k &= 2 - e; \\ \text{из (а) } a &= -b - e. \end{aligned}$$

Полученные значения a , c и k подставим в уравнение (1.38):

$$\Delta p = A d^{-b-e} l^b \rho^{1-e} \mu^e \omega^{2-e}.$$

Сгруппируем величины по показателям степеней:

$$\frac{\Delta p}{\rho \omega^2} = A \left(\frac{l}{d} \right)^b \left(\frac{\mu}{\omega d \rho} \right)^e. \quad (1.40)$$

Уравнение (1.40) представляет собой уравнение подобия, описывающее течение жидкости по трубе. В это уравнение входят три числа подобия, которые называют числами гидродинамического подобия:

число Эйлера

$$Eu = \Delta p / (\rho \omega^2); \quad (1.41)$$

число Рейнольдса

$$Re = \omega d \rho / \mu; \quad (1.42)$$

параметрическое число (критерий) геометрического подобия

$$\Gamma = l/d. \quad (1.43)$$

Эти числа подобия применяют при рассмотрении различных процессов в последующих главах курса.

Постоянные A , b , e в уравнении (1.40) определяют на основании опытных данных.

Следует отметить, что при применении метода анализа размерностей не удастся сформулировать условия однозначности, а следовательно, разделить числа подобия на определяющие и неопределяющие. Кроме того, вследствие недостаточного предварительного изучения процесса из анализа могут выпасть некоторые величины, существенно влияющие на течение процесса, а также включены для анализа величины, не влияющие на процесс.

ОСНОВЫ ГИДРОКИНЕТИКИ

В химических и нефтехимических производствах многие процессы приводят к образованию неоднородных смесей, которые в дальнейшем подлежат разделению. Разделение может преследовать различные цели, а именно очистку газовой или жидкой фазы от взвешенных в ней загрязняющих частиц или выделение ценных продуктов, взвешенных в газовой или жидкой фазе. Часто встречаются и задачи противоположного характера: из веществ, находящихся в различных агрегатных состояниях, необходимо получить смесь. Решения как первой, так и второй задачи основываются на гидрокинетических закономерностях осаждения и фильтрации.

Гидрокинетикой в дальнейшем будем называть часть гидродинамики, которая составляет теоретические основы для определения кинетических закономерностей процессов *осаждения и фильтрации*.

Гидрокинетика рассматривает следующие основные задачи: обтекание падающего в жидкой среде тела (внешняя задача) и движение жидкости по каналам (внутренняя задача). Решая эти задачи применительно к конкретным условиям, можно находить скорости процессов разделения или получения неоднородных смесей.

2.1. КЛАССИФИКАЦИЯ ЖИДКИХ НЕОДНОРОДНЫХ СИСТЕМ И ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ

Свойства жидких неоднородных смесей или жидких неоднородных систем зависят от их состава и характера фаз, поэтому до ознакомления с собственно кинетическими закономерностями процессов осаждения и фильтрации рассмотрим и классифицируем конкретные неоднородные системы.

Неоднородные системы состоят по меньшей мере из двух фаз: *внутренней (дисперсной) фазы*, находящейся в тонко измельченном состоянии, и *внешней фазы (дисперсионной среды)*, окружающей частицы внутренней дисперсной фазы.

В процессах осаждения и фильтрации обрабатываются перечисленные ниже неоднородные системы.

Пыль — система, состоящая из газа и распределенных в нем твердых частиц размерами 5—50 мкм, она образуется преимущественно при дроблении и транспорте твердых материалов.

Дым — система, состоящая из газа и распределенных в нем твердых частиц размерами 0,3—5 мкм; она образуется при горении.

Рис. 2.1. Фракционный состав пыли

Туман — система, состоящая из газа и распределенных в нем капель жидкости размерами 0,3—3 мкм, образовавшихся в результате конденсации.

Системы, состоящие из твердых или жидких частиц, взвешенных в газообразной среде (т. е. пыль, дым, туман), носят общее название — *аэрозоли*.

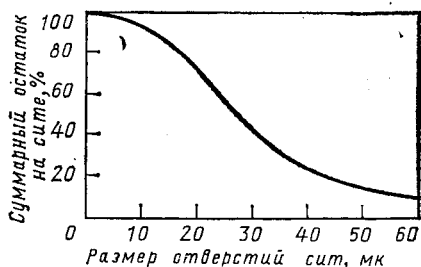
Суспензия — система, состоящая из жидкости и взвешенных в ней твердых частиц. В зависимости от размеров взвешенных частиц различают суспензии: грубые с частицами размером >100 мкм; тонкие, твердые частицы которых имеют размеры 100—0,1 мкм, и коллоидные растворы, содержащие твердые частицы размерами 0,1 мкм и меньше.

Эмульсия — система, состоящая из жидкости и распределенных в ней капель другой жидкости, не растворяющейся в первой. Величина частиц дисперсной фазы в этом случае колеблется в довольно широких пределах.

Пена — система, состоящая из жидкости и распределенных в ней пузырьков газа.

Для эмульсий и пен характерна возможность перехода дисперсной фазы в дисперсионную среду и наоборот. Этот переход, возможный при определенном массовом соотношении фаз, называют *инверсией фаз*, или просто *инверсией*.

Неоднородные системы характеризуются массовым или объемным соотношением дисперсной и дисперсионной фаз и размерами частиц дисперсной фазы. В большинстве случаев размеры частиц дисперсной фазы неодинаковы. Дисперсную фазу принято характеризовать фракционным, или дисперсным составом, т. е. процентным содержанием частиц различного размера. Фракционный состав определяют рассеиванием пробы дисперсной фазы на ситах, различающихся размерами отверстий. Пример фракционного состава пыли, которая содержится в газах, выходящих из печей для обжига колчедана, представлен на графике рис. 2.1.



К числу важнейших гидромеханических процессов относятся осаждение, фильтрование, псевдоожижение твердого зернистого материала и перемешивание в жидкой среде.

Осаждением в широком понимании этого процесса называют разделение жидких или газовых неоднородных систем путем выделения из жидкой или газовой фазы твердых или жидких взвешенных частиц; такое выделение осуществляется под действием силы тяжести, центробежной силы, а также под действием сил электрического поля. Соответственно различают *отстаивание*, *циклонный процесс* и *осадительное центрифугирование*, *электроосаждение*.

Фильтрованием называют процесс разделения жидких или газовых неоднородных смесей путем пропускания их через пористую перегородку, способную пропускать жидкость или газ и задерживать взвешенные частицы. Движущей силой этого процесса является разность давлений, которая иногда создается центробежными силами; в соответствии с этим процессы называют либо просто фильтрованием, либо центробежным фильтрованием.

Псевдооживлением твердого зернистого материала называют приведение его в такое состояние, при котором его свойства по многим показателям приближаются к свойствам жидкости; такое состояние достигается в результате пропускания через слой свободно лежащего твердого зернистого материала восходящего потока газа или жидкости.

Перемешивание в жидкой среде рассматривается в последующем изложении как гидродинамическая задача создания необходимого поля скоростей потоков жидкости в аппарате путем сообщения жидкости определенной энергии.

При рассмотрении гидромеханических процессов условия равновесия заключаются в равенстве сил или давлений и в самостоятельном рассмотрении обычно не нуждаются. Направление течения этих процессов вполне очевидно.

Так, частица, падающая в среде, под действием силы тяжести направляется вниз; под действием центробежной силы она перемещается от центра к периферии, а будучи заряженной и помещенной в электрическое поле, частица перемещается к противоположно заряженному электроду.

В процессах фильтрования, так же как и при вынужденном движении жидкости по каналам, поток направляется от области большего давления в область меньшего давления, т. е. движется в направлении уменьшающихся давлений.

2.2. МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ

Результатом проведения гидромеханических процессов может быть в одном случае разделение неоднородных смесей, а в другом — их образование путем смешения.

Рассмотрим вначале процесс разделения. Пусть подлежащая разделению неоднородная система состоит из веществ a , составляющих сплошную фазу, и диспергированных в ней веществ b .

Обозначим: G_c — количество исходной смеси, кг; x_c — содержание веществ b в исходной смеси, масс. %; G_n — количество очищенного продукта, кг; x_n — содержание веществ b в очищенном продукте, масс. %; G_o — количество осадка, кг; x_o — содержание веществ b в осадке, масс. %; ρ_a — плотность продукта a ; ρ_b — плотность продукта b .

При отсутствии потерь материальный баланс можно представить равенствами:

для всех продуктов

$$G_c = G_n + G_o, \quad (2.1)$$

для диспергированных (взвешенных) продуктов

$$G_c x_o = G_n x_n + G_o x_o. \quad (2.2)$$

Решив уравнения (2.1) и (2.2) относительно G_n и G_o , найдем количество очищенного продукта G_n и количество осадка G_o :

$$G_n = G_c \frac{x_o - x_c}{x_o - x_n}, \quad (2.3) \quad G_o = G_c \frac{x_c - x_n}{x_o - x_n}. \quad (2.4)$$

Объемы (в m^3) исходной смеси V_c , очищенного продукта V_n и осадка V_o могут быть определены из равенств:

$$V_c = G_c (100 - x_c) / 100 \rho_a + G_c x_c / 100 \rho_b, \quad (2.5)$$

$$V_n = G_n (100 - x_n) / 100 \rho_a + G_n x_n / 100 \rho_b, \quad (2.6)$$

$$V_o = G_o (100 - x_o) / 100 \rho_a + G_o x_o / 100 \rho_b. \quad (2.7)$$

Равенства (2.1) и (2.2) выражают одновременно и процесс смешения. Из равенства (2.2) может быть легко найдена концентрация взвешенного вещества в полученной смеси:

$$x_c = (G_n x_n + G_o x_o) / G_c, \quad (2.8)$$

где G_n и G_o — количества смешиваемых продуктов, x_n и x_o — содержание в этих продуктах взвешенных веществ, масс, %; G_c — количество получаемой смеси.

2.3. КИНЕТИКА ОСАЖДЕНИЯ

В процессах осаждения взвешенная частица перемещается в жидкости (газе, паре) под действием различных сил. Рассмотрим движение ее под действием силы тяжести. В этом случае на частицу действуют сила тяжести G , подъемная (архимедова) сила A и силы трения S (рис. 2.2).

Рассмотрим частицу произвольной формы. Ее объем пропорционален линейному размеру в третьей степени:

$$V = c_1 l^3, \quad (2.9)$$

где l — наиболее характерный размер частицы, например наибольший габаритный размер, диаметр и т. д.; c_1 — коэффициент, зависящий только от формы частицы.

Если плотность частицы ρ_t , а жидкости (газа, пара) $\rho_{ж}$, то на частицу действуют сила тяжести T и подъемная сила A , направленная в сторону, обратную направлению силы тяжести:

$$T = c_1 l^3 \rho_t g, \quad (2.10) \quad A = c_1 l^3 \rho_{ж} g. \quad (2.11)$$

Под действием разности этих сил частица перемещается в жидкости, при этом на единицу поверхности частицы со стороны жидкости действуют силы трения, определяемые законом Ньютона — Петрова:

$$S = \mu \frac{\partial w}{\partial n},$$

где μ — коэффициент вязкости жидкости; $\partial w / \partial n$ — изменение скорости движения жидкости в направлении, нормальном к поверхности частицы.

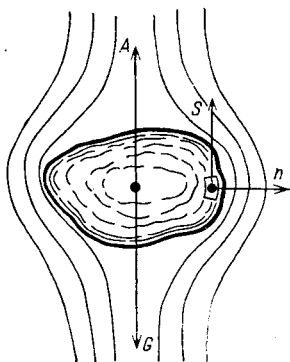


Рис. 2.2. К выводу дифференциального уравнения осаждения частицы под действием силы тяжести

Сумма сил трения R , действующих на всю частицу, зависит от поверхности частицы $c_2 l^2$ (где c_2 — коэффициент, учитывающий форму частицы). Следовательно, сумма сил трения равна

$$R = c_2 l^2 \mu \frac{\partial w}{\partial n}. \quad (2.12)$$

На основании второго закона механики для рассматриваемого случая равнодействующая сил тяжести, подъемной и трения равна массе частицы, умноженной на ускорение, и, следовательно,

$$c_1 l^3 (\rho_\tau - \rho_{\text{ж}}) g - c_2 l^2 \mu \frac{\partial w}{\partial n} = c_1 l^3 \rho_\tau \frac{dw}{dt}. \quad (2.13)$$

Равенство (2.13) представляет собой дифференциальное уравнение осаждения частицы под действием силы тяжести.

Поскольку это уравнение не может быть решено в общем виде, для определения скорости осаждения частиц необходимо прибегать к опытным данным, представленным в наиболее рациональной форме — в виде уравнения подобия.

Из уравнения (2.13) приемами теории подобия можно получить уравнение подобия, описывающее процесс осаждения частицы под действием силы тяжести.

Приведем уравнение (2.13) к безразмерному виду. Для этого поделим все его члены на $c_1 l^3 \rho_\tau \frac{dw}{dt}$. В результате получим

$$g \frac{d\tau}{dw} \cdot \frac{\rho_\tau - \rho_{\text{ж}}}{\rho_\tau} - \frac{c_2 \mu d\omega d\tau}{c_1 \rho_\tau l^3 \partial n dw} - 1 = 0. \quad (2.14)$$

Умножим все члены уравнения (2.14) на безразмерное отношение $\rho_\tau / \rho_{\text{ж}}$. Тогда уравнение примет вид:

$$g \frac{d\tau}{dw} \cdot \frac{\rho_\tau - \rho_{\text{ж}}}{\rho_\tau} \cdot \frac{\rho_\tau}{\rho_{\text{ж}}} - \frac{c_2 \mu d\omega d\tau}{c_1 \rho_\tau l^3 \partial n dw} \cdot \frac{\rho_\tau}{\rho_{\text{ж}}} - \frac{\rho_\tau}{\rho_{\text{ж}}} = 0. \quad (2.15)$$

Из слагаемых уравнения (2.15) можно получить числа подобия для процесса осаждения частицы.

Вычеркнув во втором слагаемом символы дифференцирования и направления (замена n на не ориентированный в определенном направлении линейный размер l), после сокращения получим (ρ — плотность жидкости):

$$\frac{c_2}{c_1} \cdot \frac{\mu \tau}{l \rho} = \frac{c_2}{c_1} \cdot \frac{\mu}{\rho \omega l} = \frac{c_2}{c_1} \cdot \frac{1}{\text{Re}}. \quad (2.16)$$

Постоянная c_2/c_1 зависит только от формы частицы и называется *коэффициентом формы частицы*:

$$\psi = c_2/c_1. \quad (2.17)$$

Безразмерный комплекс

$$\mu/(\rho \omega l) = 1/\text{Re} \quad \text{или} \quad \text{Re} = \omega l \rho / \mu = \omega l / \nu. \quad (2.18)$$

называют *числом Рейнольдса*.

Число Рейнольдса характеризует гидродинамическое подобие при движении потоков жидкости, а в случае осаждения частицы — гидродинамическое подобие при обтекании частицы жидкостью. Значение числа Рейнольдса найдено из комплекса в уравнении (2.14), выражающего соотношение инерционных сил и сил трения, и, следовательно, число Рейнольдса характеризует гидродинамику потока отношением инерционных сил к силам трения.

Аналогичным путем из первого слагаемого уравнения (2.15) получим:

$$\frac{g\tau}{\omega} \cdot \frac{\rho_{\Gamma} - \rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}}} = \frac{gl}{\omega^2} \cdot \frac{\rho_{\Gamma} - \rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}}}. \quad (2.19)$$

Умножая выражение (2.19) на Re^2 , получим *число Архимеда*:

$$\text{Ar} = \frac{\omega^2 l^2}{\nu^2} \cdot \frac{gl}{\omega^2} \cdot \frac{\rho_{\Gamma} - \rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}}} = \frac{gl^3}{\nu^2} \cdot \frac{\rho_{\Gamma} - \rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}}}. \quad (2.20)$$

Число Архимеда характеризует отношение разности сил тяжести и подъемной (действующих на частицы) к подъемной силе.

Третье слагаемое уравнения (2.15) представляет собой параметрический критерий $\rho_{\Gamma}/\rho_{\text{ж}}$, учитывающий соотношение плотностей твердой частицы и жидкости. Поскольку соотношение плотностей учитывается числом Архимеда, в уравнение подобия, описывающее процесс осаждения частицы, этот параметрический критерий самостоятельно обычно не включают. Кроме того, коэффициент формы частицы помещают при числе Архимеда.

Таким образом, приемами теории подобия из дифференциального уравнения (2.13) получаем уравнение подобия*, описывающее процесс осаждения частиц:

$$\text{Re} = a (\psi \text{Ar})^n. \quad (2.21)$$

В результате многочисленных опытов по изучению процесса осаждения рядом исследователей установлены следующие ре-

* При выводе дифференциального уравнения (2.13) и уравнения подобия (2.21) не учитывались инерционные силы, что допустимо для установившегося ламинарного движения. Однако, как показывают исследования, опытные данные по осаждению частиц в любом режиме движения успешно описываются уравнением подобия (2.21).

жимы движения частицы в жидкости: ламинарный ($Re \leq 0,2$), переходный ($0,2 < Re \leq 500$) и турбулентный ($Re > 500$).

Для каждого режима движения найдена из опытов зависимость вида (2.21); при этом в области значений Re от 0,2 до 1,85 зависимость, справедливая для ламинарного режима, точнее описывает соотношение между Re и ψ_{Ar} , чем зависимость для переходного режима. Для практических расчетов принимают следующие формулы:

при $Re < 1,85$ или $\psi_{Ar} < 33$

$$Re = \psi_{Ar}/18 = 0,056\psi_{Ar}; \quad (2.22)$$

при $1,85 < Re < 500$ или $33 < \psi_{Ar} < 83 \cdot 10^3$

$$Re = 0,152 (\psi_{Ar})^{0,715}; \quad (2.23)$$

при $Re > 500$ или $\psi_{Ar} > 83 \cdot 10^3$

$$Re = 1,74 (\psi_{Ar})^{0,5}. \quad (2.24)$$

По найденному с помощью уравнений (2.22) — (2.24) значению числа Рейнольдса определяют скорость осаждения частицы в жидкости под действием силы тяжести:

$$w_0 = Re \mu / (\rho r). \quad (2.25)$$

В случае ламинарного движения скорость осаждения может быть определена следующим путем.

Для частиц сферической формы диаметром d из соотношения (2.22) имеем:

$$\frac{w_0 d \rho_{ж}}{\mu} = \frac{1}{18} \cdot \frac{g d^3 (\rho_{т} - \rho_{ж})}{\nu^2 \rho_{ж}}. \quad (2.26)$$

Из этого уравнения, имея в виду, что $\nu = \mu / \rho_{ж}$, находим скорость осаждения:

$$w_0 = \frac{1}{18} \cdot \frac{d^2 (\rho_{т} - \rho_{ж})}{\mu}. \quad (2.27)$$

Последнее равенство выражает известный закон Стокса: при ламинарном движении скорость осаждения шарообразных частиц пропорциональна квадрату их диаметра, разности плотностей частиц и среды и обратно пропорциональна вязкости среды.

Формула (2.27) справедлива для твердых частиц сферической формы. Скорость осаждения частиц неправильной формы меньше. Поправочные коэффициенты, численно равные коэффициентам формы частиц, находят по справочникам.

В случае падения капель жидкости в жидкой среде процесс осложняется тем, что форма капель непрерывно меняется. Для определения скорости осаждения капель можно рекомендовать предложенную Н. И. Смирновым формулу:

$$w_0 = \frac{g d^{2,5}}{\sigma} \left(\frac{\rho_{с} - \rho_{ж}}{\rho_{ж}} \right)^{1,5} \left(\frac{\mu_{с}}{\rho_{с} g} \right)^{0,5}, \quad (2.28)$$

где d — диаметр капли; σ — поверхностное натяжение на границах фаз; ρ_0 — плотность среды; ρ_k — плотность жидкости, образующей капли; μ_0 — вязкость среды.

Из рассмотрения кинетических закономерностей процесса осаждения следует общее правило: *скорость осаждения увеличивается с увеличением размеров частиц и с увеличением разности плотностей материала частиц и среды, в которой происходит осаждение, и уменьшается с увеличением вязкости этой среды.*

2.4. КИНЕТИКА ФИЛЬТРОВАНИЯ

Рассмотрим сначала физическую сущность процесса фильтрации. При фильтровании поток жидкости проходит через фильтр — пористую перегородку из твердого материала. Каждый фильтр можно рассматривать как слой зернистого материала, частицы которого могут быть скреплены друг с другом или не скреплены. Независимо от этого пустоты между частицами, или поры, образуют каналы неправильной формы, по которым движется поток фильтруемой жидкости (рис. 2.3).

Выведем дифференциальное уравнение движения несжимаемой вязкой жидкости для случая простейшего одномерного установившегося движения.

Для этого выделим в потоке жидкости, движущейся по каналу, элементарный параллелепипед с ребрами dx , dy , dz (рис. 2.4, а). На этот элемент действуют три силы: сила тяжести, сила давления и сила трения.

Сила тяжести может быть выражена произведением плотности жидкости на объем элемента:

$$G = \rho g dx dy dz, \quad (2.29)$$

где ρ — плотность жидкости; g — ускорение свободного падения.

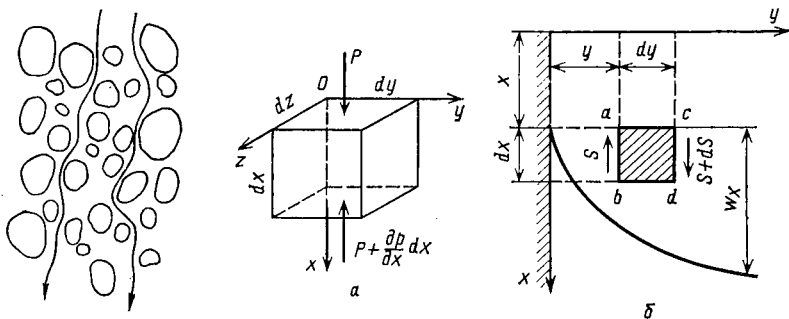


Рис. 2.3. Характер потоков фильтруемой жидкости

Рис. 2.4. К выводу дифференциального уравнения движения несжимаемой вязкой жидкости

Силу давления можно найти путем следующих рассуждений. Гидростатическое давление в рассматриваемом случае изменяется вдоль вертикальной оси. Пусть на верхней грани значение давления p , тогда на верхнюю грань действует сила $P = p dy dz$. У нижней грани элемента давление равно $p + \frac{\partial p}{\partial x} dx$ и, следовательно, сила давления равна

$$P + dP = \left(p + \frac{\partial p}{\partial x} dx \right) dy dz.$$

Результирующая этих сил и будет силой давления, действующей на элемент:

$$dP = p dy dz - \left(p + \frac{\partial p}{\partial x} dx \right) dy dz = - \frac{\partial p}{\partial x} dx dy dz. \quad (2.30)$$

Силу трения выразим исходя из допущения о плоско-параллельном движении потока. В этом случае локальные скорости движения частиц в потоке w_x (рис. 2.4, б) изменяются только в направлении оси y , а трение возникает только на боковых гранях ab и cd . У грани ab скорость движения жидкости меньше, чем скорость движения выделенного элемента, поэтому сила трения направлена против движения. Если силу трения, отнесенную к единице поверхности, обозначить через s , то сила трения, действующая на грань ab , равна $S = s dx dz$. У грани cd скорость движения частиц больше, чем скорость движения элемента, и силу трения, направление которой совпадает с направлением движения элемента, можно выразить как

$$S + dS = \left(s + \frac{\partial s}{\partial y} dy \right) dx dz.$$

Результирующая указанных сил и есть сила трения, действующая на элемент потока жидкости:

$$dS = -s dx dz + \left(s + \frac{\partial s}{\partial y} dy \right) dx dz = \frac{\partial s}{\partial y} dx dy dz. \quad (2.31)$$

Согласно закону Ньютона — Петрова, $s = \mu \frac{\partial w_x}{\partial y}$. Поэтому силу трения можно выразить так:

$$dS = \frac{\partial \left(\mu \frac{\partial w_x}{\partial y} \right)}{\partial y} dx dy dz = \mu \frac{\partial^2 w_x}{\partial y^2} dx dy dz. \quad (2.32)$$

На основании второго закона механики (равнодействующая сил равна массе, умноженной на ускорение) для рассматриваемого случая запишем:

$$\rho p dx dy dz - \frac{\partial p}{\partial x} dx dy dz + \mu \frac{\partial^2 w_x}{\partial y^2} dx dy dz = \rho \frac{\partial w_x}{\partial \tau} dx dy dz. \quad (2.33)$$

или

$$\rho g - \frac{\partial p}{\partial x} + \mu \frac{\partial^2 w_x}{\partial y^2} = \rho \frac{\partial w_x}{\partial \tau}. \quad (2.34)$$

Дифференциальное уравнение (2.34) выведено для равномерного установившегося движения несжимаемой вязкой жидкости. Для случая трехмерного неустановившегося движения несжимаемой вязкой жидкости ($\rho = \text{const}$) получаются более сложные уравнения, но структура их сохраняется:

$$\begin{aligned} \rho \frac{Dw_x}{d\tau} &= \rho g_x - \frac{\partial p}{\partial x} + \mu \nabla^2 w_x; \\ \rho \frac{Dw_y}{d\tau} &= \rho g_y - \frac{\partial p}{\partial y} + \mu \nabla^2 w_y; \\ \rho \frac{Dw_z}{d\tau} &= \rho g_z - \frac{\partial p}{\partial z} + \mu \nabla^2 w_z. \end{aligned} \quad (2.35)$$

Уравнения (2.35) движения несжимаемой вязкой жидкости называют *уравнениями Навье — Стокса*.

Производные $Dw_x/d\tau$, $Dw_y/d\tau$, $Dw_z/d\tau$ в левой части уравнений (2.35) представляют собой полные, или субстанциальные, производные скорости по времени:

$$\begin{aligned} \frac{Dw_x}{d\tau} &= \frac{\partial w_x}{\partial \tau} + w_x \frac{\partial w_x}{\partial x} + w_y \frac{\partial w_x}{\partial y} + w_z \frac{\partial w_x}{\partial z}; \\ \frac{Dw_y}{d\tau} &= \frac{\partial w_y}{\partial \tau} + w_x \frac{\partial w_y}{\partial x} + w_y \frac{\partial w_y}{\partial y} + w_z \frac{\partial w_y}{\partial z}; \\ \frac{Dw_z}{d\tau} &= \frac{\partial w_z}{\partial \tau} + w_x \frac{\partial w_z}{\partial x} + w_y \frac{\partial w_z}{\partial y} + w_z \frac{\partial w_z}{\partial z}. \end{aligned} \quad (2.36)$$

Субстанциальная производная связана с понятием о матери, или субстанции. Первые члены слагаемых правых частей уравнений (2.36) определяют локальные изменения составляющих скорости во времени. Три последующих слагаемых правых частей уравнений учитывают перемещение элемента жидкости из одной точки пространства в другую.

Величины g_x , g_y и g_z — составляющие ускорения свободного падения в направлении отдельных осей координат.

Символом ∇^2 (набла) обозначен оператор Лапласа, представляющий собой сумму вторых производных:

$$\nabla^2 = \frac{\partial^2}{\partial x^2} + \frac{\partial^2}{\partial y^2} + \frac{\partial^2}{\partial z^2}. \quad (2.37)$$

Из уравнения (2.34) изложенными выше приемами теории подобия можно получить числа подобия, входящие в уравнение подобия движения жидкости.

Все члены уравнения (2.34) имеют размерность силы, отнесенной к объему. Для приведения уравнения к безразмерному

виду разделим все его члены на $\rho \frac{\partial w_x}{\partial \tau}$, в результате получим:

$$\frac{g \partial \tau}{\partial w_x} - \frac{\partial p}{\partial x} \cdot \frac{\partial \tau}{\rho \partial w_x} + \mu \frac{\partial^2 w_x}{\partial y^2} \cdot \frac{\partial \tau}{\rho \partial w_x} = 1. \quad (2.38)$$

Каждое слагаемое левой части уравнения (2.38) безразмерно. Из этих слагаемых можно получить числа подобия. Для этого вычеркнем символы дифференцирования и символы, характеризующие направление (замена x и y не ориентированным в определенном направлении линейным размером l).

Из первого слагаемого получаем *число Фруда*, которое характеризует отношение сил тяжести к инерционным силам:

$$\frac{g \tau}{w} = \frac{g \tau}{w} \cdot \frac{l}{l} = \frac{g l}{w^2} = Fr. \quad (2.39)$$

Из второго слагаемого получаем *число Эйлера*, характеризующее отношение сил давления в потоке к инерционным силам:

$$\frac{p}{l} \cdot \frac{\tau}{\rho w} = \frac{p}{\rho w^2} = Eu. \quad (2.40)$$

Третье слагаемое дает величину, обратную числу Рейнольдса:

$$\frac{\mu w \tau}{l^2 \rho w} = \frac{\mu}{w l \rho} = \frac{1}{Re}.$$

Числа Re , Eu и Fr можно было получить из уравнений (2.35). Кроме того, из этих уравнений дополнительно можно получить число гомохронности

$$Ho = w \tau / l, \quad (2.41)$$

учитывающее неустановившийся характер движения в подобных потоках.

В уравнение подобия, описывающее движение потока фильтруемой жидкости, не вводится число Фруда, так как при фильтровании силы тяжести настолько малы по сравнению с силами давления и трения, что ими можно пренебречь. Для установившегося режима в уравнение подобия не вводится критерий гомохронности. Кроме того, в уравнение подобия вводят параметрический критерий $l/d_{\text{ЭК}}$, характеризующий геометрические особенности рассматриваемой системы.

Уравнение подобия, описывающее движение потока фильтруемой жидкости, представляют в следующем виде:

$$Eu = c Re^n (l/d_{\text{ЭК}})^m. \quad (2.42)$$

Число Рейнольдса введено в уравнение (2.42) как определяющее, так как при рассмотрении процессов фильтрования обычно исходят из известных физических свойств жидкости, ее скорости и линейных размеров системы.

Для ламинарной области ($Re \leq 35$) зависимость (2.42) имеет вид (2.43), а для турбулентной области ($70 \leq Re \leq 7000$) — вид (2.44):

$$Eu = \frac{110}{Re} \cdot \frac{l}{d_{ЭК}}, \quad (2.43) \quad Eu = \frac{5,8}{Re^{0,25}} \cdot \frac{l}{d_{ЭК}}. \quad (2.44)$$

В уравнениях (2.43) и (2.44) в качестве определяющего размера принят эквивалентный диаметр каналов в слое зернистого материала, а скорость потока w отнесена к сумме сечений каналов — так называемому свободному сечению.

Движение потока жидкости при фильтровании бывает обычно ламинарным, что и позволяет пользоваться уравнением (2.43).

Перепишем уравнение (2.43) в явном виде:

$$\frac{\Delta p}{\rho w^2} = \frac{110 \mu}{w d_{ЭК} \rho} \cdot \frac{l}{d_{ЭК}}. \quad (2.45)$$

и выразим в нем эквивалентный диаметр слоя зернистого материала $d_{ЭК}$ через диаметр зерен (частиц) d_z . Для этого воспользуемся соотношением (2.46), определяющим эквивалентный диаметр канала любой формы.

Для слоя зернистого материала уравнение (2.46) может быть представлено в виде (2.47):

$$d_{ЭК} = 4f/u; \quad (2.46) \quad d_{ЭК} = 4e/\sigma, \quad (2.47)$$

где f — площадь свободного поперечного сечения канала; u — полный смоченный периметр канала; e — доля пустот в слое зернистого материала, или коэффициент свободного объема; σ — удельная поверхность зерен, т. е. поверхность зерен, находящихся в единице объема слоя.

Коэффициент свободного объема можно считать численно равным коэффициенту свободного сечения — доле свободных площадей в сечении слоя зернистого материала.

Учитывая, что

$$\sigma = (1 - e) F_z/V_z, \quad (2.48)$$

где F_z и V_z — соответственно поверхность и объем зерна, для частиц правильной сферической формы получим соотношение (2.49), а для частиц неправильной формы — (2.50):

$$d_{ЭК} = \frac{2}{3} \cdot \frac{e}{1 - e} d_z; \quad (2.49) \quad d_{ЭК} = \Phi \frac{e}{1 - e} d_z, \quad (2.50)$$

где Φ — коэффициент, учитывающий форму частицы.

Введем вместо скорости в каналах w скорость w_f , отнесенную к общей площади фильтра; между этими величинами существует очевидное соотношение:

$$w_f = w e. \quad (2.51)$$

Произведя в уравнении (2.45) указанные замены, получим:

$$\omega_f = \frac{d_3^2 \Delta p}{\mu l} \cdot \frac{\Phi^2}{110} \cdot \frac{\varepsilon^3}{(1 - \varepsilon)^2}. \quad (2.52)$$

Из изложенного следует: *при прочих равных условиях скорость фильтрования прямо пропорциональна квадрату диаметра зерен, составляющих фильтрующий слой, и обратно пропорциональна вязкости жидкости.*

Производительность dV (в м^3) фильтра площадью F (в м^2) за время $d\tau$ (в с) легко определить из равенства

$$dV = F \omega_f d\tau, \quad (2.53)$$

откуда скорость фильтрования

$$\frac{dV}{F d\tau} = \omega_f. \quad (2.54)$$

Сопоставив равенство (2.52) с основным кинетическим уравнением (1.1), найдем:

$$\frac{dV}{F d\tau} = \frac{\Delta p}{R} = \frac{\Delta p \Phi^2 \varepsilon^3 d_3^2}{110 \mu (1 - \varepsilon)^2}. \quad (2.55)$$

Из последнего уравнения находим сопротивление в процессе фильтрования:

$$R = l \frac{110 \mu (1 - \varepsilon)^2}{d_3^2 \Phi^2 \varepsilon^3}. \quad (2.56)$$

Поскольку дробь в уравнении (2.56) представляет собой сопротивление единицы длины слоя, назовем его удельным сопротивлением фильтрующего слоя и обозначим r . Очевидно,

$$r = \frac{110 \mu (1 - \varepsilon)^2}{d_3^2 \Phi^2 \varepsilon^3}, \quad (2.57)$$

т. е. *удельное сопротивление фильтрующего слоя прямо пропорционально вязкости жидкости и обратно пропорционально квадрату диаметра зерна.*

Из соотношений (2.55) — (2.57) получим:

$$\frac{dV}{F d\tau} = \frac{\Delta p}{lr}. \quad (2.58)$$

Это соотношение является основным кинетическим уравнением процесса фильтрования через слой зернистого материала.

ОСАЖДЕНИЕ

К важнейшим техническим способам осаждения относятся *осаждение под действием силы тяжести (отстаивание), осаждение под действием центробежной силы и осаждение под действием сил электрического поля.*

3.1. ГРАВИТАЦИОННОЕ ОСАЖДЕНИЕ

Гравитационное осаждение, или отстаивание, применяют для разделения пылей, суспензий и эмульсий. Этот процесс не обеспечивает извлечения тонкодисперсных частиц и характеризуется небольшой скоростью осаждения, поэтому его используют преимущественно для частичного разделения неоднородных систем. Несомненным достоинством процесса отстаивания являются весьма простое аппаратное оформление его и малые энергетические затраты.

Сущность отстаивания заключается в том, что пыль, суспензию или эмульсию пропускают через камеру, на дно которой под действием силы тяжести осаждаются взвешенные частицы. При отстаивании должны соблюдаться два основных требования: 1) *время пребывания элемента потока в аппарате должно быть равно или больше продолжительности осаждения частиц;* 2) *линейная скорость потока в аппарате должна быть значительно меньше скорости осаждения.*

Несоблюдение первого требования приводит к тому, что частицы не успевают осесть, а второго — к тому, что возникающие вихревые токи поднимают осаждающиеся частицы.

Установим связь между производительностью отстойной камеры и ее размерами. Обозначим (рис. 3.1): $V_{\text{сек}}$ — производительность камеры, $\text{м}^3/\text{с}$; ω_0 — скорость осаждения частицы, $\text{м}/\text{с}$; τ_0 — длительность осаждения частицы, с ; ω — линейная скорость потока в аппарате, $\text{м}/\text{с}$; a, b, h — размеры камеры, м .

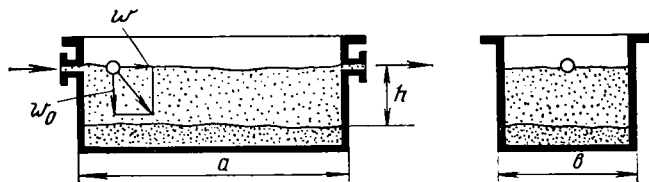


Рис. 3.1. К определению производительности отстойника

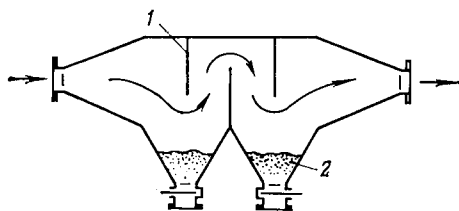


Рис. 3.2. Отстойный газоход:
1 — перегородка; 2 — сборник пыли

Рабочий объем камеры может быть определен по уравнению (1.14):

$$V_p = abh = V_{\text{сек}} \tau_0. \quad (3.1)$$

Но $\tau_0 = h/\omega_0$. Тогда

$$V_{\text{сек}} = ab\omega_0. \quad (3.2)$$

Произведение $ab = F$ — площадь осаждения и, следовательно, *производительность отстойного аппарата равна произведению площади осаждения на скорость осаждения*. Скорость осаждения, необходимая для расчета, может быть определена по уравнению (2.25).

Аппараты, предназначенные для проведения процессов отстаивания, обычно называют *отстойниками*. Отстойники, применяемые в промышленности, целесообразно подразделить на три группы: для пылей, для суспензий и для эмульсий.

Отстойники для пылей. Все отстойники для пылей являются непрерывно действующими или полунепрерывно действующими аппаратами. Газовый поток проходит через аппарат непрерывно, а осевшая пыль выгружается из него либо непрерывно, либо периодически.

Простейшим отстойником является отстойный газоход — расширенная часть газопровода (рис. 3.2). Отстойный газоход снабжается перегородками 1 и сборниками пыли 2. Благодаря наличию перегородок газовый поток завихряется, и возникающие при этом центробежные силы способствуют осаждению частиц пыли. Из сборников пыль выгружается периодически.

Отстойники для суспензий. Отстойники для суспензий работают как полунепрерывно действующие или непрерывно действующие аппараты.

На рис. 3.3. показан непрерывно действующий отстойник с гребком. В производственных условиях такой отстойник наиболее рентабелен. Суспензия поступает в центральную часть аппарата, осветленная жидкость выводится через кольцевой желоб 2, осадок собирается в нижней части аппарата. Гребок 1, совершающий 0,02—0,5 об/мин, разрыхляет осадок и перемещает его по дну к разгрузочному штуцеру в центре отстойника.

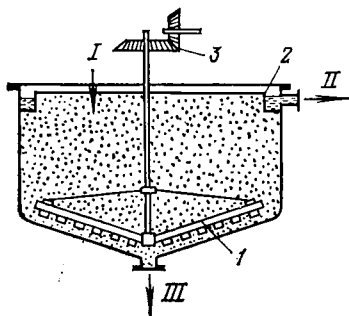


Рис. 3.3. Непрерывно действующий отстойник с гребком:

1 — гребок; 2 — кольцевой желоб; 3 — привод; I — суспензия; II — осветленная жидкость; III — осадок

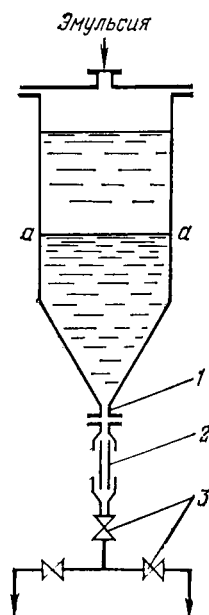


Рис. 3.4. Периодически действующий отстойник для эмульсий:

1 — сливной патрубок; 2 — смотровое стекло; 3 — краны; а-а — поверхность раздела жидкостей

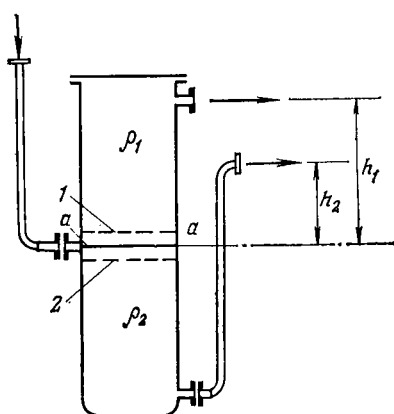


Рис. 3.5. Непрерывно действующий отстойник для эмульсий:

1, 2 — перфорированные перегородки; а-а — поверхность раздела жидкостей

Удаляемый из отстойников осадок содержит много жидкости. Эта жидкость в большинстве случаев является ценным продуктом, поэтому ее необходимо извлекать из осадка. Извлечение жидкости из осадка в процессе непрерывного отстаивания достигается в установке для противоточной промывки.

Отстойники для эмульсий. Эти отстойники делятся по принципу действия на периодически и непрерывно действующие.

Периодически действующий отстойник для эмульсий (рис. 3.4) представляет собой цилиндрический сосуд с коническим дном, в нижней части которого имеется сливной патрубок 1. Смотровое стекло 2 позволяет заметить прохождение поверхности раздела жидкостей при спуске их после отстаивания. Расположенные ниже краны 3 служат для направления разделенных жидкостей в разные сборники.

На рис. 3.5 показан непрерывно действующий отстойник для эмульсий. Он представляет собой цилиндрическую емкость, снабженную вводным и выводным патрубками. Эмульсия вводится в среднюю часть аппарата между двумя перфорированными перегородками 1 и 2. После расслаивания легкая жидкость удаляется из аппарата через верхний отводный патрубок, а тяжелая — через нижний. Высоты (от уровня раздела фаз) отводов легкой и тяжелой жидкостей h_1 и h_2 должны строго соответствовать плотностям жидкостей ρ_1 и ρ_2 и удовлетворять

соотношению

$$h_1 \rho_1 = h_2 \rho_2. \quad (3.3)$$

Отметим, что при создании отстойной аппаратуры возможности для интенсификации процесса незначительны. Единственным путем интенсификации является увеличение площади осаждения, что достигается размещением в аппарате большого числа полок.

При расчете отстойников обычно задаются степенью очистки. Исходя из степени очистки и фракционного состава взвешенных частиц, находят *минимальный размер частиц*, подлежащих осаждению. Этот размер и берут за исходный при вычислении скорости осаждения.

3.2. ОСАЖДЕНИЕ ПОД ДЕЙСТВИЕМ ЦЕНТРОБЕЖНОЙ СИЛЫ

Осаждение под действием центробежной силы применяют для разделения пылей, суспензий и эмульсий. Для осуществления этого процесса к осаждаемым частицам необходимо приложить центробежные силы, что достигается введением разделяемого потока в поле центробежных сил.

Для создания поля центробежных сил в технике используют два приема: 1) обеспечивают вращательное движение потока жидкости (газа) в неподвижном аппарате; 2) поток направляют во вращающийся аппарат, где перерабатываемые продукты вращаются вместе с аппаратом. В первом случае происходит *циклонный процесс*, во втором — *осадительное (отстойное) центрифугирование*.

Физическая сущность процесса осаждения под действием центробежной силы заключается в том, что во вращающемся потоке на взвешенную частицу действует центробежная сила, направляющая ее к периферии от центра по радиусу со скоростью, равной скорости осаждения w_o (рис. 3.6). Окружная скорость несущего частицу потока w_r . Частица движется с результирующей скоростью w_p по траектории abc и оседает на стенках аппарата. Процесс осаждения протекает под действием центробежной силы

$$G_{ц} = m w_r^2 / r, \quad (3.4)$$

где m — масса частицы; r — радиус вращения частицы.

Соппротивление осаждению, как и в случае осаждения под действием сил тяжести, оказывает сила трения (сила сопротивления среды).

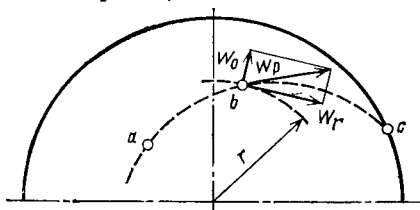


Рис. 3.6. К физической сущности процесса осаждения частицы под действием центробежной силы

Рис. 3.7. К определению времени осаждения под действием центробежной силы

Для оценки эффективности осаждения под действием центробежных сил сравним силу тяжести и центробежную силу, действующие на частицу. Сила тяжести без учета подъемных (архимедовых) сил составляет

$$G_T = mg. \quad (3.5)$$

Из сопоставления уравнений (3.4) и (3.5) следует:

$$G_{ц} = G_T \omega_r^2 / gr = G_T K_{ц}, \quad (3.6)$$

т. е. центробежная сила больше силы тяжести в ω_r^2/gr раз.

Отношение ускорения центробежной силы к ускорению свободного падения, т. е. $\omega_r^2/gr = K_{ц}$, часто называют *фактором разделения*, или *центробежным фактором*.

В промышленных аппаратах соотношение между ω_r и r таково, что центробежная сила не меньше чем на два порядка превышает силу тяжести.

Скорость осаждения взвешенных частиц в поле действия центробежных сил может быть выражена равенством (3.7), из которого может быть найдена продолжительность осаждения τ_0 :

$$\omega_0 = \frac{dr}{d\tau}, \quad (3.7) \quad \tau_0 = \int_{r_1}^{r_2} \frac{dr}{\omega_0}. \quad (3.8)$$

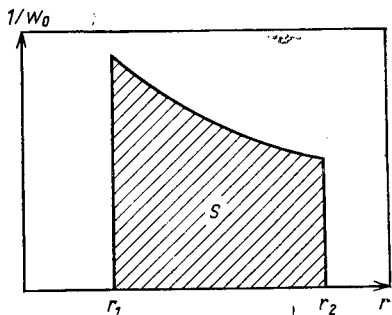
Очевидно, что скорость осаждения в рассматриваемом случае — величина переменная, зависящая от радиуса вращения частицы r .

Определение τ_0 по уравнению (3.8) удобно производить графическим способом. Для нескольких радиусов в границах r_1 и r_2 находят скорости осаждения ω_0 . Далее, как показано на рис. 3.7, строят кривую $1/\omega_0 = f(r)$. Время осаждения определяется площадью S под кривой в пределах r_1 и r_2 :

$$\tau_0 = Sa, \quad (3.9)$$

где a — масштаб диаграммы.

Скорость осаждения частицы под действием центробежной силы для различных радиусов вращения можно определить, исходя из соотношений (2.25) и (2.22)—(2.24). Однако следует учесть, что эти соотношения получены для случая осаждения частицы под действием силы тяжести, а не под действием центробежной силы.



Движение частицы в вязкой жидкости под действием центробежной силы происходит аналогично движению ее под действием силы тяжести. В этом случае на частицу действуют центробежная сила, архимедова сила и сила трения (силой тяжести пренебрегаем, так как она по сравнению с центробежной силой очень мала).

Аналогично тому, как это было сделано выше, приравняем равнодействующую сил центробежной, архимедовой и трения произведению массы частицы на ускорение. Получим:

$$c_1 l^3 (\rho_T - \rho_{ж}) \frac{\omega_r^2}{r} - c_2 l^2 \mu \frac{\partial \omega}{\partial n} = c_1 l^3 \rho_T \frac{d\omega}{d\tau}. \quad (3.10)$$

Полученное выражение представляет собой дифференциальное уравнение движения частицы в вязкой жидкости под действием центробежной силы.

Уравнение (3.10) отличается от уравнения (2.13) только первым слагаемым, которое выражает результирующую центробежной и архимедовой сил, действующих на частицу, при окружной скорости ω_r и радиусе вращения r .

Преобразуя уравнение (3.10) методами теории подобия*, получим *модифицированное число Архимеда для случая движения частицы в вязкой жидкости под действием центробежной силы*:

$$Ag_m = \frac{\omega_r^2 l^3 (\rho_T - \rho_{ж})}{r \nu^2 \rho_{ж}}. \quad (3.11)$$

Модифицированное число Архимеда легко получить из числа Архимеда, определяемого выражением (2.20), если ускорение свободного падения g заменить центробежным ускорением ω_r^2/r .

Таким образом, скорость осаждения частицы под действием центробежной силы для различных радиусов вращения может быть найдена из соотношений (2.22) — (2.25), если в качестве определяющего критерия вместо Ag пользоваться его модификацией Ag_m .

При заведомо ламинарном движении продолжительность осаждения частицы диаметром d может быть определена непосредственным интегрированием уравнения (3.8), а скорость осаждения сферической частицы — из уравнения (2.22):

$$\frac{\omega_o d}{\nu} = \frac{1}{18} \cdot \frac{\omega_r^2 d^3 (\rho_T - \rho_{ж})}{r \nu^2 \rho_{ж}}. \quad (3.12)$$

Заменив в соотношении (3.12) окружную скорость угловой $\omega_r = \omega r$ и имея в виду, что $\nu \rho_{ж} = \mu$, получим:

$$\omega_o = \frac{g d^2 (\rho_T - \rho_{ж})}{18 \mu} \cdot \frac{\omega^2 r}{g}. \quad (3.13)$$

* Преобразования уравнения (3.10) аналогичны преобразованиям уравнения (2.13).

Подставив (3.13) в (3.8) и проведя интегрирование, получаем выражение для определения времени осаждения частицы под действием центробежной силы при ламинарном движении:

$$\tau_0 = \frac{18\mu}{d^2\omega^2(\rho_T - \rho_{ж})} \int_{r_1}^{r_2} \frac{dr}{r} = \frac{18\mu}{d^2\omega^2(\rho_T - \rho_{ж})} \ln \frac{r_2}{r_1}. \quad (3.14)$$

Для случаев осаждения частиц в газовой среде величиной $\rho_{ж}$ можно пренебречь, так как она значительно меньше ρ_T , и ее из формул (3.13) и (3.14) исключают.

Циклонный процесс. Циклонный процесс получил свое название от издавна применяемых для газоочистки аппаратов — циклонов. Циклоны используются преимущественно для разделения пылей; в последние годы их начали широко применять и для разделения суспензий (так называемые гидроциклоны).

Сущность циклонного процесса заключается в том, что поток, несущий взвешенные частицы, вводят в аппарат тангенциально через входную трубу (рис. 3.8) с рассчитанной скоростью 10—40 м/с для газов и 5—25 м/с для жидкостей. Благодаря тангенциальному вводу и наличию центральной выводной трубы поток начинает вращаться вокруг последней, совершая при прохождении через аппарат несколько оборотов. Под действием возникающих центробежных сил взвешенные частицы отбрасываются к периферии, оседают на внутренней поверхности

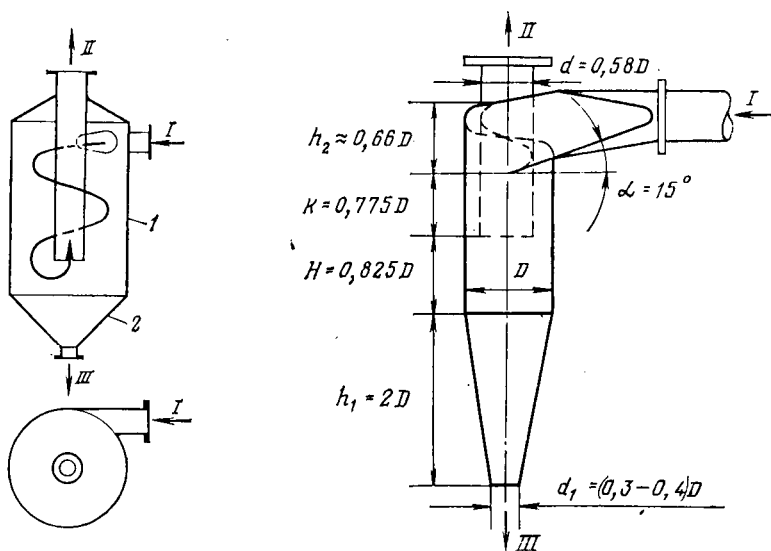


Рис. 3.8. Схема устройства циклона:

I — корпус; 2 — коническое днище; I — запыленный газ; II — очищенный газ; III — пыль

Рис. 3.9. Циклон конструкции НИИОГАЗ:

I — запыленный газ; II — очищенный газ; III — пыль

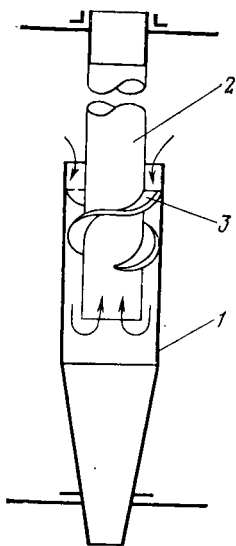


Рис. 3.10. Элемент батарейного циклона:

1 — корпус; 2 — выводная труба; 3 — винтовые лопасти

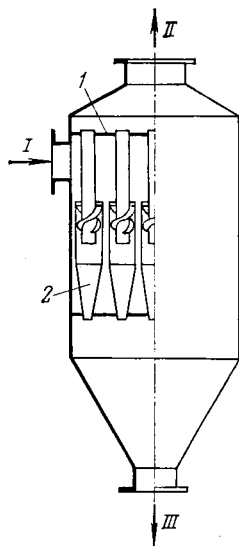


Рис. 3.11. Батарейный циклон:

I — перегородка; 2 — элементы; I — запыленный газ; II — очищенный газ; III — пыль

сти корпуса 1, а затем опускаются в коническое днище 2 и удаляются из аппарата через патрубок. Освобожденный от взвешенных частиц поток выводится из циклона через выводную трубу.

Конструкции циклонов, применяемых в промышленности, многочисленны, но однотипны. Работа рассмотренного простейшего аппарата улучшается, если достигается более рациональное движение потока в аппарате, обеспечивающего возникновение большой центробежной силы.

Конструктивными приемами, обеспечивающими лучшую работу аппаратов, являются выполнение верхней крышки с винтовой поверхностью и размещение между корпусом аппарата и выводной трубой винтовых лопастей. Примером устройства аппарата с винтовой поверхностью верхней крышки может служить показанный на рис. 3.9 циклон конструкции НИИОГАЗ (Научно-исследовательский институт по промышленной и санитарной очистке газов).

Существенный интерес представляют так называемые батарейные циклоны. Поскольку при данной окружной скорости величина центробежной силы обратно пропорциональна радиусу вращения, оказалось целесообразным выполнять циклоны с корпусом малого диаметра (150—250 мм). Аппарат заданной производительности выполняют в виде батареи из нескольких параллельно работающих циклонов малого диаметра, названных элементами батарейного циклона.

Элемент батарейного циклона показан на рис. 3.10, а сам батарейный циклон — на рис. 3.11. Запыленный газ вводится в среднюю часть аппарата и распределяется по элементам 2, вмонтированным в перегородке 1. Очищенный газ удаляется из верхней части аппарата, а осевшая пыль — из нижней.

Аналогично циклонам устроены гидроциклоны для разделения суспензий.

Отстойное (осадительное) центрифугирование. Разделение суспензий и эмульсий под действием центробежной силы осуществляют преимущественно во вращающихся аппаратах, называемых центрифугами.

Процесс осаждения в центрифугах характеризуется теми же законами, что и осаждение в циклонах, поэтому все формулы, выведенные выше для циклонного процесса (расчет скорости осаждения, продолжительность осаждения и т. д.), используют и при расчете аппаратов осадительного (отстойного) центрифугирования.

Центрифуги применяют в технике для проведения не только процессов осаждения, но и процессов фильтрования. Центрифуги, применяемые для осаждения, называют *отстойными*, в отличие от *фильтрующих*, применяемых для процессов фильтрования (см. гл. 4).

Кроме того, центрифуги различают *по принципу действия* (периодически действующие и непрерывно действующие), *по способу выгрузки материала* (с ручной и механизированной выгрузкой) и *по расположению вала* (вертикальные, горизонтальные, наклонные).

Схемы простейших отстойных центрифуг периодического действия показаны на рис. 3.12. Обе центрифуги рассчитаны на ручную выгрузку осадка, но отличаются расположением вала.

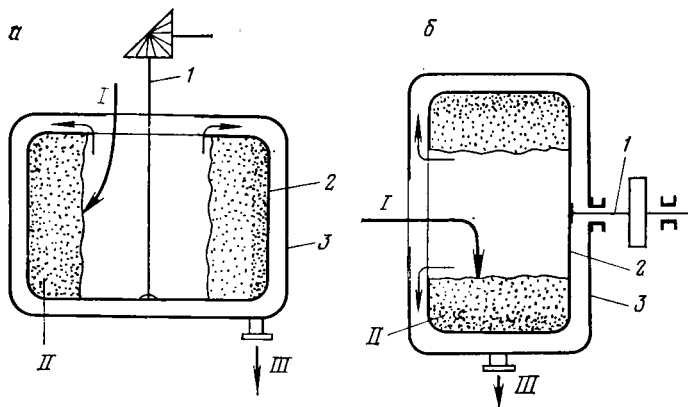


Рис. 3.12. Схема отстойной центрифуги периодического действия с ручной выгрузкой осадка:

а — вертикальной; б — горизонтальной; 1 — вал; 2 — барабан; 3 — кожух; I — суспензия; II — осадок; III — осветленная жидкость

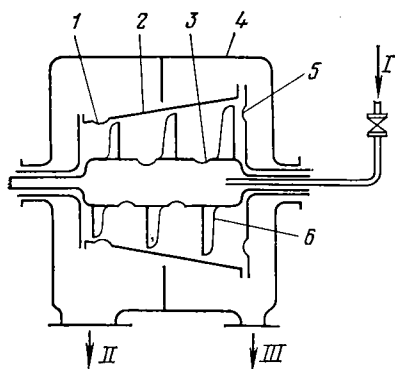


Рис. 3.13. Схема непрерывно действующей горизонтальной отстойной центрифуги с механизированной выгрузкой осадка:

1, 3, 5 — окна; 2 — барабан; 4 — кожух; 6 — разгрузочный шнек; I — суспензия; II — осадок; III — осветленная жидкость

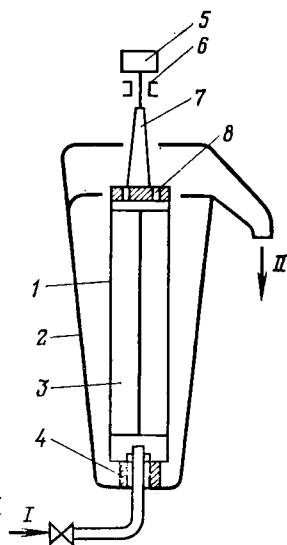


Рис. 3.14. Схема устройства сверхцентрифуги:

1 — трубчатый барабан; 2 — кожух; 3 — радиальные лопасти; 4 — подпятник; 5 — шкив; 6 — опора; 7 — шпиндель; 8 — отверстие для вывода осветленной жидкости; I — суспензия; II — осветленная жидкость

Основные части этих центрифуг — сплошной барабан 2, насаженный на вращающийся вал 1, и кожух 3. Под действием центробежной силы твердые частицы осаждаются из суспензии, подаваемой в центрифугу, и отлагаются в виде сплошного осадка на стенке барабана; осветленная жидкость переливается в кожух и удаляется из него через расположенный внизу патрубок. По окончании отстаивания центрифугу останавливают и выгружают осадок лопатами или совками.

Непрерывно действующая горизонтальная отстойная центрифуга с механизированной выгрузкой осадка показана на рис. 3.13. Она оборудована коническим вращающимся барабаном 2 и разгрузочным шнеком 6, помещенным внутри барабана. Исходная суспензия вводится по трубе внутрь шнека и под действием центробежной силы выбрасывается через окна 3 во внутреннюю полость барабана 2. В барабане происходит отстаивание суспензии. Осветленная жидкость под действием центробежной силы перемещается к окнам 5, перетекает в кожух 4 и удаляется через нижний патрубок. Осадок непрерывно перемещается в барабане справа налево при помощи шнека, который вращается со скоростью, несколько меньшей, чем скорость вращения барабана. Через окна 1 осадок выбрасывается в кожух и выводится из центрифуги через расположенный внизу патрубок.

Увеличение центробежной силы путем уменьшения радиуса вращения и одновременного увеличения скорости вращения

заложено в основу конструирования специальных центрифуг. Эти центрифуги, получившие название трубчатых *сверхцентрифуг*, широко применяют для разделения суспензий с незначительным содержанием твердой фазы, а также для разделения эмульсий.

Схема устройства сверхцентрифуги показана на рис. 3.14. В кожухе 2 расположен трубчатый барабан 1, внутри которого имеются радиальные лопасти 3, препятствующие «отставанию» жидкости от стенки барабана при его вращении. Верхняя часть барабана жестко соединяется с коническим шпинделем 7, который подвешен на опоре 6 и приводится во вращение при помощи шкива 5. В нижней части барабана расположен эластичный направляющий подпятник 4, через который в барабан введена питающая труба. Суспензия поступает в нижнюю часть вращающегося барабана и движется снизу вверх. Твердые частицы при этом оседают на стенке барабана, а осветленная жидкость выбрасывается через отверстия 8 и удаляется из верхней части кожуха по трубе. Через определенные промежутки времени центрифугу останавливают и вымывают скопившийся в барабане осадок.

Сверхцентрифуга для разделения эмульсий отличается от рассмотренной более сложным устройством верхней части барабана, обеспечивающим раздельный отвод расслоившихся жидкостей.

Отстойные центрифуги для разделения эмульсий часто называют сепараторами. В промышленности наиболее широкое применение нашли *одно- и многокамерные*, а также *тарельчатые сепараторы*. Как и центрифуги, они имеют барабан, насаженный на вертикальный вал с приводом.

На рис. 3.15 показан барабан однокамерного сепаратора. Исходная эмульсия вводится в корпус барабана 1 по централь-

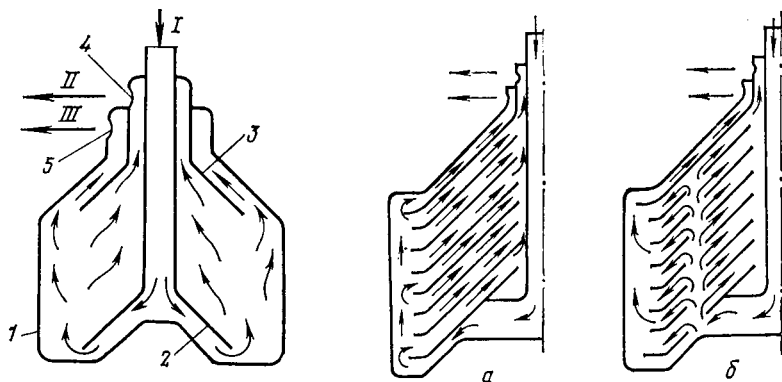


Рис. 3.15. Барабан однокамерного сепаратора:

1 — корпус барабана; 2, 3 — конические перегородки; 4, 5 — выводные отверстия; I — эмульсия; II — легкая жидкость; III — тяжелая жидкость

Рис. 3.16. Схемы разделения эмульсий в тарельчатых сепараторах

ной трубе, проходит под нижней конической перегородкой 2 и поступает в рабочую зону барабана. Здесь под действием центробежной силы эмульсия расслаивается; тяжелая жидкость проходит над верхней конической перегородкой 3 и отводится через отверстие 5, а легкая проходит под этой перегородкой и отводится через отверстие 4.

В тарельчатых сепараторах рабочая камера заполняется рядом конических перегородок-тарелок. Поток исходной эмульсии распределяется между тарелками либо через отверстия в периферийной части барабана (рис. 3.16, а), либо через отверстия в середине тарелок (рис. 3.16, б). Путь движения жидкостей показан на рисунке стрелками. Очевидно, что тарелки сепараторов играют ту же роль, что и перегородки или полки в любой отстойной аппаратуре: они значительно повышают производительность аппаратов и качество разделения.

Расчет циклонов и осадительных центрифуг. Непрерывно действующую аппаратуру для центробежного осаждения (циклоны и центрифуги) рассчитывают обычно по общему уравнению производительности

$$V_p = V_{\text{час}} \tau_o / 3600, \quad (3.15)$$

где V_p — рабочий объем аппарата, м^3 ; $V_{\text{час}}$ — часовая производительность аппарата, $\text{м}^3/\text{ч}$; τ_o — продолжительность осаждения, с.

Применительно к циклонам и центрифугам

$$V_p = \pi (r_2^2 - r_1^2) H, \quad (3.16)$$

где r_1 и r_2 — соответственно внутренний и внешний радиусы вращения потока, м; H — высота рабочей части аппарата, м.

Определив из соотношения (3.8) или (3.14) время осаждения τ_o , находят либо производительность аппарата

$$V_{\text{час}} = 3600 \pi (r_2^2 - r_1^2) H / \tau_o, \quad (3.17)$$

либо высоту его рабочей части

$$H = \frac{V_{\text{час}} \tau_o}{3600 \pi (r_2^2 - r_1^2)}. \quad (3.18)$$

При этом на основании рекомендуемых практикой данных задаются окружной скоростью и радиусами вращения потока.

В случае проведения периодического процесса необходимое число отстойных центрифуг или габариты одного аппарата для заданной суточной производительности определяют по уравнениям (1.17) и (1.18). Общую продолжительность одного цикла центрифугирования определяют по формуле

$$\tau_{\text{ц}} = \tau_3 + \tau_o + \tau_{\text{в}}.$$

Продолжительность осаждения τ_o находят из соотношения (3.8) или (3.14), а продолжительность загрузки центрифуги τ_3 и выгрузки из нее готового продукта $\tau_{\text{в}}$ устанавливают опытным путем.

Мощность двигателя для приведения в действие центрифуги вычисляют для непрерывно и периодически действующих центрифуг одинаково, имея в виду, что периодически действующие центрифуги запускаются, как правило, незагруженными.

Если осветленная жидкость выбрасывается из барабана с окружной скоростью $\omega_{ж}$ м/с, то мощность, необходимая для того, чтобы сообщить поступающей суспензии эту окружную скорость, составит (в кВт):

$$N_1 = G_{сек} \omega_{ж}^2 / (2 \cdot 1000), \quad (3.19)$$

где $G_{сек}$ — количество поступающей суспензии, кг/с.

Мощность, необходимая для преодоления трения в подшипниках центрифуги, определяется из соотношения (в кВт):

$$N_2 = g (G_б + G_м) f \pi d_в n / (60 \cdot 1000), \quad (3.20)$$

где $G_б$ — масса барабана центрифуги, кг; $G_м$ — количество материала в барабане, кг; $d_в$ — диаметр вала центрифуги, м; n — число оборотов в минуту; $f \approx 0,05$ — коэффициент трения в подшипниках.

Мощность, необходимую для преодоления трения вращающегося барабана о воздух, находят по эмпирической формуле (в кВт):

$$N_3 = 1,7 \cdot 10^{-6} \rho_в G_б^2 \omega_б^3, \quad (3.21)$$

где $\rho_в$ — плотность воздуха, кг/м³; $D_б$ — внешний диаметр барабана, м; $\omega_б$ — окружная скорость барабана, м/с.

Осаждение под действием центробежной силы значительно эффективнее отстаивания под действием силы тяжести. Однако и при этом процессе во многих случаях не достигается четкое разделение неоднородных смесей. Более высокую степень разделения обеспечивают процессы осаждения под действием электрического поля и фильтрования.

3.3. ОСАЖДЕНИЕ ПОД ДЕЙСТВИЕМ ЭЛЕКТРИЧЕСКОГО ПОЛЯ

Осаждение взвешенных в газе твердых и жидких частиц под действием электрического поля имеет существенные преимущества по сравнению с другими способами осаждения. Действие электрического поля на заряженную частицу определяется в значительной мере величиной ее электрического заряда. При электроосаждении частицам небольших размеров удастся сообщить значительный электрический заряд и благодаря этому осуществить процесс осаждения очень малых частиц, который невозможно провести под действием силы тяжести или центробежной силы.

Физическая сущность электроосаждения состоит в следующем. Газовый поток, содержащий взвешенные частицы, предварительно *ионизируют*. Взвешенные в газе частицы приобретают при этом электрический заряд. При прохождении ионизированного потока газа в электрическом поле между двумя

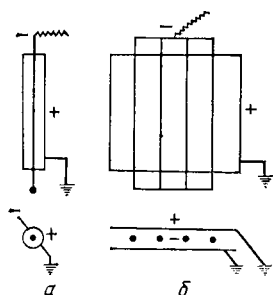


Рис. 3.17. Трубчатые (а) и пластинчатые (б) электроды

электродами заряженные частицы под действием электрического поля перемещаются к противоположно заряженным электродам и оседают на них.

Ионизация газа осуществляется двумя способами: 1) *самостоятельно*, при достаточно высокой разности потенциалов на электродах; 2) *несамостоятельно* — в результате воздействия излучения радиоактивных веществ, рентгеновских лучей и т. д.

В технике газоочистки до настоящего времени осуществляют только самостоятельную ионизацию, однако производство значительных количеств искусственных радиоактивных элементов при широком использовании атомной энергии в мирных целях расширяет возможности применения несамостоятельной ионизации для электроосаждения.

В промышленности электроосаждение взвешенных частиц из газа проводится следующим способом. Газовый поток направляется внутрь трубчатых (или между пластинчатыми) положительных электродов, которые заземляются. Внутри трубчатых электродов (рис. 3.17, а) или между пластинчатыми электродами (рис. 3.17, б) натягиваются тонкие проволоки, являющиеся катодами.

Если соединить электроды с источником постоянного тока, создающего на электродах разность потенциалов 4—6 кВ/см, и обеспечить плотность тока 0,05—0,5 мА/м длины катода, то запыленный газ при пропускании его между электродами почти полностью освобождается от взвешенных частиц.

В процессах электроосаждения происходят следующие электрические явления. Вследствие высокой разности потенциалов на электродах и неоднородности электрического поля (сгущение силовых линий у электрода с меньшей поверхностью — катода) в слое газа у катода образуется односторонний поток электронов, направленный к аноду. В этом слое в результате соударений электронов с нейтральными молекулами газ ионизируется. Внешним признаком ионизации является свечение слоя газа или образование «короны» у катода.

При ионизации образуются как положительные, так и отрицательные ионы; положительные ионы остаются вблизи «короны», а отрицательные направляются с огромной скоростью к аноду, встречая и заряжая на своем пути взвешенные в газе частицы.

Получившие отрицательный заряд взвешенные частицы под действием электрического поля перемещаются к аноду. Скорость движения взвешенных частиц, получивших заряд, невелика; она зависит от размера частиц и гидравлического со-

противления газовой среды. Обычно скорости электроосаждения колеблются в пределах от нескольких сантиметров до нескольких десятков сантиметров в секунду.

Скорость электроосаждения несколько увеличивается под влиянием «электрического ветра», возникающего вследствие передачи импульса движущихся ионов газа газовой среде и взвешенным частицам.

Надежных методов определения скорости осаждения под действием электрического поля не найдено, поэтому она может быть определена только весьма приближенно.

Электрическое поле действует на заряженную частицу с силой

$$F = ne_0 E_x, \quad (3.22)$$

где E_x — градиент потенциала электрического поля на расстоянии x от оси коронирующего электрода, кВ/см; n — число зарядов, полученных частицей; e_0 — величина элементарного заряда.

Градиент потенциала может быть найден из соотношения:

$$E_x = \sqrt{\left(E_k \frac{r}{x}\right)^2 + \frac{2i_0}{u} \left(1 - \frac{r^2}{x^2}\right)}, \quad (3.23)$$

где E_k — критический градиент потенциала, кВ/см; x — расстояние до оси коронирующего электрода, см; i_0 — плотность тока коронирующего электрода, мА/м; u — подвижность ионов, см/с; r — радиус коронирующего электрода, см.

Критический градиент напряжения

$$E_k = 31 + 9,54 \sqrt{\delta/r}, \quad (3.24)$$

где δ — отношение плотности воздуха при данных условиях к его плотности при 25 °С и давлении 10⁵ Па.

Осаждаемые под действием электрического поля частицы движутся с малой скоростью, поэтому при определении скорости осаждения частицы можно принять заведомо ламинарный режим ее движения.

Скорость осаждения сферической частицы под действием силы тяжести в газовой среде при ламинарном движении определяется из соотношения (2.27):

$$w_0 = gd^2 (\rho_T - \rho_r) / 18\mu.$$

Пренебрегая величиной ρ_r как значительно меньшей по сравнению с величиной ρ_T , представим это соотношение в следующем виде:

$$w_0 = \frac{\pi d^3 \rho_T g}{6} \cdot \frac{1}{3\pi d\mu}. \quad (3.25)$$

Первая дробь в правой части соотношения (3.25) выражает силу тяжести, действующую на шарообразную частицу:

$$G = \pi d^3 \rho_T g / 6.$$

При определении скорости осаждения частицы под действием электрического поля силу тяжести нужно заменить силой, с которой на заряженную частицу действует электрическое поле. Воспользовавшись при такой замене соотношением (3.22), получаем выражение для определения скорости осаждения ша-рообразной частицы в электрическом поле:

$$\omega_0 = ne_0 E_x / (3\pi d\mu). \quad (3.26)$$

Скорость осаждения частицы может быть выражена также уравнением (3.27) и, следовательно, время осаждения частицы может быть найдено по уравнению (3.28):

$$\omega_0 = \frac{dx}{d\tau}, \quad (3.27) \quad \tau_0 = \int_r^R \frac{dx}{\omega_0}, \quad (3.28)$$

где r — радиус коронирующего электрода; R — расстояние от оси коронирующего электрода до поверхности осадительного электрода.

Из соотношения (3.26) видно, что величина ω_0 изменяется с изменением величины x , следуя сложной зависимости, поэтому время осаждения частицы приходится определять решением уравнения (3.28) методом графического интегрирования.

Аппараты для электроосаждения называют в технике *электрофильтрами*. Электрофильтры по форме электродов делятся на *трубчатые и пластинчатые*. Трубчатый электрофильтр показан на рис. 3.18. Запыленный газ поступает в аппарат через газоход и распределяется по трубчатым электродам 1, внутри которых находятся коронирующие электроды 2. Они подвешены на общей раме 3, опирающейся на изоляторы 5. Осаждающиеся на внутренней поверхности трубчатых электродов частицы стряхиваются ударным приспособлением 4 и собираются в нижней части аппарата. Очищенный газ удаляется через газоход.

Аналогично предыдущему устроен пластинчатый электрофильтр (рис. 3.19). В этом аппарате коронирующими электродами служат проволоки 1, а осадительными — пластины 2, выполненные из проволоочной сетки.

В зависимости от характера осаждаемых из газа частиц различают *сухие и мокрые электрофильтры*. Первые применяют для очистки газов от пыли, а вторые — от мельчайших капель жидкости, взвешенных в газе. Соответственно химическим свойствам осаждаемых в электрофильтре частиц и температуре газа выбирают материалы, применяемые для изготовления корпуса аппарата и электродов.

В некоторых случаях электрофильтры секционируют и тогда газ пропускают через ряд последовательно соединенных друг с другом секций.

Направление газового потока, параллельное коронирующим электродам, не является обязательным. В пластинчатых элект-

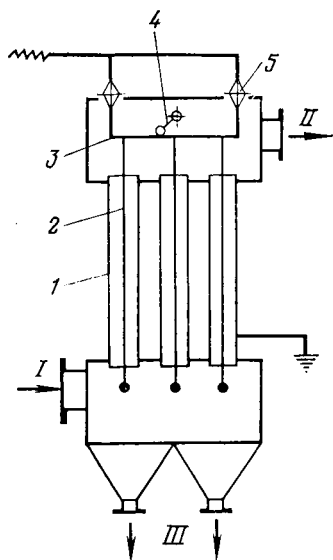


Рис. 3.18. Трубчатый электрофильтр:

1 — осадительный (трубчатый) электрод; 2 — коронирующий электрод; 3 — рама; 4 — встряхивающее приспособление; 5 — изоляторы; I — запыленный газ; II — очищенный газ; III — пыль

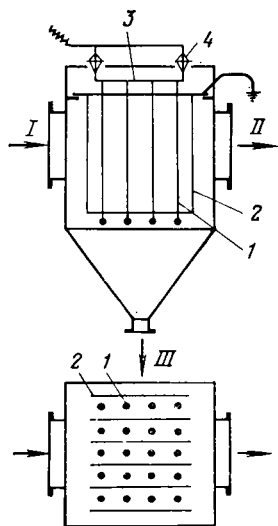


Рис. 3.19. Пластина́тый электрофильтр:

1 — коронирующие электроды; 2 — осадительные (пластинчатые) электроды; 3 — рама; 4 — изоляторы; I — запыленный газ; II — очищенный газ; III — пыль

рофильтрах газовый поток может быть направлен перпендикулярно коронирующим электродам.

При расчете электрофильтров обычно исходят из рекомендуемых на основании опытных данных степени очистки, скорости газа в аппарате, времени пребывания газа в электрическом поле и плотности тока.

Определив рабочее сечение аппарата, распределяют электроды в этом сечении и по принятым «нормальным» расстояниям между коронирующими и осадительными электродами находят суммарную длину коронирующих электродов L . По длине L и плотности тока i определяют силу тока в электрофильтре:

$$I = iL. \quad (3.29)$$

По соотношению (3.24) находят критический градиент потенциала, а по нему и расстоянию между электродами определяют рабочую разность потенциалов на электродах.

Мощность повысительно-выпрямительного агрегата для питания электрофильтра током N (в кВт) вычисляют по формуле

$$N = (0,707 \cdot 10^{-6} VIm + 0,5)/\eta, \quad (3.30)$$

где V — рабочая разность потенциалов на электродах, кВ; m — коэффициент формы кривой выпрямленного тока, равный 1,5—2,2; η — коэффициент полезного действия агрегата, равный 0,7—0,8.

ФИЛЬТРОВАНИЕ

Процессом фильтрования в химической технике называют разделение суспензий или пылей с помощью пористой перегородки—фильтра, способной задерживать взвешенные частицы, находящиеся в жидкости или газе.

Фильтрование может обеспечить почти полную очистку жидкости или газа от взвешенных частиц и в этом отношении имеет преимущество перед процессами осаждения.

В процессе фильтрования отделяемые частицы могут отлагаться либо на фильтре в виде осадка, либо в самом фильтре, забивая постепенно его поры. В соответствии с этим различают *фильтрование с отложением осадка* и *фильтрование с забивкой пор фильтра*.

Движущей силой процесса фильтрования является разность давлений перед фильтром и после него. Иногда эта разность создается центробежными силами. Соответственно различают *фильтрование под действием перепада давления* и *центробежное фильтрование (центрифугирование)*.

В качестве фильтрующих материалов в промышленных аппаратах применяют естественные и искусственные зернистые и пористые тела: песок, гравий, ткани, сетки, пористую керамику, пористые пластические массы и т. д.

4.1. РАСЧЕТ ПРОЦЕССА ФИЛЬТРОВАНИЯ

Фильтрование под действием перепада давления. Схема фильтра, в котором осуществляется фильтрование под действием перепада давления с отложением осадка, приведена на рис. 4.1. В емкости 1 размещена опорная решетка 4, на которой смонтирована фильтрующая перегородка, состоящая из дренажной сетки 3 и фильтрующей ткани 2. Необходимый перепад давления обеспечивается либо нагнетанием жидкости или газа в объем аппарата над фильтром, либо созданием вакуума под фильтром.

В результате фильтрования на фильтрующей перегородке отлагается осадок.

Будем считать, что в процессе фильтрования не происходит забивки пор фильтрующей перегородки и

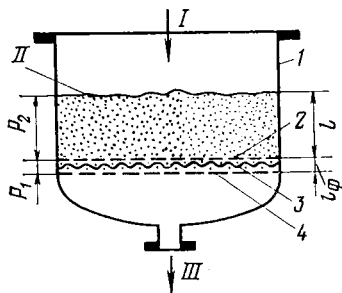


Рис. 4.1. Схема фильтра:

1 — емкость; 2 — фильтрующая ткань; 3 — дренажная сетка; 4 — опорная решетка; I — суспензия; II — осадок; III — фильтрат

сопротивление ее в процессе не изменяется. Осадок можно рассматривать как слой зернистого материала, а фильтрование жидкости — как движение потока через этот слой и фильтрующую перегородку.

Кинетическое уравнение процесса фильтрования жидкости через слой зернистого материала (2.58) получено во второй главе:

$$\frac{dV}{Fd\tau} = \frac{\Delta p}{lr},$$

где dV — объем жидкости, прошедшей через фильтр; F — площадь фильтра; Δp — перепад давления на фильтре; $d\tau$ — время; l — высота слоя зернистого материала; r — удельное сопротивление зернистого материала.

Воспользовавшись уравнениями (1.1) и (2.58) применительно к движению жидкости через фильтрующую перегородку и через осадок и имея в виду постоянство расхода жидкости, запишем:

$$\frac{dV}{Fd\tau} = \frac{\Delta p_1}{R_\Phi} \quad \text{или} \quad \frac{dV}{Fd\tau} R_\Phi = \Delta p_1; \quad (4.1)$$

$$\frac{dV}{Fd\tau} = \frac{\Delta p_2}{lr} \quad \text{или} \quad \frac{dV}{Fd\tau} lr = \Delta p_2, \quad (4.2)$$

где Δp_1 — перепад давления, вызываемый фильтрующей перегородкой; Δp_2 — перепад давления, вызываемый осадком; R_Φ — сопротивление фильтрующей перегородки; r — удельное сопротивление осадка; l — толщина слоя осадка.

Суммируя левые и правые части равенств (4.1) и (4.2) и преобразуя полученное выражение, найдем:

$$\frac{dV}{Fd\tau} = \frac{\Delta p_1 + \Delta p_2}{R_\Phi + lr} = \frac{\Delta p}{R_\Phi + lr}, \quad (4.3)$$

где $\Delta p = \Delta p_1 + \Delta p_2$ — общий перепад давления на фильтре.

Если из 1 м³ прошедшей через фильтр жидкости — фильтрата — отлагается x м³ осадка, то высота слоя его может быть выражена как

$$l = Vx/F. \quad (4.4)$$

Соответственно кинетическое уравнение фильтрования (4.3) можно переписать в виде

$$\frac{dV}{Fd\tau} = \frac{\Delta p}{R_\Phi + Vxr/F} \quad (4.5)$$

или

$$(Vxr/F) dV + R_\Phi dV = \Delta p F d\tau. \quad (4.6)$$

На практике фильтрование можно проводить либо при постоянном перепаде давления, либо с постоянной скоростью. Соответственно различают *режим постоянной разности давлений* и *режим постоянной скорости*.

Для режима постоянной разности давлений ($\Delta p = \text{const}$) из уравнения (4.6) после интегрирования в пределах $0 - V$ и $0 - \tau$ получим:

$$V^2 x r + 2 R_{\Phi} V F = 2 \Delta p F^2 \tau. \quad (4.7)$$

Решая последнее уравнение относительно времени τ или удельной производительности фильтра $V_F = V/F$, получим:

$$\tau = \frac{x r}{2 \Delta p} \left(\frac{V}{F} \right)^2 + \frac{R_{\Phi}}{\Delta p} \cdot \frac{V}{F}. \quad (4.8)$$

Так как $V/F = l/x$, то, следовательно,

$$\tau = r l^2 / (2 \Delta p x) + R_{\Phi} l / (\Delta p x). \quad (4.9)$$

Одновременно из (4.7) найдем

$$V_F = \sqrt{\frac{2 \Delta p \tau}{x r} + \left(\frac{R_{\Phi}}{x r} \right)^2} - \frac{R_{\Phi}}{x r}. \quad (4.10)$$

Обычно $R_{\Phi} \ll l r$ и, следовательно, на основании уравнения (4.8) можно сформулировать правило: для режима фильтрования при постоянном перепаде давления продолжительность фильтрования пропорциональна квадрату объема получаемого фильтрата.

Для режима постоянной скорости имеем:

$$\frac{dV}{F d\tau} = \frac{V}{F \tau} = W = \text{const}. \quad (4.11)$$

Решив уравнение (4.6) относительно Δp , найдем

$$\Delta p = \frac{dV}{F d\tau} \left(\frac{V x r}{F} + R_{\Phi} \right). \quad (4.12)$$

Умножая числитель и знаменатель первого слагаемого в скобках на τ , с учетом (4.11) получим:

$$\Delta p = W^2 x r \tau + W R_{\Phi}. \quad (4.13)$$

Уравнение (4.13) показывает, что для режима фильтрования с постоянной скоростью перепад давления возрастает по мере увеличения продолжительности фильтрования.

Выведенные закономерности являются приближенными. Производственные процессы фильтрования в большинстве случаев усложняются по двум основным причинам: а) взвешенные частицы осаждаются под действием силы тяжести на фильтре, поэтому толщина слоя осадка растет непропорционально отбору фильтрата; б) мелкозернистые осадки уплотняются (сжимаются) под давлением фильтрования, и их гидравлическое сопротивление r увеличивается с ростом перепада давления. Последнюю зависимость выражают обычно уравнениями, полученными опытным путем:

$$r_x = r_0 \Delta p_x^n \quad (4.14) \quad \text{или} \quad r_x = r_0 (1 + a \Delta p_x^m), \quad (4.15)$$

где r_x — удельное сопротивление осадка при любом перепаде давления; r_0 —

удельное сопротивление осадка при перепаде давления в опыте; Δp_x — отношение рабочего перепада давления к перепаду давления в опыте; a , m , n — коэффициенты, определяемые опытным путем.

С учетом уравнений (4.14) или (4.15) кинетическое уравнение (4.6) может быть соответствующим образом преобразовано. Однако на практике этого не делают, так как из-за прочих усложняющих фильтрование явлений даже с учетом сжимаемости осадков не обеспечивается абсолютная точность расчета.

В подавляющем большинстве случаев полученные на фильтрах осадки подвергают промывке для удаления из них жидкости, входившей в состав суспензии. Продолжительность промывки $\tau_{\text{пр}}$ может быть определена из уравнения (4.3), которое в соответствии с условиями

$$\frac{dV_{\text{пр}}}{F d\tau} = \text{const}, \quad l = \text{const} \quad (4.16)$$

переписывается в виде

$$V_{\text{пр}}/F\tau_{\text{пр}} = \Delta p/(R_{\text{ф}} + lr) = \Delta p/R_{\text{об}}, \quad (4.17)$$

где $R_{\text{об}}$ — сумма сопротивлений фильтрующей перегородки и осадка.

Из последнего равенства следует:

$$\tau_{\text{пр}} = V_{\text{пр}}R_{\text{об}}/(\Delta pF). \quad (4.18)$$

Поскольку удельное сопротивление прямо пропорционально вязкости жидкости, а вязкость промывной жидкости может отличаться от вязкости фильтрата, в уравнение (4.18) вводят поправочный коэффициент $K_{\text{в}} = \mu_{\text{пр}}/\mu_{\text{ф}}$, представляющий собой отношение вязкостей промывной жидкости и фильтрата. С учетом этой поправки уравнение (4.18) принимает вид:

$$\tau_{\text{пр}} = V_{\text{пр}}R_{\text{об}}K_{\text{в}}/(\Delta pF). \quad (4.19)$$

Следует отметить, что кинетические законы фильтрования иногда существенно осложняются рядом побочных явлений (например, осаждение, кристаллизацией и т. д.), поэтому расчеты, основанные на использовании выведенных уравнений, не могут претендовать на большую точность. Учитывая это, фильтрующую аппаратуру рассчитывают с некоторым «запасом» по производительности.

Центробежное фильтрование. Фильтрование под действием центробежной силы проводят на фильтрующих центрифугах. Барабаны центрифуг с перфорированной стенкой выкладываются изнутри мягким пористым материалом, выполняющим роль фильтрующей перегородки. Под действием центробежной силы в массе фильтруемой суспензии развивается давление, обеспечивающее центробежное фильтрование суспензии. В результате происходит отложение осадка на внутренней (боковой) поверхности барабана и удаление осветленной жидкости через фильтрующую перегородку и отверстия в барабане.

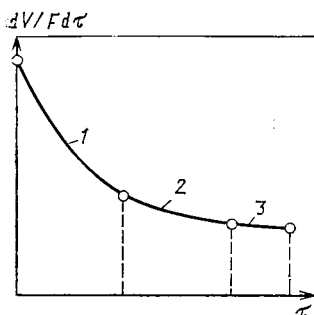


Рис. 4.2. Изменение скорости фильтрации на фильтрующих центрифугах: 1 — образование осадка; 2 — уплотнение осадка; 3 — отжим

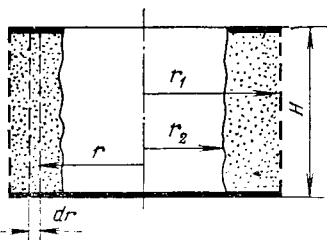


Рис. 4.3. К определению давления при фильтровании под действием центробежной силы

Экспериментальное исследование процессов центробежного фильтрования показывает (рис. 4.2), что скорость фильтрования изменяется во времени. Характер изменения скорости позволяет разделить процесс на три периода: 1) образование осадка (собственно фильтрование), 2) уплотнение осадка, 3) «механическая сушка» осадка, или отжим.

Для первого периода применимы установленные выше закономерности кинетики фильтрования. В данном случае давление определяется центробежной силой, которая изменяется с изменением радиуса. Центробежную силу, действующую на массу элементарного кольца суспензии объемом $dV = 2\pi r H dr = F dr$ (рис. 4.3), можно выразить так

$$dG_{ц} = dm\omega^2/r = dm\omega^2 r, \quad (4.20)$$

где dm — масса элементарного кольца; r — радиус кольца; ω — окружная скорость вращения кольца; $\omega = \pi n/30$ — угловая скорость вращения кольца; n — число оборотов в минуту.

Массу элементарного кольца можно вычислить по формуле

$$dm = F dr \rho \quad (4.21)$$

(где ρ — плотность суспензии), а давление на прилегающий к кольцу слой, развиваемое центробежной силой, приложенной к кольцу, — по формуле:

$$dp_{ц} = dG_{ц}/F = F dr \rho \omega^2 r / F = \rho \omega^2 r dr.$$

Давление на фильтрующую перегородку, развиваемое всей массой суспензии в барабане, найдем интегрированием последнего уравнения в пределах $r_2 - r_1$:

$$p_{ц} = \omega^2 \rho (r_1^2 - r_2^2)/2, \quad (4.22)$$

где r_1 и r_2 — соответственно внешний и внутренний радиусы слоя суспензии в центрифуге.

Зная развиваемое центробежной силой на фильтрующую перегородку давление, из выведенных ранее уравнений (4.17)

и (4.7) можно найти продолжительность фильтрования:

$$\tau = V (R_{\phi} + lr) / (p_{\text{ц}} F);$$

$$\tau = \frac{xr}{2p_{\text{ц}}} \left(\frac{V}{F} \right)^2 + \frac{R_{\phi}}{p_{\text{ц}}} \cdot \frac{V}{F}. \quad (4.23)$$

Первое уравнение соответствует случаю центрифугирования, когда осадок практически мгновенно образуется в результате центробежного осаждения, второе — случаю, когда количество образовавшегося осадка пропорционально количеству полученного фильтрата.

Фильтрующую поверхность центрифуг обычно рассчитывают как среднюю по формуле

$$F = \pi H (r_1 + r_2). \quad (4.24)$$

Для второго и третьего периодов центрифугирования не найдено аналитических зависимостей, удовлетворительно выражающих скорость фильтрации. Приблизненно длительность процесса может быть вычислена по уравнению:

$$\tau = a \lg (x_{\text{н}} - b) / (x_{\text{к}} - b), \quad (4.25)$$

где $x_{\text{н}}$ — начальная влажность осадка; $x_{\text{к}}$ — конечная влажность осадка; a, b — константы, определяемые опытным путем.

Ввиду невысокой точности расчета длительность центробежного фильтрования обычно находят опытным путем.

Фильтрование с забивкой пор фильтра. Этот процесс является наиболее сложным и наименее изученным процессом фильтрования. При прохождении потока через фильтр в порах фильтрующей перегородки задерживаются отфильтрованные частицы, поэтому коэффициент свободного объема фильтрующей перегородки непрерывно уменьшается, а сопротивление ее увеличивается.

Зависимость, характеризующая рост сопротивления фильтра, может быть выражена эмпирическим уравнением:

$$r_{\phi} = aV^b, \quad (4.26)$$

где r_{ϕ} — сопротивление фильтра; V — объем полученного фильтрата; a, b — константы, определяемые опытным путем.

4.2. ГАЗОВЫЕ И ЖИДКОСТНЫЕ ФИЛЬТРЫ

По технологическому признаку фильтрующую аппаратуру подразделяют на *газовые фильтры* (для очистки газов), *жидкостные фильтры* (для разделения суспензий) и *фильтрующие центрифуги* (также для разделения суспензий).

Газовые фильтры. Эти фильтры относятся к непрерывно действующим аппаратам. Однако работа их через определенные (длительные) промежутки времени прерывается для очистки или замены фильтрующего материала.

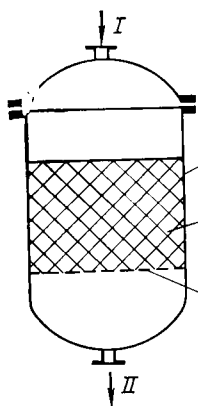


Рис. 4.4. Газовый фильтр с плоской фильтрующей перегородкой:

1 — емкость; 2 — фильтрующая перегородка; 3 — перфорированная решетка; I — загрязненный газ; II — очищенный газ

Газовые фильтры по устройству могут быть подразделены на *фильтры с плоской фильтрующей перегородкой* и *батарейные*.

Газовые фильтры с плоской фильтрующей перегородкой. Примером такого фильтра может служить аппарат, изображенный на рис. 4.4. Он представляет собой емкость 1, заполненную либо мелкозернистым, либо спрессованным волокнистым фильтрующим материалом. В первом случае на перфорированную решетку 3 насыпают песок, кварц и т. п. («насыпная» фильтрующая перегородка 2). Во втором случае на опоры в емкости укладывают две скрепленные между собой перфорированные решетки, между которыми зажат спрессованный волокнистый материал (асбестовое волокно, вата и т. п.).

Газовый поток проходит через фильтрующую перегородку и очищается от взвешенных в нем частиц. Через определенные промежутки времени фильтр выключают и фильтрующую ткань очищают или заменяют новой.

Батарейный фильтр с тканевыми фильтрующими элементами. Этот фильтр в соответствии с формой фильтрующих элементов получил название *рукавного фильтра* (рис. 4.5). Газовый поток вводится в фильтр и распределяется по фильтрующим элементам-рукавам 1. Отфильтрованный газ удаляется через газопровод, а взвешенные в нем частицы оседают на внутренней поверхности фильтрующих элементов.

Для удаления осевшей пыли имеется специальное приспособление 2, встряхивающее фильтрующие элементы. Пыль сбрасывается в нижнюю часть фильтра и удаляется из аппарата шнеком 3.

Батарейный фильтр с фильтрующими элементами из твердого пористого материала (патронный фильтр) показан на рис. 4.6. В качестве фильтрующего материала используют пористую керамику, пористые пластические массы, спрессованные металлические зерна и т. п. Фильтрующие элементы выполняют либо в виде труб, либо в виде соединенных одна с другой деталей, имеющих форму усеченных конусов с каналом по оси.

Газовый поток проходит через фильтр, как показано на рис. 4.6. Взвешенные в газе частицы оседают в порах фильтра и периодически удаляются выдуванием обратным потоком газа или промывкой.

Расчет газовых фильтров практически сводится к следующему. В соответствии с наибольшим допускаемым для филь-

трующего элемента перепадом давлений определяют фильтрующую поверхность (в м^2):

$$F = V_{\text{сек}} r_{\text{ф}} / \Delta p, \quad (4.27)$$

где $V_{\text{сек}}$ — расход газа, $\text{м}^3/\text{с}$; $r_{\text{ф}}$ — максимальное сопротивление фильтра, $\text{Н} \cdot \text{с}/\text{м}^3$; Δp — максимальный перепад давления, Па.

Продолжительность работы фильтра между очистками определяют из соотношения

$$\tau_{\text{ф}} = V_{\text{ф}} / V_{\text{сек}}, \quad (4.28)$$

где $V_{\text{ф}}$ — объем газа, при прохождении которого через фильтр сопротивление фильтрующей перегородки достигает максимального допустимого значения.

Жидкостные фильтры. По принципу действия жидкостные фильтры делятся на фильтры периодического и непрерывного действия.

К основным типам периодически действующих жидкостных фильтров относятся *фильтры с плоской горизонтальной фильтрующей перегородкой, намывные батарейные, многокамерные.*

Важнейшими типами непрерывно действующих фильтров являются *ленточные, барабанные, дисковые, карусельные.*

Периодически действующие жидкостные фильтры. В простейшем фильтре — с плоской горизонтальной фильтрующей перегородкой — в качестве фильтрующей перегородки используют

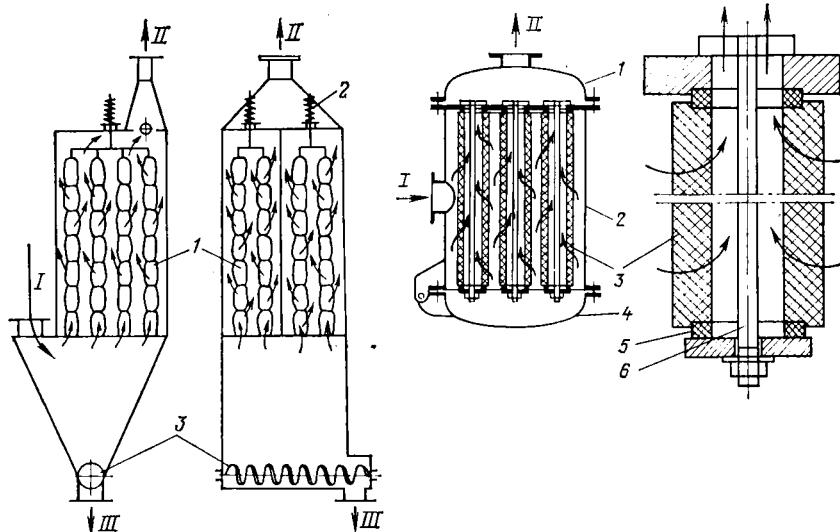


Рис. 4.5. Рукавный фильтр:

1 — рукава; 2 — встряхивающее устройство; 3 — шнек; I — запыленный газ; II — очищенный газ; III — пыль

Рис. 4.6. Газовый патронный фильтр:

1 — крышка; 2 — корпус; 3 — керамический патрон; 4 — откидная крышка; 5 — прокладка; 6 — стягивающий болт; I — запыленный газ; II — очищенный газ

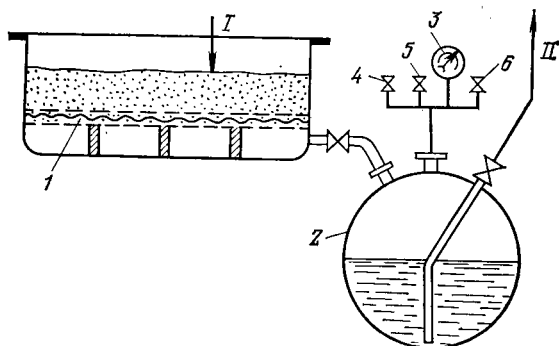


Рис. 4.7. Схема фильтрующей установки с нутч-фильтром:

1 — фильтрующая перегородка; 2 — сборник фильтрата; 3 — мановакуумметр; 4—6 — патрубки (4 — для сжатого воздуха; 5 — для сообщения с атмосферой; 6 — для соединения с вакуум-линией); I — суспензия; II — фильтрат

насыпные материалы (песок, гравий), ткани (сукно, бельтинг, стекловолокно), твердые пористые материалы (пористые керамические плитки), перфорированные листовые пластические материалы и т. п.

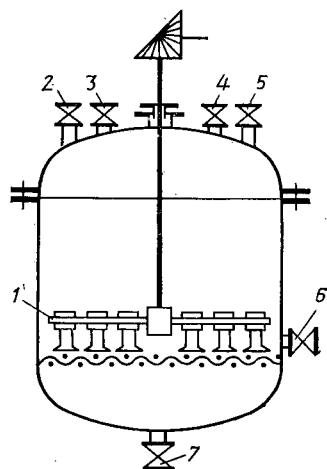
Фильтры рассматриваемого типа могут работать как под вакуумом, так и под давлением. В первом случае их выполняют открытыми (рис. 4.7). Объем аппарата под фильтрующей перегородкой 1 сообщается со сборником фильтрата 2, а последний — с вакуум-линией. Таким образом, под фильтрующей перегородкой создается необходимое для проведения процесса разрежение. Фильтрат собирается в сборник 2; осадок, образующийся на фильтре, выгружают вручную. Фильтры с плоской фильтрующей перегородкой, работающие под вакуумом, называют *нутч-фильтрами*.

При фильтровании суспензий, образующих осадок с большим удельным сопротивлением, фильтры работают не под вакуумом, а под давлением. Фильтры, работающие под давлением, выполняют в виде цилиндрической емкости с эллиптическими крышкой и днищем. После загрузки в аппарат суспензии над ней создают давление, подавая в аппарат сжатый воздух или сжатый инертный газ, и ведут фильтрование под давлением этого газа. По окончании фильтрования аппарат сообщают с атмосферой при помощи крана, крышку снимают и полученный осадок выгружают вручную. На цилиндрической части некоторых фильтров имеются специальные люки для выгрузки осадка.

Ручная выгрузка осадка трудоемка и сопровождается значительными потерями продуктов. В тех случаях, когда полученный осадок подвергается на следующей стадии производства переработке в другой жидкости, легко можно механизировать его выгрузку. Для этого фильтр оборудуют поднимающейся мешалкой (рис. 4.8). Фильтрование исходной суспензии прово-

Рис. 4.8. Фильтр с мешалкой:

1 — мешалка; 2 — патрубки (2 — для подачи суспензии; 3 — для сообщения с атмосферой; 4 — для подачи сжатого воздуха; 5 — для подачи вторичной жидкости; 6 — для выгрузки осадка; 7 — для выгрузки фильтрата)



дят при поднятой неработающей мешалке. По окончании фильтрования и промывки осадка в фильтр загружают ту жидкость, которая используется для дальнейшей переработки осадка; затем приводят в действие мешалку и медленно опускают ее. При этом осадок взмучивается и выпускается из аппарата в виде суспензии самотеком.

Намывные батарейные фильтры. Для увеличения производительности фильтрующей аппаратуры создают конструкции, обеспечивающие максимальное развитие площади фильтрования в единице объема аппарата. Отдельные фильтрующие элементы с развитой поверхностью соединяют друг с другом в один блок или батарею.

Фильтрующие элементы выполняют *плоскими (листовыми)* или *цилиндрическими*. Листовой фильтрующий элемент, показанный на рис. 4.9, представляет собой раму 1 из перфорированных труб. Раму, обтянутую фильтрующей тканью 2, погружают в резервуар с суспензией. Если в резервуаре с суспензией создается давление или внутри труб — вакуум, происходит фильтрование; при этом осадок намывается на фильтрующий элемент, а отфильтрованная жидкость удаляется через патрубок 3.

Листовой фильтрующий элемент, изображенный на рис. 4.10, состоит из полой рамы 1 с продольным прорезом, в который вставлена проволочная сетка 2. Раму с сеткой обтянута фильтрующей тканью 3, закрепленной пружинящим захватом 4. Этот фильтрующий элемент работает аналогично предыдущему.

В качестве цилиндрических фильтрующих элементов весьма эффективно могут быть использованы трубы из различных пористых материалов: керамики, пластмасс, прессованных металлических зерен и т. д.

Для удаления осадка батареи фильтрующих элементов извле-

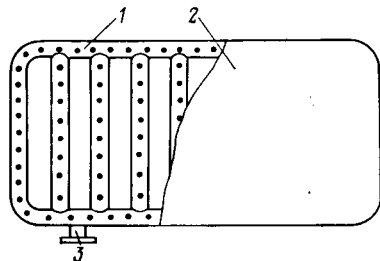


Рис. 4.9. Листовой фильтрующий элемент:

1 — рама; 2 — фильтрующая ткань; 3 — патрубок для выгрузки фильтрата

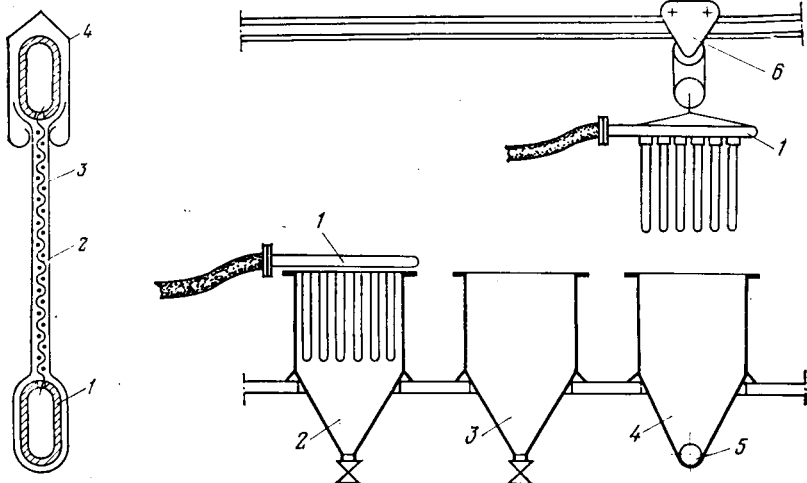


Рис. 4.10. Листовой фильтрующий элемент с сеткой:

1 — рама; 2 — проволочная сетка; 3 — фильтрующая ткань; 4 — пружинящий захват

Рис. 4.11. Листовой батарейный фильтр:

1 — батарея листовых фильтрующих элементов; 2 — резервуар для суспензии; 3 — резервуар для промывной жидкости; 4 — бункер для осадка; 5 — шнек; 6 — тельфер

кают из корпуса аппарата или же производят разъем корпуса аппарата.

Схемы устройства батарейных фильтров показаны на рис. 4.11 и 4.12. Листовой батарейный фильтр (рис. 4.11) состоит из батареи 1 фильтрующих элементов, резервуара для суспензии 2, резервуара для промывной жидкости 3, бункера для осадка 4, шнека 5 и тельфера 6. Батарею 1 погружают в суспензию, находящуюся в резервуаре 2. Здесь происходит фильтрование под вакуумом, причем получающийся фильтрат отсасывается в вакуум-сборник, соединенный гибким шлангом с батареей фильтров. После фильтрования батарею перемещают в резервуар 3, где производится промывка осадка, отложившегося на фильтрующих элементах. Далее батарею помещают

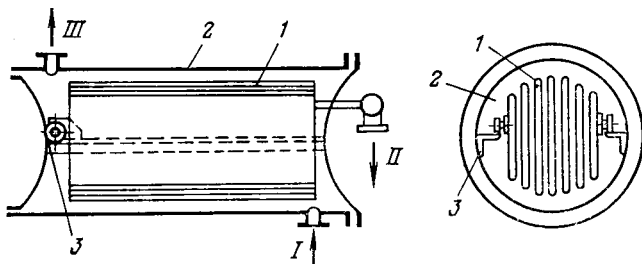


Рис. 4.12. Листовой батарейный фильтр, работающий под давлением:

1 — батарея листовых фильтрующих элементов; 2 — резервуар; 3 — рельсы; I — суспензия; II — фильтрат; III — воздух

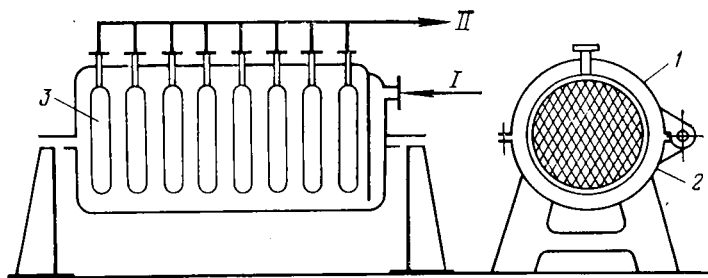


Рис. 4.13. Листовой батарейный фильтр с дисковыми фильтрующими элементами, работающий под давлением:

1 — верхняя половина корпуса; 2 — нижняя (откидная) половина корпуса; 3 — дисковые фильтрующие элементы; I — суспензия; II — фильтрат

над бункером 4 и освобождают от осадка, который сбрасывается с фильтрующих элементов «продувкой», т. е. обратным током газа или жидкости.

В листовом батарейном фильтре, показанном на рис. 4.12, фильтрование и промывку осадка проводят под давлением в одном резервуаре 2, а для разгрузки осадка батарею листовых фильтрующих элементов 1 выдвигают из резервуара по горизонтальным рельсам 3.

На рис. 4.13 и 4.14 показаны батарейные фильтры из листовых дисковых (рис. 4.13) и трубчатых (рис. 4.14) фильтрующих элементов 2 (патронов). Дисковый элемент по устройству аналогичен элементу, изображенному на рис. 4.10, а трубчатый представляет собой пористую керамическую трубу с закрытым нижним концом. Батарея таких труб вмонтирована в решетку 4, отделяющую объем, занятый суспензией, от объема, занимаемого осветленной жидкостью. При выгрузке осадка из фильтра отводится на шарнире нижняя половина корпуса (рис. 4.13) или днище (рис. 4.14).

Многокамерные фильтры. В многокамерных фильтрах фильтрующая поверхность увеличена делением общего объема фильтрующего агрегата на ряд небольших по объему камер, между которыми помещают фильтрующие перегородки.

Камерный фильтр-пресс (рис. 4.15) представляет собой блок, состоящий из нескольких прижатых одна к другой, отлитых обычно из чугуна плит 1.

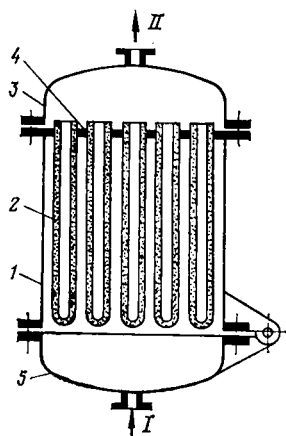


Рис. 4.14. Батареяный фильтр с трубчатыми фильтрующими элементами (патронами):

1 — корпус; 2 — патронный фильтрующий элемент; 3 — крышка; 4 — решетка; 5 — откидное днище; I — суспензия; II — осветленная жидкость

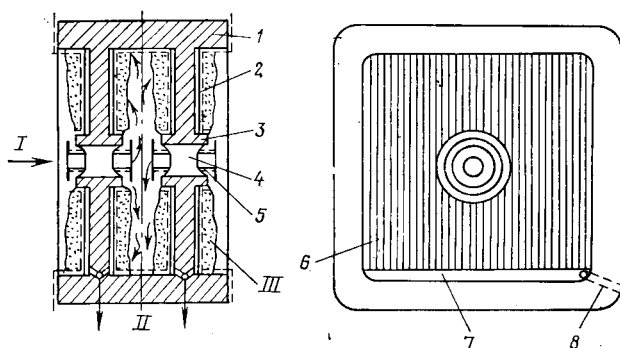


Рис. 4.15. Камерный фильтр-пресс:

1 — плита; 2 — фильтрующая ткань; 3 — бобышка; 4 — центральный канал; 5 — втулка; 6 — каналы; 7 — сборный канал; 8 — отводной канал; I — суспензия; II — фильтрат; III — осадок

В середине каждой плиты имеются бобышки 3 с каналом 4. Фильтрующая ткань 2 с вырезанным в середине отверстием прижимается к бобышке втулкой 5, снабженной фланцем. На поверхности плит имеется ряд каналов 6, выходящих в сборный канал 7, сообщающийся с отводным каналом 8. Фильтрующая суспензия вводится в блок плит через центральный канал 4 и распределяется по камерам, образованным каждой смежной парой плит. В камерах жидкость проходит через фильтрующую ткань в каналы 6, 7 и по отводным каналам 8 выводится из фильтра. Форма плит и заправка фильтрующей ткани в камерном фильтр-прессе довольно сложны.

Видоизменением описанного многокамерного фильтра является *рамный фильтр-пресс* (рис. 4.16). Блок этого фильтра состоит из рам и плит (рис. 4.17) с зажатой между ними филь-

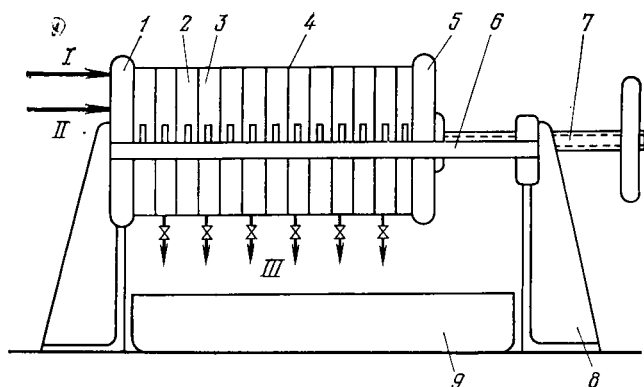


Рис. 4.16. Рамный фильтр-пресс:

1 — упорная плита; 2 — рама; 3 — плита; 4 — фильтрующая ткань; 5 — подвижная концевая плита; 6 — горизонтальная направляющая; 7 — зажимной винт; 8 — станина; 9 — желоб для сбора фильтрата или промывной жидкости; I — суспензия; II — промывная жидкость; III — фильтрат

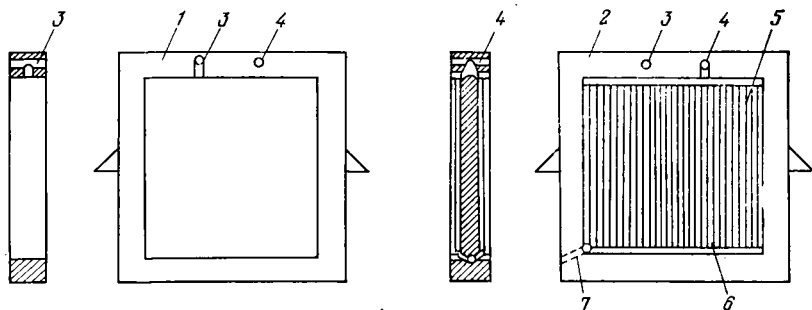


Рис. 4.17. Рама и плита рамного фильтр-пресса:

1 — рама; 2 — плита; 3 — каналы для ввода суспензии; 4 — каналы для ввода промывной жидкости; 5 — дренажные каналы; 6 — сборные каналы; 7 — канал для отвода фильтра или промывной жидкости

трующей тканью. Каждая рама и плита снабжены каналами 3 и 4 для ввода суспензии и промывной жидкости. На поверхности плит имеются дренажные каналы 5 и сборные каналы 6, сообщающиеся с отводным каналом 7.

При фильтровании (рис. 4.18, а) суспензия под давлением вводится через каналы 3 в рамах и плитах, образуя в блоке сплошной канал, и распределяется по всем рамам. После фильтрования через ткань фильтрат стекает по дренажным и сборным каналам в плиты и удаляется через отводные каналы. При промывке осадка (рис. 4.18, б) промывная жидкость под давлением вводится через каналы 4, распределяется по рамам и, проходя путь, указанный стрелками, промывает осадок, а затем удаляется из фильтра через отводные каналы.

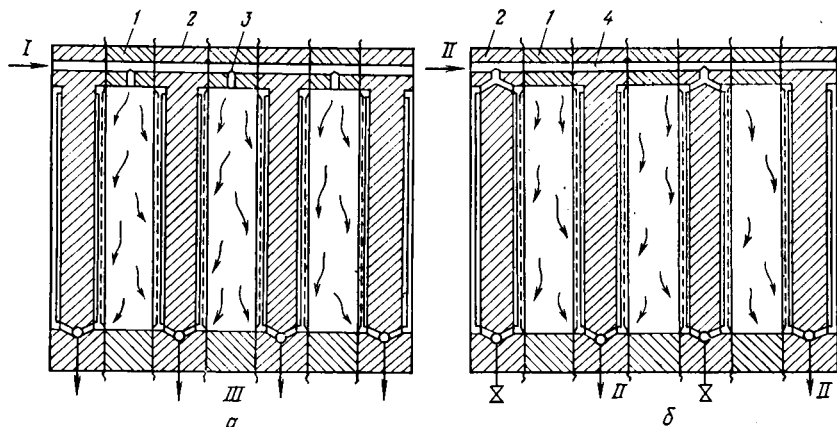


Рис. 4.18. Схема работы рамного фильтр-пресса:

а — фильтрование; б — промывка осадка; 1 — рама; 2 — плита; 3 — канал для суспензии; 4 — канал для промывной жидкости; I — суспензия; II — промывная жидкость; III — фильтрат

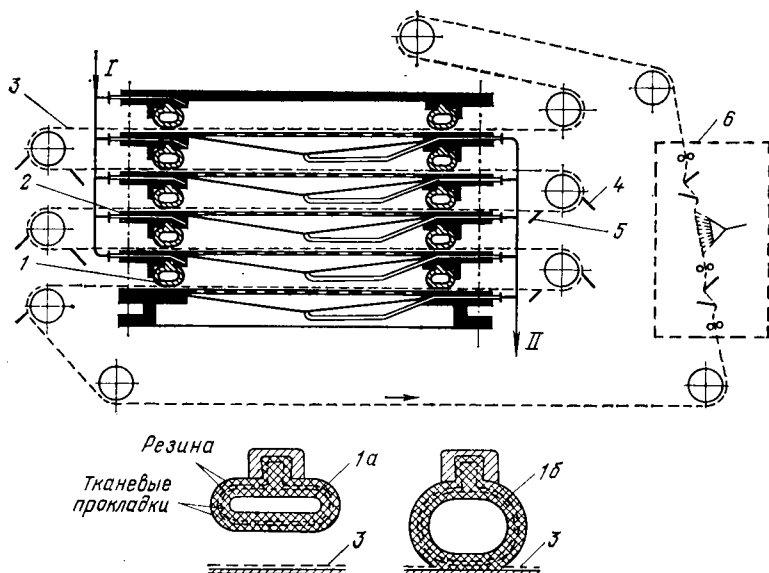


Рис. 4.19. Камерный автоматический фильтр-пресс:

1 — резиновый уплотнительный шланг; 2 — фильтрующая плита; 3 — фильтрующая ткань; 4 — нож для съема осадка; 5 — нож подчистки; 6 — камера регенерации фильтрующей ткани; II — суспензия; II — фильтрат

Для обеспечения указанного направления движения потока промывной жидкости отводные каналы всех нечетных плит блока должны быть закрыты.

Рамные фильтр-прессы значительно проще и дешевле камерных. Благодаря этому рамные фильтр-прессы получили широкое распространение в промышленности. К общей оценке их можно добавить, что они имеют такую же высокоразвитую фильтрующую поверхность, как и батарейные намывные фильтры, но изготовление их значительно проще и дешевле.

К основным недостаткам камерных и рамных фильтр-прессов относится неудобство выгрузки осадка. Для выгрузки осадка блок плит и рам разбирают, каждую раму отдельно вынимают из блока и разгружают вручную.

Камерный автоматический фильтр-пресс — ФПАК (рис. 4.19) предназначен для фильтрования суспензий с содержанием твердой фазы 10—400 г/дм³ при температурах 5—60 °С. ФПАК представляет собой набор фильтрующих плит 2, расположенных горизонтально; расстояние между ними 25 мм. Верхняя часть фильтрующей плиты покрыта щелевым ситом. В нижней ее части имеется коническое днище, из которого выводится фильтрат. По контуру плиты в нижней части закреплен резиновый замкнутый уплотнительный шланг 1, который может перекрывать щели между плитами: при подаче в шланг воды под давлением 0,9—1 МПа форма сечения его меняется

(рис. 4.19, 1а и 1б), и он прижимает фильтрующую ткань 3 к плите; при этом между плитами образуется камера, в которую подается суспензия. После завершения стадии фильтрования и образования осадка давление воды снимается, и шланг сжимается, открывая щель для выхода ткани с осадком.

Фильтрующая ткань выполнена в виде бесконечной ленты, передвигаемой роликами. Всем роликам сообщается вращательное движение от общего привода. При движении фильтрующая ткань выносит осадок из пространства между плитами. У роликов установлены ножи 4 для съема основной части осадка, а на сходящей с ролика ветви ткани — ножи подчистки 5, очищающие ткань от остатков осадка. После последней плиты фильтрующая ткань проходит камеру регенерации 6, где промывается водой и очищается скребками.

Стадии фильтрования и промывки проводят под давлением до 0,7 МПа. Толщина образующегося осадка 5—20 мм.

Все операции на ФПАК осуществляются автоматически. Производительность этих фильтров в 6—20 раз больше, чем других фильтров. Их выпускают с фильтрующей поверхностью, равной 5—30 м². При эксплуатации этих фильтров затрачивается очень мало времени на вспомогательные операции: на закрытие, открытие и выгрузку осадка требуется 1 мин.

Расчет периодически действующих жидкостных фильтров. Расчет этих фильтров сводится либо к определению производительности одного фильтра с заданной фильтрующей поверхностью, либо к определению числа фильтров с выбранной фильтрующей поверхностью, обеспечивающих заданную производительность всей фильтрующей установки. Общая продолжительность процесса фильтрования складывается из продолжительности собственно фильтрования и продолжительности вспомогательных операций, к которым относятся промывка осадка, продувка осадка для уменьшения его влажности, загрузка фильтра, выгрузка осадка и др.

Обозначим продолжительность фильтрования через τ , а продолжительность всех вспомогательных операций — через $\tau_{\text{во}}$.

Зависимость между количеством полученного фильтрата и продолжительностью собственно фильтрования для режима постоянного перепада давления при условии $R_{\text{ф}} \ll lr$ можно выразить уравнением

$$V = K\tau^{0,5}. \quad (4.29)$$

Если за время фильтрования τ получают V м³ фильтрата, то средняя производительность фильтра, отнесенная к продолжительности всего процесса $\tau + \tau_{\text{во}}$, равна

$$V_{\text{ср}} = V/(\tau + \tau_{\text{во}}) = K\tau^{0,5}/(\tau + \tau_{\text{во}}). \quad (4.30)$$

Для определения оптимального соотношения между τ и $\tau_{\text{во}}$ найдем максимум функции (4.30), приравняв ее производную

нулю:

$$\left(\frac{K\tau^{0,5}}{\tau + \tau_{\text{во}}} \right)' = \frac{0,5K\tau^{-0,5}(\tau + \tau_{\text{во}}) - K\tau^{0,5}}{(\tau + \tau_{\text{во}})^2} = 0,$$

откуда

$$0,5K\tau^{-0,5}(\tau + \tau_{\text{во}}) - K\tau^{0,5} = 0 \quad \text{или} \quad \tau = \tau_{\text{во}}. \quad (4.31)$$

Отсюда следует, что максимальная производительность фильтра достигается при условии равенства продолжительности фильтрования и проведения вспомогательных операций.

Это условие на практике соблюдается не всегда. В ряде случаев время фильтрования определяется необходимостью получения заданной рациональной толщины слоя осадка: для фильтров с плоской горизонтальной фильтрующей перегородкой — 50—250 мм, для намывных батарейных фильтров 10—40 мм, для многокамерных фильтров — 20—80 мм (в зависимости от толщины плит или рам).

Производительность одного фильтра, работающего в режиме постоянного перепада давления, при заданной поверхности фильтрования и принятой толщине слоя осадка l может быть найдена следующим образом.

Для получения осадка толщиной l необходимо время τ , которое рассчитывают по уравнению (4.9).

Путем расчета определяют продолжительность промывки, а по производственным данным — продолжительность прочих вспомогательных операций. Далее устанавливают период процесса $\tau + \tau_{\text{во}}$.

Количество фильтрата, образующегося за время $\tau + \tau_{\text{во}}$, составляет $V = Fl/x$, а средняя производительность фильтра равна

$$V_{\text{ср}} = V/(\tau + \tau_{\text{во}}). \quad (4.32)$$

При заданной производительности фильтрующего агрегата $V_{\text{та}}$ выбирают по нормам фильтрующую поверхность одного фильтра F и толщину осадка l . Далее рассчитывают число циклов фильтрования, которое необходимо осуществить в сутки для обеспечения заданной производительности:

$$a = V_{\text{та}}x/Fl. \quad (4.33)$$

Период процесса $\tau + \tau_{\text{во}}$ определяют так же, как в предыдущем случае.

Число циклов фильтрования, которое можно провести на одном фильтре в сутки, составляет b , а необходимое количество фильтров — n , где

$$b = 24/(\tau + \tau_{\text{во}}), \quad (4.34) \quad n = a/b. \quad (4.35)$$

Аналогично рассчитывают периодически действующие фильтры для проведения процессов фильтрования с постоянной скоростью.

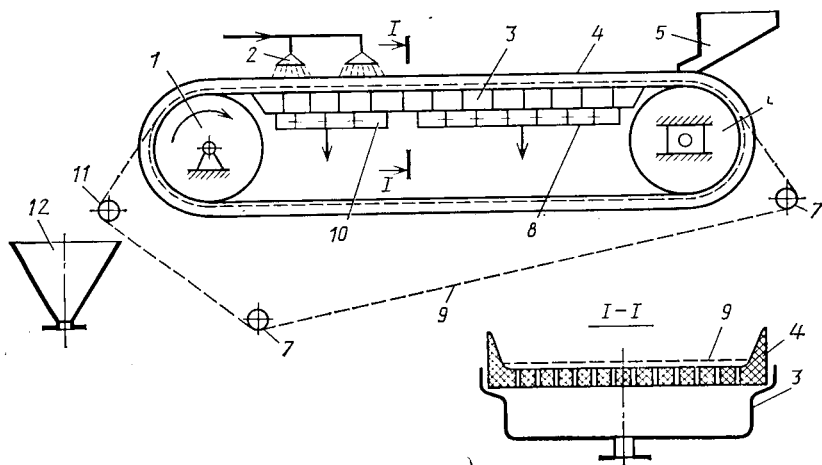


Рис. 4.20. Схема ленточного вакуум-фильтра:

1 — приводной барабан; 2 — форсунки; 3 — вакуум-камеры; 4 — бесконечная резиновая лента; 5 — лоток для подачи суспензии; 6 — натяжной барабан; 7 — натяжные ролики; 8 — коллектор фильтрата; 9 — фильтрующая ткань; 10 — коллектор промывающей жидкости; 11 — валик для съема осадка; 12 — бункер для осадка

Непрерывно действующие жидкостные фильтры. Фильтры непрерывного действия отличаются тем, что стадии фильтрования, а также просушки, промывки, снятия осадка и другие осуществляются на них одновременно. Для этого фильтры снабжают специальными устройствами, регулирующими очередность и продолжительность каждой стадии процесса.

Ленточный вакуум-фильтр. Схема ленточного вакуум-фильтра представлена на рис. 4.20. На длинном столе закреплены открытые сверху вакуум-камеры 3, имеющие в нижней части патрубки для соединения с коллекторами фильтрата 8 или промывной жидкости 10. К верхней части вакуум-камер прижимается бесконечная резиновая лента 4 с бортами, натянутая на приводной барабан 1 и натяжной барабан 6. Фильтрующая ткань 9 в виде бесконечного полотна прижимается к резиновой ленте при натяжении ее роликами 7. Суспензия подается на ленту из лотка 5. При прохождении ленты с суспензией над вакуум-камерами происходит фильтрование и отложение осадка на ткани, а затем его промывка. Промывная жидкость подается через форсунки 2. На приводном барабане фильтрующая ткань отделяется от резиновой ленты и огибает валик 11, при этом осадок отделяется от ткани и падает в бункер 12. При прохождении между роликами 7 ткань просушивается и очищается.

Барабанный вакуум-фильтр. Основной частью барабанного вакуум-фильтра (рис. 4.21) является сварной или литой барабан 1, установленный при помощи цапф в подшипниках над корытом 4 с суспензией так, что часть барабана погруже-

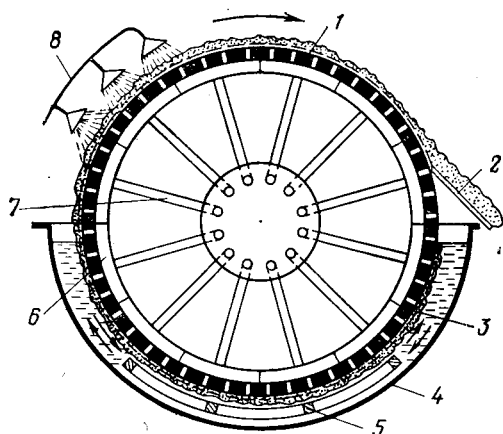


Рис. 4.21. Схема барабанно-вакуум-фильтра:

1 — перфорированный барабан; 2 — нож; 3 — фильтрующая ткань; 4 — корыто; 5 — качающаяся мешалка; 6 — камеры; 7 — трубы; 8 — устройство для разбрызгивания промывной жидкости

на в корыто. Барабан приводится во вращение от электродвигателя. Поверхность барабана перфорирована и покрыта фильтрующей тканью 3, закрепленной на барабане проволокой. Под фильтрующей поверхностью создается разрежение, фильтрат проходит через фильтрующую ткань, а на поверхности ее остается осадок, счищаемый ножом 2. Для предотвращаения осаждения твердых частиц в корыте оно снабжено качающейся мешалкой 5. Внутри барабана перегородками образованы отдельные камеры 6, соединенные трубами 7 с каналами, проходящими через одну из цапф. Каналы соединены с автоматическим переключающим устройством — распределительной головкой.

Схема распределительной головки показана на рис. 4.22. В головке имеются прикрепленный к барабану подвижный диск 1 и неподвижный диск 2. Отверстия в подвижном диске сообщаются с камерами барабана, а отверстия в неподвижном диске — с соответствующими трубопроводами, по которым отводятся фильтрат и промывная жидкость и подводится сжатый

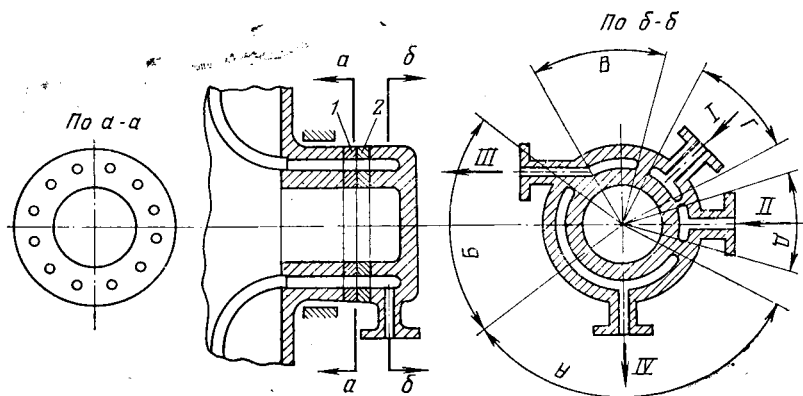


Рис. 4.22. Схема распределительной головки:

1 — подвижный диск; 2 — неподвижный диск; А — зона фильтрации; Б — зона просушки осадка; В — зона промывки и просушки осадка; Г — зона отдувки осадка; Д — зона очистки ткани; I, II — воздух; III — промывная жидкость; IV — фильтрат

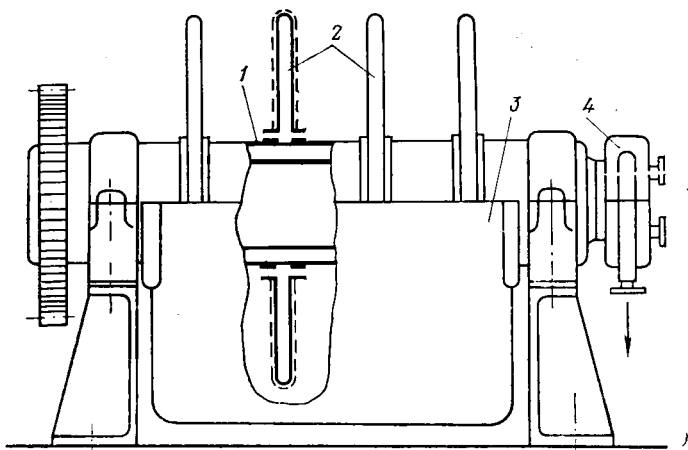


Рис. 4.23. Дискový вакуум-фильтр:

1 — полый вал; 2 — диски; 3 — корыто; 4 — распределительная головка

воздух для отдувки осадка и очистки фильтрующей ткани. Каждое отверстие подвижного диска при вращении последовательно сообщается с отверстиями неподвижного диска, и в каждой камере за один оборот барабана осуществляются все стадии процесса.

Дискový вакуум-фильтр (рис. 4.23) отличается от барабанного тем, что его фильтрующая поверхность выполняется из полых дисков 2, насаженных на общий полый вал 1. Диски состоят из отдельных секторов 2 (рис. 4.24), укрепленных на валу накладками 3 и стяжными шпильками 4. Каждый сектор представляет собой коробку с перфорированными стенками. В узкой части сектора имеется патрубок 5, непосредственно примыкающий к валу. Внутренняя полость каждого сектора через патрубок соединена с каналом в цапфе вала. Перед сборкой диска все секторы обшивают фильтрующей тканью 1. На одной из цапф (в больших фильтрах — на обеих) монтируется распределительная головка, аналогичная по устройству распределительной головке барабанных вакуум-фильтров. В процессе фильтрования на боковой поверхности дисков откладывается осадок, который после просушки снимается ножами.

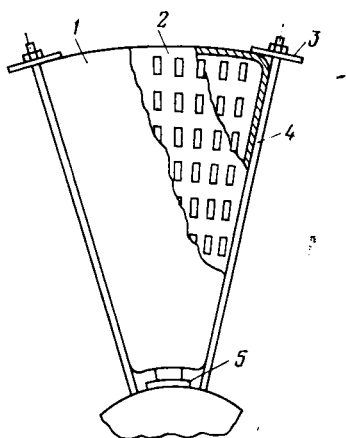


Рис. 4.24. Секция дискового фильтра:

1 — фильтрующая ткань; 2 — сектор; 3 — накладка; 4 — стяжная шпилька; 5 — патрубок

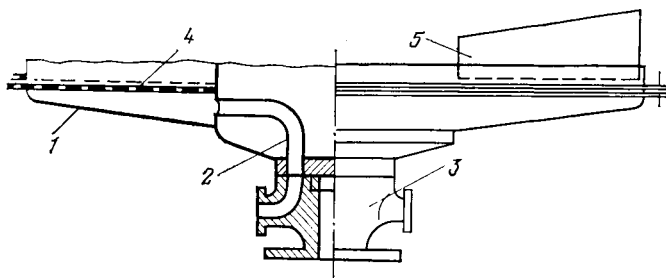


Рис. 4.25. Карусельный вакуум-фильтр (план-фильтр):

1 — горизонтальный пустотелый диск; 2 — каналы в полом валу; 3 — распределительная головка; 4 — фильтрующая ткань; 5 — нож

Дисковые вакуум-фильтры более компактны, чем барабанные, но в них затруднена промывка осадка, так как увлажненный осадок легко сползает с вертикальной поверхности дисков.

Карусельный вакуум-фильтр. Непрерывно действующий карусельный тарельчатый фильтр (план-фильтр) показан на рис. 4.25. В аппарате имеется горизонтальный пустотелый диск 1, разделенный перегородками на несколько секторов-ячеек, или блок из отдельных секторов-ячеек, сообщающихся через каналы 2 в полом валу с распределительной головкой 3. Секторы-ячейки выполняются с низкими бортами; верхняя перфорированная стенка покрывается фильтрующей тканью 4. За один оборот секторы-ячейки сообщаются последовательно с вакуумом и сжатым воздухом так же, как в барабанном фильтре. Суспензия подается на фильтрующую поверхность сверху. Осадок либо счищается ножом 5, либо выгружается опрокидыванием соответствующего сектора-ячейки.

Достоинством карусельного фильтра является горизонтальное расположение фильтрующей поверхности, позволяющее осуществить фильтрование суспензий самого различного фракционного состава, в том числе суспензий, содержащих крупнокристаллический осадок, который не удерживается на барабанных и дисковых фильтрах.

Расчет непрерывно действующих жидкостных фильтров. Расчет непрерывно действующих фильтров сводится к определению по заданной производительности фильтрующих поверхностей для различных зон процесса, скорости движения фильтрующей поверхности, а в случае установки нескольких фильтров — и их числа.

Общую схему расчета рассмотрим на примере расчета ленточного фильтра. В дополнение к предыдущему примем, что L — общая рабочая длина фильтрующей ленты, м; L_f , $L_{пр}$, L_v — длина участков ленты соответственно для фильтрования, промывки и вспомогательных операций, м; F_f , $F_{пр}$, F_v — поверхности участков ленты соответственно для фильтрования, промывки и вспомогательных операций, м²; ω — скорость дви-

жения фильтрующей поверхности, м/с; b — ширина ленты, м. На основании опытных данных выбирают толщину слоя осадка l .

Количество отлагающегося на фильтре в единицу времени осадка выражаем (по аналогии с уравнением расхода) произведением скорости движения ленты на площадь сечения слоя осадка (перпендикулярного направлению движения):

$$Vx = blw, \quad \text{откуда} \quad w = Vx/bl. \quad (4.36)$$

Продолжительность фильтрования рассчитывают по уравнению (4.9).

Длину участка фильтрования определяют из очевидного соотношения (4.37), а поверхность фильтрования — из соотношения (4.38):

$$L_{\phi} = w\tau, \quad (4.37) \quad F_{\phi} = wtb. \quad (4.38)$$

Поверхность участка промывки может быть найдена из соотношения (4.18):

$$F_{\text{пр}} = V_{\text{пр}} R_{\text{сб}} K_{\text{в}} / \Delta p,$$

где $V_{\text{пр}}$ — расход промывной жидкости, м³/с.

Длину участка промывки определим следующим образом:

$$L_{\text{пр}} = L_{\phi} (F_{\text{пр}} / F_{\phi}). \quad (4.39)$$

Зная из опыта продолжительность проведения вспомогательных операций $\tau_{\text{во}}$, легко определить длину участка вспомогательных операций $L_{\text{в}}$ и общую рабочую длину ленты L :

$$L_{\text{в}} = w\tau_{\text{во}}, \quad (4.40) \quad L = L_{\phi} + L_{\text{пр}} + L_{\text{в}}. \quad (4.41)$$

Из соотношения $\pi D_{\text{п}} n / 60 = w$ можно определить диаметр приводного барабана по заданному числу его оборотов или число оборотов барабана по заданному диаметру $D_{\text{п}}$:

$$n = 60w / (\pi D_{\text{п}}). \quad (4.42)$$

Расчет барабанных фильтров можно вести в той же последовательности, что и ленточных; при этом вместо рабочей длины ленты из соотношения (4.41) определяют длину окружности барабана. Далее рассчитывают диаметр барабана $D_6 = L / \pi$ и число оборотов барабана $n = 60w / (\pi D_6)$.

Углы зон фильтрования, промывки и вспомогательных операций (α_{ϕ} , $\alpha_{\text{пр}}$, $\alpha_{\text{в}}$) находят из соотношений

$$\begin{aligned} \alpha_{\phi} &= 360 L_{\phi} / (\pi D_6); & \alpha_{\text{пр}} &= 360 L_{\text{пр}} / (\pi D_6); \\ \alpha_{\text{в}} &= 360 L_{\text{в}} / (\pi D_6). \end{aligned} \quad (4.43)$$

4.3. ФИЛЬТРУЮЩИЕ ЦЕНТРИФУГИ

По принципу действия фильтрующие центрифуги делят на периодически действующие и непрерывно действующие. По способу выгрузки осадка периодически действующие центрифуги

подразделяют на центрифуги с *ручной выгрузкой осадка*, с *гравитационной выгрузкой осадка* и *автоматические*, а непрерывно действующие — на центрифуги с *пульсирующим поршнем* и с *центробежной выгрузкой осадка*.

Периодически действующие фильтрующие центрифуги. Схема устройства периодически действующей *фильтрующей центрифуги с ручной выгрузкой осадка* показана на рис. 4.26.

Внутри кожуха 6 размещен перфорированный барабан (ротор) 7, насаженный с помощью ступицы 1 на вертикальный вал 2. Внутри барабана размещена дренажная сетка 9, на которую наложена фильтрующая ткань 10.

Суспензию загружают в барабан сверху, после чего он приводится во вращение при помощи шкива 4. Фильтрат под действием центробежной силы проходит через фильтр в кожух 6, откуда по сливному патрубку направляется в приемник. После окончания фильтрования осадок из барабана выгружают вручную.

Если диаметр барабана D , высота H , а диаметр отверстия верхнего днища барабана D_0 , то рабочий объем составит

$$V_p = \pi (D^2 - D_0^2) H / 4. \quad (4.44)$$

Часто рабочий объем барабана определяют по степени заполнения барабана суспензией:

$$\varphi = V_p / V, \quad (4.45)$$

где V — общий объем барабана.

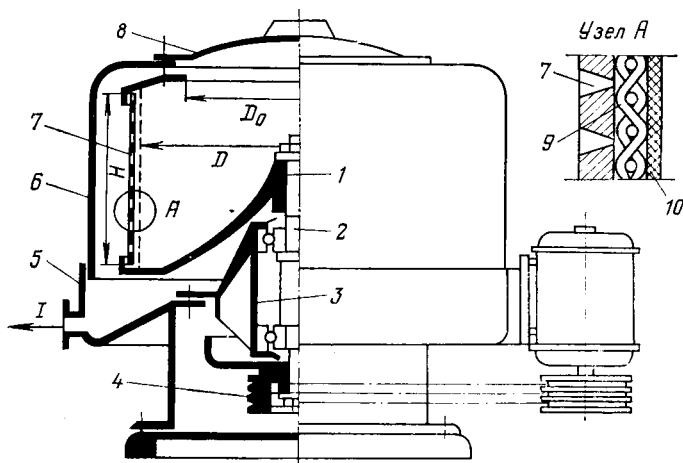


Рис. 4.26. Периодически действующая фильтрующая центрифуга с ручной верхней выгрузкой осадка:

1 — ступица; 2 — вал; 3 — корпус; 4 — приводной шкив и обод тормоза; 5 — станина; 6 — кожух; 7 — барабан; 8 — крышка; 9 — проволочная дренажная сетка; 10 — фильтрующая ткань; I — фильтрат

Рис. 4.27. Подвесная фильтрующая центрифуга с нижней выгрузкой осадка:
1 — упорная втулка с ребрами; 2 — барабан; 3 — вал; 4 — колпак; 5 — опора вала; 6 — электродвигатель; I — суспензия; II — фильтрат; III — осадок

В этом случае диаметр отверстия верхнего днаща барабана определяют по формуле

$$D_0 = D \sqrt{1 - \varphi}. \quad (4.46)$$

На рис. 4.27 показана схема подвесной фильтрующей центрифуги с нижней выгрузкой осадка. В такой центрифуге барабан 2 подвешен к нижнему концу вала 3, имеющего верхнюю коническую или шаровую опору 5 (часто снабженную резиновым амортизатором). Барабан не имеет глухого днаща; нижняя часть его соединена несколькими ребрами с упорной втулкой 1. Разгрузочные отверстия, находящиеся между ребрами, на время фильтрования закрывают колпаком 4. При разгрузке центрифуги колпак приподнимают или вынимают из барабана, а осадок проталкивают вручную вниз.

Выгрузка осадка с минимальной затратой физического труда осуществляется в саморазгружающихся центрифугах с гра-

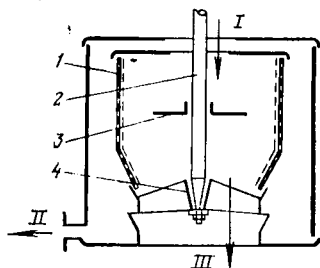
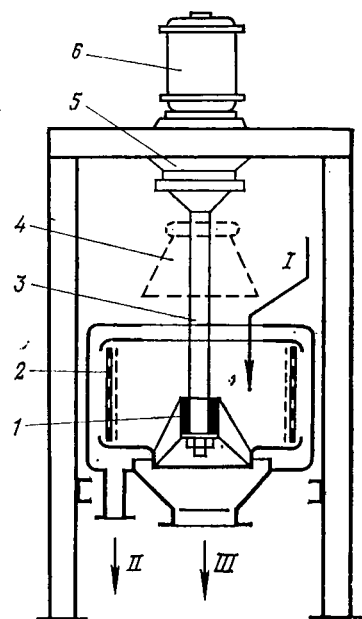


Рис. 4.28. Саморазгружающаяся фильтрующая центрифуга:

1 — барабан; 2 — вал; 3 — распределительный диск; 4 — упорная втулка с ребрами; I — суспензия; II — фильтрат; III — осадок

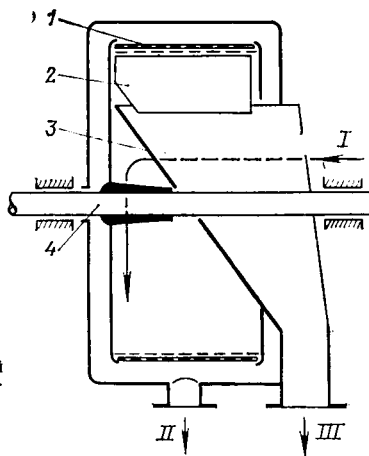


Рис. 4.29. Автоматическая фильтрующая центрифуга:

1 — барабан; 2 — нож; 3 — желоб; 4 — горизонтальный вал; I — суспензия; II — фильтрат; III — осадок

витационной выгрузкой осадка (рис. 4.28). Осадок удаляется из них под действием силы тяжести. Нижняя часть барабана 1 имеет коническую форму с углом наклона, большим, чем угол естественного откоса осадка. При остановке барабана осадок сползает со стенок и удаляется из центрифуги. Суспензия загружается на распределительный диск 3 при вращении барабана с пониженной скоростью.

В автоматических фильтрующих центрифугах периоды фильтрования регулируются автоматически специальными устройствами — автоматами, снабженными механическими или электрическими реле. Эти реле приводят в действие исполнительные механизмы (например, гидравлические), осуществляющие операции открывания и закрывания вентилей и снятия осадка.

В автоматической фильтрующей центрифуге (рис. 4.29) снятие осадка осуществляется на ходу ножом 2, который для этого приподнимается гидравлическим механизмом. Осадок падает в желоб 3 и удаляется из центрифуги.

Непрерывно действующие фильтрующие центрифуги. В фильтрующей центрифуге с выгрузкой осадка пульсирующим поршнем (рис. 4.30) суспензия подается непрерывно, а осадок периодически выталкивается поршнем-толкателем из перфорированного барабана 8, установленного на горизонтальном валу. Внутри барабана вдоль его оси перемещается поршень-толкатель 6, укрепленный на конце штока 4. Шток находится внутри полого вала 3, вращается вместе с ним и одновременно совершает возвратно-поступательные движения. Суспензия подводится

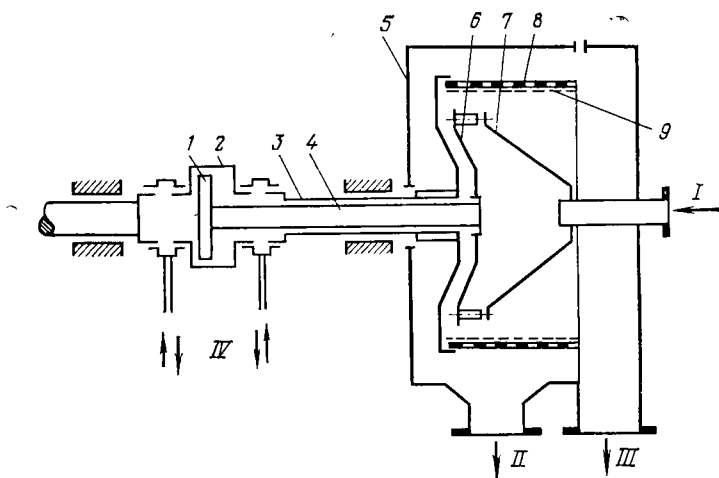


Рис. 4.30. Непрерывно действующая фильтрующая центрифуга с пульсирующим поршнем:

1 — поршень; 2 — цилиндр; 3 — полый вал; 4 — шток; 5 — кожух; 6 — поршень-толкатель; 7 — приемный конус; 8 — барабан; 9 — сито; I — суспензия; II — фильтрат; III — осадок

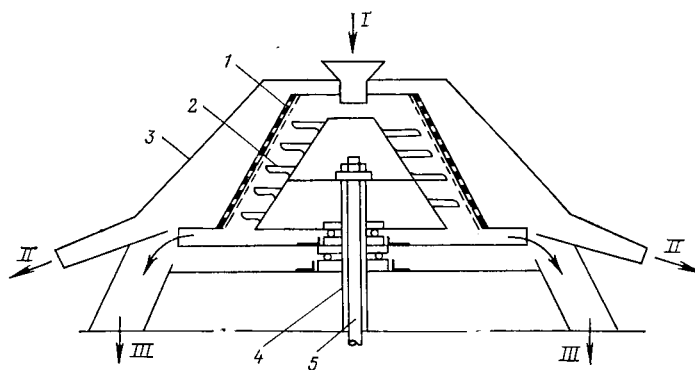


Рис. 4.31. Непрерывно действующая вертикальная фильтрующая центрифуга:

1 — барабан; 2 — тормозящий шнек; 3 — кожух; 4 — полый вал барабана; 5 — вал шнека; I — суспензия; II — фильтрат; III — осадок

в приемный конус 7 и через отверстия в нем поступает в барабан, покрытый изнутри металлическим щелевым ситом 9. Откладывающийся на сите осадок перемещается поршнем-толкателем к открытому концу барабана и выгружается из него в кожух 5.

За каждый рабочий ход выгружается количество осадка, соответствующее длине хода поршня, равной примерно 0,1 длины барабана. Когда поршень движется в обратном направлении, на освобождающейся за ним поверхности сита 9 образуется новый слой осадка. Обычно поршень-толкатель совершает 10—16 ходов в минуту.

Направление движения поршня изменяется автоматически с помощью гидравлического сервомеханизма. Масло, нагнетаемое шестеренчатым насосом, подается попеременно в правую и левую полости цилиндра 2 сервомеханизма, в результате чего поршень 1, шток 4 и поршень-толкатель 6 совершают возвратно-поступательные движения. В барабан через специальную трубу в случае необходимости подводится вода для промывки осадка. В кожухе имеются патрубки для отвода фильтрата и промывных вод.

Измельчение осадка или разрезание волокон при выгрузке осадка пульсирующим поршнем происходит в меньшей степени, чем при других способах механической выгрузки (ножом, шнеком).

В непрерывно действующей вертикальной фильтрующей центрифуге (рис. 4.31) осадок *под действием центробежной силы* перемещается вдоль образующей конического вертикального барабана к его основанию и удаляется из центрифуги.

Суспензия поступает в конический фильтрующий барабан 1 сверху. Внутри барабана вращается тормозящий шнек 2; скорость его вращения меньше, чем скорость вращения бара-

бана. Скорость перемещения осадка в барабане определяется скоростью вращения шнека относительно барабана. По мере продвижения осадка вниз толщина слоя его уменьшается, что способствует лучшему обезвоживанию осадка перед выгрузкой. Осадок удаляется через канал в нижней части центрифуги, а фильтрат из кожуха 3 отводится через боковой канал.

Выгрузка осадка под действием центробежных сил характеризуется всеми достоинствами других способов непрерывной разгрузки (высокая производительность, возможность регулирования продолжительности процесса) и в то же время лишена многих их недостатков (загрязнение осадка фильтратом, измельчение осадка, значительный расход энергии).

Расчет производительности фильтрующих центрифуг проводят аналогично расчету производительности фильтров, исходя из давления, которое оказывает суспензия на фильтрующую перегородку центрифуги под действием центробежных сил.

Мощность двигателя, необходимую для приведения в действие фильтрующих центрифуг, вычисляют так же, как для отстойных центрифуг, т. е. по соотношениям (3.19) — (3.21).

ГЛАВА 5

ПЕРЕМЕШИВАНИЕ В ЖИДКОЙ СРЕДЕ И ПСЕВДООЖИЖЕНИЕ ТВЕРДОГО ЗЕРНИСТОГО МАТЕРИАЛА

Наряду с рассмотренными ранее гидромеханическими процессами в химической технике, в частности в нефтехимических производствах, большое значение имеют еще два гидромеханических процесса: *перемешивание в жидкой среде* и *псевдооживление твердого зернистого и пылевидного материала*.

5.1. ПЕРЕМЕШИВАНИЕ В ЖИДКОЙ СРЕДЕ

Технологическое назначение перемешивания в жидкой среде разнообразно. Этот процесс применяют в химической технологии для получения эмульсий и суспензий, а также для интенсификации тепловых, диффузионных и химических процессов.

Перемешивание в жидкой среде осуществляется тремя основными способами: механическим, пневматическим и циркуляционным. Преимущественное значение в химических и нефтехимических производствах имеет механическое перемешивание.

Основными вопросами, рассматриваемыми при изучении процесса перемешивания в жидкой среде, являются интенсив-

ность и эффективность перемешивания, а также расход энергии на проведение процесса.

Интенсивность перемешивания определяется количеством энергии, вводимой в единицу объема перемешиваемой среды за единицу времени. Интенсивность перемешивания обуславливает характер движения данной жидкости в аппарате. Как было показано ранее, этот характер определяется числом *Re*. Следовательно, при перемешивании в данной жидкости число *Re* является мерой интенсивности перемешивания. Следует иметь в виду, что с увеличением интенсивности перемешивания пропорционально возрастают и энергетические затраты, в то время как технологический эффект от увеличения интенсивности перемешивания ограничивается строго определенными пределами. Поэтому интенсивность перемешивания должна назначаться исходя из условий достижения максимального технологического эффекта перемешивания при минимальных энергетических затратах.

Технологический эффект процесса перемешивания, или *эффективность перемешивания*, является характеристикой качества процесса. В настоящее время эту качественную характеристику выражают по-разному в зависимости от технологического назначения перемешивания.

При применении перемешивания для интенсификации тепловых, диффузионных и химических процессов эффективность перемешивания можно характеризовать отношением коэффициентов скорости процессов при перемешивании и без перемешивания (отношение коэффициентов теплопередачи, массопередачи и отношение скоростей реакции химического превращения).

При применении перемешивания в процессах получения суспензий или эмульсий *эффективность перемешивания можно характеризовать равномерностью распределения фаз* в суспензии или эмульсии. Пусть в аппарате находятся жидкость и мелкие твердые частицы. При неработающей мешалке твердые частицы располагаются на дне аппарата в виде слоя определенной толщины. Обозначим через $V_{ж}$ и $V_{т}$ объемы соответственно жидкости и твердых частиц в аппарате в m^3 ; $\rho_{ж}$ и $\rho_{т}$ — соответственно плотности жидкости и твердых частиц в kg/m^3 .

Если при работающей мешалке достигается полное смешение фаз, т. е. равномерное распределение твердых частиц по всему объему жидкости, то содержание твердых частиц в любой пробе полученной смеси, взятой из различных зон аппарата, будет равно средней концентрации твердой фазы в суспензии [в % (масс.)]:

$$x_c = \frac{100V_{т}\rho_{т}}{V_{ж}\rho_{ж} + V_{т}\rho_{т}}. \quad (5.1)$$

При недостаточно полном смешении фаз содержание твердых

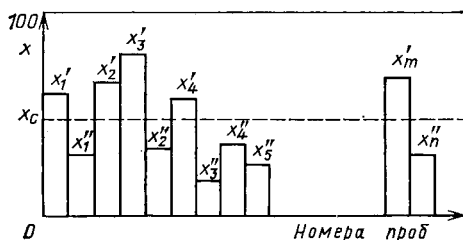


Рис. 5.1. К понятию равномерности распределения фаз

частиц в различных пробах будет отличаться от x_c (рис. 5.1). Отношение разности $\Delta x = x - x_c$ к наибольшему возможному ее значению характеризует равномерность распределения фаз в тех зонах, откуда взята проба. При полном смешении разности Δx равны нулю, при неполном смешении они отличны от нуля и могут быть как положительными ($\Delta x'_1 = x'_1 - x_c$, $\Delta x'_2 = x'_2 - x_c$, ..., $\Delta x'_m = x'_m - x_c$), так и отрицательными ($\Delta x''_1 = x''_1 - x_c$, $\Delta x''_2 = x''_2 - x_c$, ..., $\Delta x''_n = x''_n - x_c$).

Равномерность распределения фаз во всем объеме аппарата можно выразить соотношением

$$I = 1 - \left(\sum_1^m \frac{\Delta x'}{100 - x_c} + \sum_1^n \frac{\Delta x''}{x_c} \right) / (m + n), \quad (5.2)$$

где $\Delta x'$ — положительные разности $x - x_c$; $100 - x_c$ — наибольшее возможное положительное значение разности $\Delta x'$; m — число проб, в которых разность $x - x_c$ положительна; $\Delta x''$ — отрицательные разности $x - x_c$; x_c — наибольшее (по абсолютной величине) возможное отрицательное значение разности $\Delta x''$; n — число проб, в которых разность $x - x_c$ отрицательна.

Как следует из соотношения (5.2), равномерность распределения фаз может изменяться в пределах от 0 до 1. Когда достигается полное смешение, равномерность распределения фаз равна 1.

При получении эмульсий эффективность перемешивания характеризуется наряду с равномерностью распределения фаз также размером образующихся частиц дисперсной фазы. Для конкретных процессов могут быть приняты различные решения в отношении эффективности перемешивания, которая определяет целесообразную интенсивность перемешивания, а для периодических процессов — также и ее продолжительность. Эти решения основываются только на опытных данных, и конструктор при расчете конкретных процессов должен располагать рекомендациями по интенсивности перемешивания.

Рассмотрим способы перемешивания в жидкой среде. *Пневматическое перемешивание* осуществляется путем пропускания газа через слой перемешиваемой жидкости. Сжатый газ (обычно воздух) поступает в аппарат, наполненный жидкостью. Газ распределяется барботером, представляющим собой ряд горизонтально расположенных у дна аппарата перфорированных труб.

Для более равномерного распределения газа по объему аппарата трубы изогнуты по окружности или спирали. Иногда

барботер выполняют в виде ряда параллельных прямых труб. Газ, выходящий через отверстия в трубах, перемешивает жидкость. Интенсивность перемешивания определяется количеством газа, пропускаемым в 1 мин через 1 м² свободной поверхности аппарата. На практике принимают следующий расход газа [в м³/(м²·мин)]:

Слабое перемешивание	0,4
Перемешивание средней интенсивности	0,8
Интенсивное перемешивание	1,2

Пневматическое перемешивание имеет ограниченные области применения. Его применяют в тех случаях, когда допускается контакт с газом перемешиваемой жидкости и перемешивание осуществляется кратковременными периодами.

Циркуляционное перемешивание производится многократным прокачиванием жидкости через систему аппарат — циркуляционный насос — аппарат.

В соответствии с принятой кратностью циркуляции (отношение секундной производительности циркуляционного насоса к объему жидкости в аппарате) обеспечивается та или иная интенсивность перемешивания. Кратность циркуляции, необходимую для обеспечения заданной эффективности процесса, устанавливают опытным путем. Циркуляционные насосы во многих случаях могут быть заменены воздушными или паровыми инжекторами.

Механическое перемешивание в жидкой среде осуществляется с помощью мешалок различного типа. Мешалка чаще всего представляет собой комбинацию лопастей, насаженных на вращающийся вал.

Лопастей мешалок могут иметь разнообразную геометрическую форму, в соответствии с которой различают основные типы мешалок (рис. 5.2): *лопастные, пропеллерные, турбинные*. Кроме этих основных мешалок, существуют другие, объединяемые в группу мешалок специального типа.

Интенсивность перемешивания мешалками для обеспечения заданной эффективности перемешивания назначается на основании опытных данных, поэтому основной задачей конструктора является подобрать тип, размеры и число оборотов мешалки, которые обеспечивали бы назначенную интенсивность перемешивания, а также определить мощность двигателя для мешалки.

Как показывает опыт, при работе мешалок различного типа в аппаратах возникают определенным образом направленные токи жидкости. Примером могут служить токи жидкости, возникающие в аппарате с лопастной мешалкой (рис. 5.3). Соответственно этому движение жидкости в аппарате с мешалкой можно рассматривать как движение жидкости по каналу, имеющему сложную геометрическую форму.

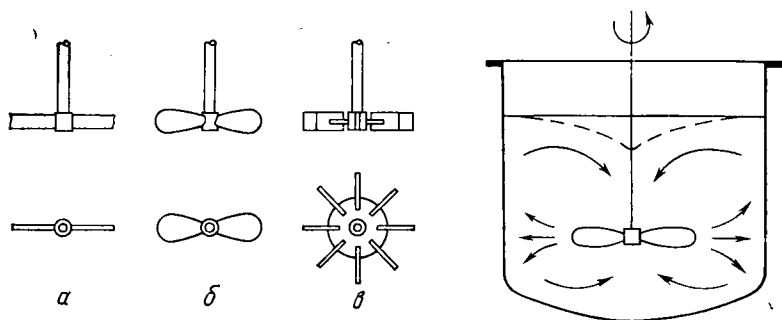


Рис. 5.2. Основные типы мешалок:
а — лопастная; б — пропеллерная; в — турбинная

Рис. 5.3. Характер токов жидкости, возникающих в аппарате с лопастной мешалкой

Опытным путем установлено, что влиянием сил тяжести на движение жидкости в условиях работы мешалок можно пренебречь.

Движение жидкости по каналам в условиях, когда влиянием сил тяжести на движение можно пренебречь, характеризуется зависимостью (2.42): $Eu = f(Re)$.

Применительно к рассматриваемому случаю перемешивания целесообразно ввести модифицированные числа Рейнольдса и Эйлера.

Если мешалка представляет собой лопасти, насаженные на вращающийся вал, то линейную скорость перемешиваемой жидкости в первом приближении можно принять пропорциональной окружной скорости мешалки:

$$\omega = k_1 \pi d n, \quad (5.3)$$

где k_1 — множитель пропорциональности; d — диаметр мешалки, м; n — частота вращения мешалки, c^{-1} .

Применительно к процессу перемешивания жидкости мешалкой число Re может быть представлено в виде

$$Re = \omega d \rho / \mu = k_1 \pi d^2 \rho n / \mu. \quad (5.4)$$

Постоянные сомножители k_1 и π у комплекса величин, выражающих число Рейнольдса, могут быть исключены, тогда получим модифицированное число Рейнольдса для случая механического перемешивания в жидкой среде:

$$Re_m = n d^2 \rho / \mu. \quad (5.5)$$

В обычном для числа Эйлера выражении (1.41) $Eu = \Delta p / \rho \omega^2$ величину Δp можно заменить на основании следующих рассуждений. Если жидкость циркулирует под действием мешалки по определенному контуру, то мощность мешалки определяется

как мощность насоса из соотношения

$$N = V_{\text{сек}} \Delta p, \quad (5.6)$$

где $V_{\text{сек}}$ — количество перемещаемой жидкости, м³/с; Δp — перепад давления, Па.

Отсюда

$$\Delta p = N/V_{\text{сек}}. \quad (5.7)$$

Секундный объем перемещаемой жидкости $V_{\text{сек}}$ можно найти, умножив объем жидкости, находящейся в аппарате, на кратность циркуляции:

$$V_{\text{сек}} = f H m, \quad (5.8)$$

где f — площадь сечения аппарата, м²; H — рабочая высота аппарата, м; m — кратность циркуляции, с⁻¹.

Выражая геометрические размеры аппарата через диаметр мешалки, имеем:

$$f = k_2 d^2; \quad (5.9) \quad H = k_3 d, \quad (5.10)$$

где k_2 и k_3 — коэффициенты пропорциональности.

Кроме того, кратность циркуляции может быть принята в первом приближении пропорциональной числу оборотов мешалки:

$$m = k_4 n, \quad (5.11)$$

а величина ω^2 в соответствии с (5.3) выразится как

$$\omega^2 = k_1^2 \pi^2 d^2 n^2 = k_5 d^2 n^2, \quad (5.12)$$

где k_1 и k_5 — коэффициенты пропорциональности.

С учетом соотношений (5.7) — (5.12) применительно к процессу перемешивания жидкости мешалкой число Эйлера может быть представлено в виде

$$Eu = N/(k_2 k_3 k_4 k_5 \rho n^3 d^6). \quad (5.13)$$

Исключая постоянные множители k_2 , k_3 , k_4 и k_5 из (5.13), получим модифицированное число Эйлера для случая механического перемешивания в жидкой среде:

$$Eu_m = N/(\rho n^3 d^6). \quad (5.14)$$

Соответственно изложенному уравнение подобия, характеризующее движение жидкости в аппарате при перемешивании мешалками, можно представить в виде

$$Eu_m = f(Re_m). \quad (5.15)$$

Многочисленные работы по изучению перемешивания мешалками, проведенные С. Я. Гзовским, П. Г. Романковым, В. В. Кафаровым, И. С. Павлушенко и др., показывают, что характер зависимости (5.15) соответствует закономерностям движения жидкости по каналу.

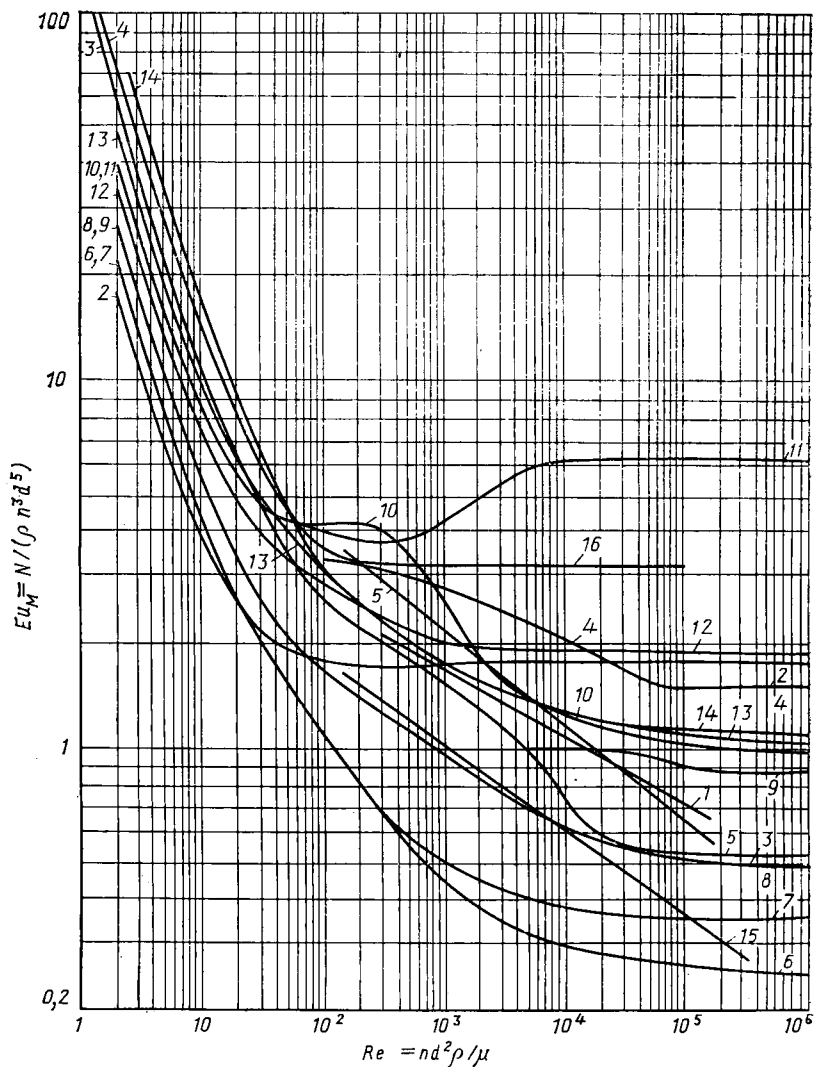


Рис. 5.4. Зависимость Eu_M от Re_M для мешалок различных типов (см. рис. 5.5).

На рис. 5.4 представлен график зависимости Eu_M от Re_M , построенный по опытным данным многих исследователей для перемешивания в жидкой среде мешалками различных типов. Характеристики мешалок, а также аппаратов, в которых проводились исследования, приведены в табл. 1 и на рис. 5.5.

График зависимостей $Eu_M = f(Re_M)$, представленный на рис. 5.4, позволяет по принятой на основании опытных данных интенсивности перемешивания подобрать методом последователь-

ных приближений тип мешалки, ее размеры и число оборотов, а также определить мощность двигателя.

Зная рабочий объем аппарата V_p и принятую на основании опытных данных интенсивность перемешивания j , $\text{Н} \cdot \text{м}/(\text{м}^3 \cdot \text{с})$, определяют мощность, потребляемую мешалкой:

$$N = jV_p. \quad (5.16)$$

Далее предварительно выбирают тип мешалки, ее размеры и число оборотов. Для достижения наибольшей эффективности перемешивания необходимо обеспечить постоянство интенсивности перемешивания для всех зон рабочего объема, исключая образование в аппарате застойных зон. Поэтому выбор типа и параметров мешалки основывается на тщательном анализе опыта работы мешалки в условиях, аналогичных заданным, с использованием имеющихся рекомендаций по соотношениям размеров мешалки и аппарата.

По предварительно выбранным параметрам мешалки находят число $Eu_m = N/(\rho n^3 d^5)$. Зная Eu_m , для выбранного типа мешалки находят Re_m , пользуясь графиком на рис. 5.4. По значе-

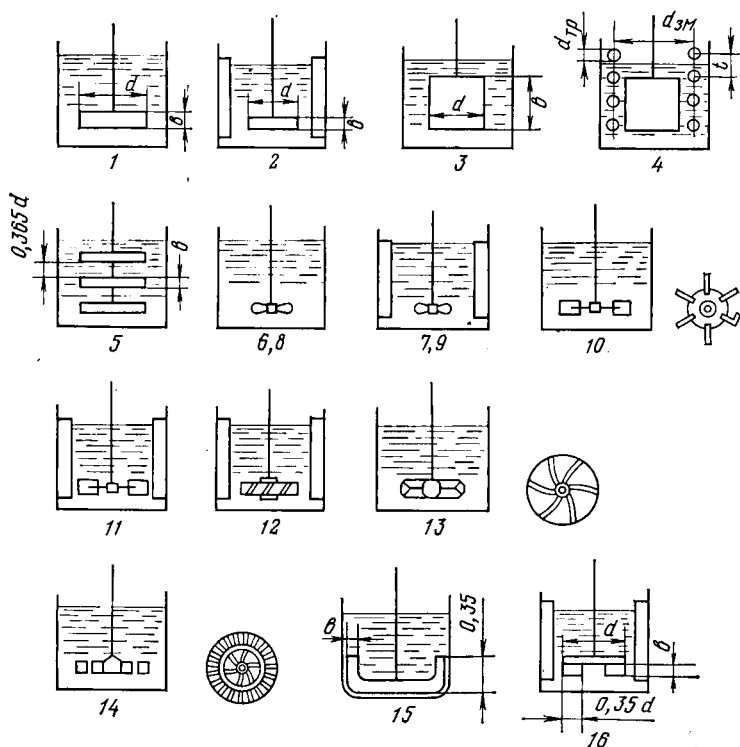


Рис. 5.5. Аппараты с мешалками, для которых на рис. 5.4 даны кривые зависимости $Eu_m = f(Re_m)$

Таблица 1. Характеристики мешалок и аппаратов, для которых на рис. 5.4 даны кривые зависимости $E_{цм} = f(Re_m)$

(d — диаметр мешалки; D — диаметр аппарата; H — высота слоя жидкости в аппарате; b — ширина лопасти мешалки; S — шаг винта; l — длина лопасти)

№ кривой на рис. 5.4	Тип мешалки	Характеристика мешалки				Характеристика сосуда
		D/d	H/D	b/d	S/d	
1	Двухлопастная	3	1	0,25	—	Без перегородок
2	»	3	1	0,167	—	С четырьмя перегородками шириной 0,1 D
3	»	2	1	0,885	—	Без перегородок
4	»	2	1	0,885	—	Со змеевиком $d_{зм} = 1,9 d$, $d_{тр} = 0,066 d$, $t = 0,12 d$
5	Шестилопастная	1,11	1	0,066	—	Без перегородок
6	Пропеллерная	3	1	—	1	»
7	»	3	1	—	1	С четырьмя перегородками шириной 0,1 D
8	»	3	1	—	2	Без перегородок
9	»	3	1	—	2	С четырьмя перегородками шириной 0,1 D
10	Открытая турбинная с шестью плоскими лопатками	3	1	0,2 $l/d = 0,25$	—	Без перегородок
11	Открытая турбинная с шестью плоскими лопатками	3	1	0,2 $l/d = 0,25$	—	С четырьмя перегородками шириной 0,1 D
12	Открытая турбинная с восемью плоскими наклонными лопатками	3	1	0,125	—	То же
13	Закрытая турбинная с шестью лопатками	3	1	—	—	Без перегородок
14	Закрытая турбинная с шестью лопатками и направляющим аппаратом с двадцатью лопатками	3	1	—	—	То же
15	Якорная	1,11	1	0,066	—	»
16	Дисковая с шестью лопатками	2,5	1	0,1	—	С четырьмя перегородками шириной 0,1 D

нию Re_m определяют число оборотов мешалки:

$$n = Re_m \mu / (d^2 \rho). \quad (5.17)$$

Если найденное из соотношения (5.17) число оборотов мешалки окажется меньше (больше), чем предварительно принятое, то последнее увеличивают (или соответственно уменьшают). Расчет проводят до совпадения предварительно принятого числа оборотов мешалки с найденным из соотношения (5.17).

Если найденное в результате такого расчета число оборотов мешалки представляется целесообразным увеличить (уменьшить), то для этого уменьшают (соответственно увеличивают) предварительно принятый диаметр мешалки.

Следует отметить, что при одних и тех же диаметрах и числах оборотов мешалок наименьшую мощность потребляет пропеллерная мешалка, соответствующая кривой 6 на рис. 5.4. Эта кривая расположена в нижней части графика. При необходимости подбирать мешалку минимальных размеров конструктор должен останавливаться на типах мешалок, соответствующих кривым, расположенным в верхней части графика.

Мощность (в кВт) двигателя мешалки определяют по формуле

$$N_d = N/102\eta, \quad (5.18)$$

где η — коэффициент полезного действия привода.

Энергию (в кВт·ч), расходуемую на перемешивание мешалкой, определяют в зависимости от заданной продолжительности перемешивания τ :

$$E = N_d \tau. \quad (5.19)$$

Из установленных закономерностей следует, что мощность, потребляемая мешалкой при перемешивании, при прочих равных условиях пропорциональна кубу числа оборотов мешалки и пятой степени диаметра лопастей и увеличивается с ростом плотности и вязкости перемешиваемой жидкости.

На потребляемую мешалкой мощность существенно влияют форма аппарата, в котором размещается мешалка, и расположение мешалки в аппарате. Для аппаратов, форма которых отличается от цилиндрической, а также при размещении мешалок эксцентрично или наклонно к оси аппарата потребляемая при перемешивании мощность возрастает. К увеличению потребляемой мощности приводит и размещение в аппаратах с мешалками перегородок, нагревательных змеевиков и т. п.

Различают рабочий и пусковой периоды работы мешалок. Мощности в рабочем и пусковом периодах неодинаковы. Для пускового периода, на протяжении которого энергия расходуется не только на преодоление сил трения, но и на преодоление инерции приводимых в движение подвижных частей и самой жидкости, потребляемая мешалкой мощность больше.

Точное определение соотношения между рабочей и пусковой мощностями теоретическим путем в настоящее время считается невозможным. Многочисленные опыты, проведенные с различными мешалками, показывают, что в период пуска усилия, действующие на лопасти мешалки со стороны жидкости, возрастают в 2,5—4,5 раза по сравнению с усилиями при установившемся режиме в рабочем периоде. Поэтому требуется применение асинхронных электродвигателей с контактными кольцами, которые при включении в цепь ротора добавочного

сопротивления допускают кратковременную перегрузку на 200—300%. Эти электродвигатели можно подбирать к мешалкам по рабочей мощности.

5.2. КОНСТРУКЦИИ МЕШАЛОК

По конструктивным особенностям механические мешалки делят на *лопастные, пропеллерные, турбинные и специальные*; по расположению вала — на *вертикальные, горизонтальные и наклонные*.

Лопастные мешалки. Рабочим органом лопастных мешалок являются лопасти различной конфигурации. На рис. 5.6 показаны вертикальные лопастные мешалки. На вертикальном валу перпендикулярно к нему установлено несколько рядов плоских лопастей. Вал приводится во вращение от электродвигателя через зубчатую или червячную передачу. При работе мешалки окружная скорость конца лопасти равна 1—5 м/с. Диаметр лопастей составляет обычно 0,3—0,8 диаметра аппарата. Ширину лопастей выбирают в пределах 0,1—0,25 диаметра лопастей.

Для перемешивания суспензий, содержащих твердые частицы, скорость осаждения которых невелика, применяют лопастные мешалки с наклонными (к плоскости вращения) лопастями. При работе таких мешалок усиливаются вертикальные токи жидкости, что способствует подъему твердых частиц со дна аппарата.

При перемешивании лопастными мешалками весьма густых жидкостей основная масса жидкости вращается вместе с лопастями, при этом эффективность перемешивания очень незначительна. Для устранения этого отрицательного явления в корпусе аппарата устанавливают «режущие» приспособления — неподвижные перегородки (рис. 5.6, б). Такие перегородки

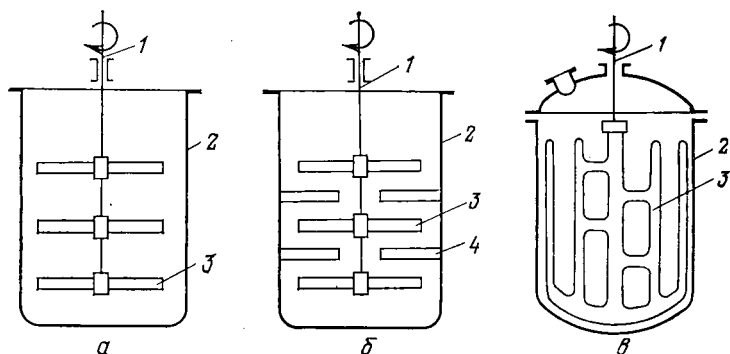
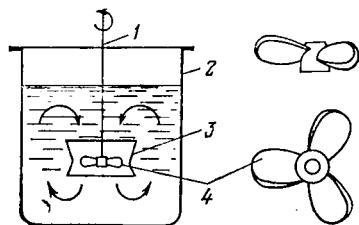


Рис. 5.6. Типы лопастных мешалок:

а — для суспензий; *б* — для весьма густых жидкостей; *в* — для вязких сред (якорная);
1 — вал; 2 — корпус аппарата; 3 — лопасти; 4 — неподвижные перегородки

Рис. 5.7. Трехлопастная пропеллерная мешалка с диффузором:

1 — вал; 2 — корпус аппарата; 3 — диффузор; 4 — трехлопастный пропеллер



устанавливаются также при использовании быстроходных перемешивающих устройств для предотвращения образования воронки на поверхности жидкости. Перегородки могут иметь различную конструкцию, но чаще представляют собой неподвижные прямоугольные пластины шириной 0,05—0,1 диаметра аппарата, закрепляемые у его стенок в вертикальном положении.

Перегородки усиливают турбулизацию потока, улучшая условия перемешивания. Однако следует учитывать, что при установке их значительно возрастает потребление энергии и что при значительной вязкости жидкости перегородки могут способствовать образованию застойных зон.

Для равномерной интенсивности перемешивания применяют рамные мешалки, рабочий орган которых выполняется в виде комбинации вертикальных, горизонтальных и наклонных лопастей. Недостаток этих мешалок — весьма большой расход энергии. Для перемешивания вязких сред, когда требуется очистка стенок аппарата от налипающей среды, применяют якорные мешалки (рис. 5.6, в). Форма лопасти якорной мешалки строго соответствует контуру стенок аппарата. Зазор между лопастью и стенкой аппарата не превышает 5—8 мм.

Лопастные мешалки широко применяются для интенсификации тепловых, диффузионных и химических процессов, а также при растворении различных веществ и приготовлении эмульсий и суспензий. Лопастные мешалки отличаются простотой устройства и низкой стоимостью изготовления, обеспечивая при этом хорошее перемешивание жидкостей. Применение лопастных мешалок малоэффективно для приготовления эмульсий из жидкостей, значительно отличающихся по удельному весу.

Пропеллерные мешалки. Перемешивающим органом этих мешалок является пропеллер (двух-, трех- или четырехлопастный), по форме похожий на судовой гребной винт (рис. 5.7). Лопасти пропеллера имеют постепенно изменяющийся наклон от 45° у ступицы до $21\text{--}22^\circ$ на конце лопасти. Диаметр лопастей не превышает 0,25—0,33 диаметра аппарата.

В простейшей пропеллерной мешалке на конце вертикального вала закреплен один пропеллер. Во время работы мешалки при обычных окружных скоростях конца лопастей пропеллера 5—10 м/с возникают интенсивные вертикальные токи жидкости. Один пропеллер обеспечивает интенсивное переме-

шивание жидкости в зоне высотой, равной диаметру аппарата. Если рабочая высота аппарата превышает его диаметр, то на вертикальном валу устанавливают несколько пропеллеров; при этом их число определяется отношением рабочей высоты аппарата к диаметру.

Для осуществления процессов, требующих усиленных вертикальных токов жидкости, в аппаратах устанавливают диффузор 3 — короткую цилиндрическую или коническую обечайку. Пропеллер 4 помещают внутри диффузора.

Применение пропеллерных мешалок эффективно в процессах получения суспензий, а также при перемешивании вязких жидкостей.

По сравнению с лопастными пропеллерные мешалки работают с большими скоростями вращения и благодаря этому их монтируют с приводом непосредственно от электродвигателя (без редуктора), однако изготовление их значительно сложнее и стоимость выше.

Турбинные мешалки. Эти мешалки получили свое название по перемешивающему устройству — турбинкам. Турбинки (рис. 5.8) бывают открытые с прямыми, наклонными или криволинейными лопатками, и закрытые с каналами.

Открытые турбинки представляют собой по существу развинутую конструкцию лопастных мешалок.

Закрытые турбинки обычно устанавливают внутри неподвижного направляющего аппарата, который представляет собой два кольца, соединенных изогнутыми лопатками.

Диаметр турбинок составляет обычно 0,25—0,33 диаметра аппарата. Окружная скорость конца лопаток может достигать 3—14 м/с.

Турбинные мешалки применяют для перемешивания вязких жидкостей, для получения суспензий с крупными твердыми частицами, а также для эмульгирования. Следует отметить слож-

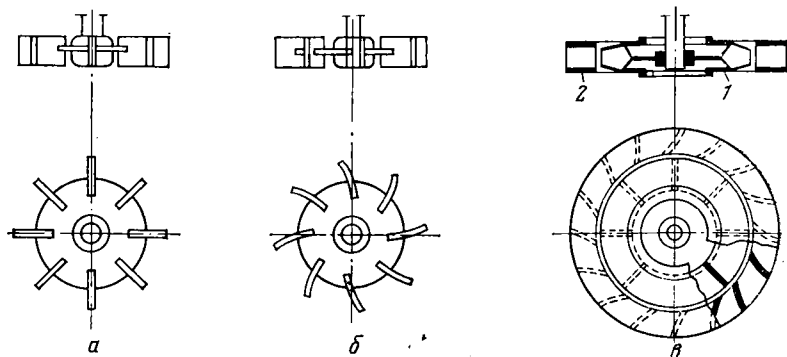


Рис. 5.8. Типы турбинок:

а — открытая с прямыми радиальными лопатками; *б* — открытая с криволинейными лопатками; *в* — закрытая с направляющим аппаратом; *1* — закрытая турбинка; *2* — направляющий аппарат

ность изготовления турбинных мешалок и их высокую стоимость.

Специальные мешалки. Кроме описанных мешалок, в некоторых случаях применяют специальные мешалки различных конструкций, например дисковые и барабанные.

Дисковая мешалка представляет собой сплошной плоский или сужающийся к периферии диск. Обычно на вертикальном валу устанавливается несколько таких дисков диаметром 0,1—0,15 диаметра аппарата. Окружная скорость равна 5—35 м/с. Эти мешалки применяются при непрерывной экстракции для перемешивания частиц твердых материалов с вязкими жидкостями, для дезинтегрирования волокнистых веществ, для приготовления эмульсий.

Барабанная мешалка представляет собой лопастный барабан типа беличьего колеса. Барабанные мешалки применяют для приготовления суспензий (с частицами большой плотности) и эмульсий, а также для перемешивания при взаимодействии газа с жидкостью.

5.3. ПСЕВДООЖИЖЕНИЕ ТВЕРДОГО ЗЕРНИСТОГО МАТЕРИАЛА

В последние десятилетия большое промышленное значение приобрели процессы взаимодействия газов и жидкостей с твердыми зернистыми и пылевидными материалами, при проведении которых твердые частицы приобретают подвижность друг относительно друга за счет обмена энергией с псевдоожижающим потоком. Такое состояние твердых частиц получило название «*псевдоожиженный слой*» вследствие внешнего сходства с поведением обычной капельной жидкости: псевдоожиженный слой принимает форму вмещающего его аппарата, поверхность псевдоожиженного слоя (без учета всплесков) горизонтальна. Одновременно обнаруживаются и другие свойства, аналогичные свойствам жидкости — текучесть, «вязкость» и поверхностное натяжение. Тела, имеющие меньшую плотность, чем псевдоожиженный слой, всплывают в нем, а большую — тонут.

Широкое внедрение техники псевдоожижения в промышленную практику обусловлено рядом положительных факторов. Твердые частицы в псевдоожиженном состоянии вследствие текучести можно перемещать по трубам, что позволяет многие периодические процессы осуществлять непрерывно. Особенно выгодно применение псевдоожиженного слоя для процессов, скорость которых определяется термическим или диффузионным сопротивлениями в газовой фазе. Эти сопротивления в условиях псевдоожижения уменьшаются в десятки, а иногда и в сотни раз, а скорость процессов соответственно увеличивается.

Благодаря интенсивному перемешиванию твердых частиц в псевдоожиженном слое практически выравнивается поле

температур, устраняется возможность значительных локальных перегревов и связанных с этим нарушений в протекании ряда технологических процессов.

Наряду с достоинствами, псевдоожигенному слою свойственны и некоторые недостатки. Так, вызванное интенсивным перемешиванием твердых частиц выравнивание температур и концентраций в слое приводит к уменьшению движущей силы процесса. Возможность проскока значительных количеств газа без достаточного контакта с твердыми частицами уменьшает выход целевого продукта. Отрицательными факторами следует считать износ самих твердых частиц, эрозию аппаратуры, возникновение значительных зарядов статического электричества, необходимость установки мощных газоочистительных устройств. Некоторые из перечисленных недостатков могут быть устранены рациональной конструкцией аппаратов.

Процессы, в которых используется псевдоожигение твердых частиц, нашли широкое применение в различных отраслях промышленности. К ним относятся:

1) химические процессы (каталитический крекинг нефтепродуктов, многочисленные гетерогенные каталитические реакции, газификация топлив, обжиг сульфидных руд и др.);

2) физические и физико-химические процессы (сушка мелкозернистых, пастообразных и жидких материалов, рудных концентратов, сублимационная очистка веществ, растворение и кристаллизация солей, адсорбционная очистка газов, термическая обработка металлов, нагрев и охлаждение газов и др.);

3) механические процессы (обогащение, классификация, гранулирование, смешение и транспортировка зернистых и пылевидных материалов).

Гидродинамическая сущность процесса псевдоожигения заключается в следующем. Если через слой твердых частиц, расположенный на поддерживающей перфорированной решетке аппарата, проходит поток псевдоожигающего агента (газа или жидкости), то состояние слоя оказывается различным в зависимости от скорости этого потока.

При плавном увеличении скорости потока от 0 до некоторого первого критического значения происходит обычный процесс фильтрования, при котором твердые частицы неподвижны (рис. 5.9, *а*). На графике процесса псевдоожигения, называемом кривой псевдоожигения и выражающем зависимость перепада статического давления в слое зернистого и пылевидного материалов от скорости псевдоожигающего агента (рис. 5.10, *а*), процессу фильтрации соответствует восходящая ветвь *ОА*.

В случае малого размера частиц и невысоких скоростей фильтрации псевдоожигающего агента режим его движения в слое ламинарный, и ветвь *ОА* прямолинейна. В слое крупных частиц при достаточно высоких скоростях псевдоожигающего агента перепад давления может расти нелинейно с увеличением скорости (переходный и турбулентный режимы).

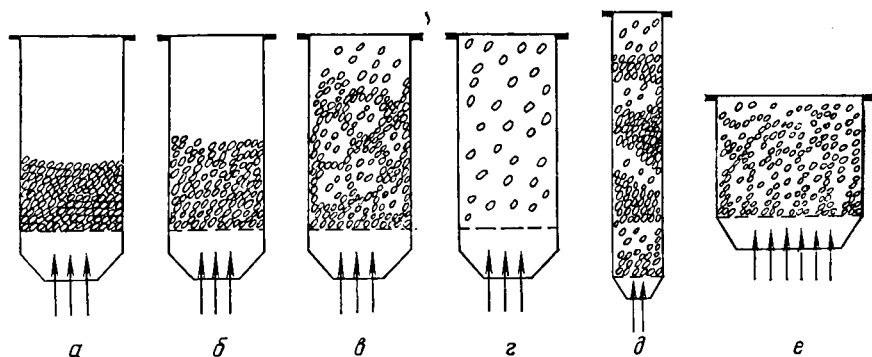


Рис. 5.9. Различные состояния слоя зернистого материала при прохождении через него потока газа (жидкости):

a — неподвижный слой (режим фильтрации); *б* — однородный псевдооживленный слой при $W > W_{\text{пс}}$; *в* — неоднородный псевдооживленный слой; *г* — унос твердых частиц; *д* — псевдооживленный слой с поршнеобразованием; *е* — псевдооживленный слой с каналообразованием

Переход от режима фильтрации к состоянию псевдооживления соответствует на кривой псевдооживления критической скорости псевдооживляющего агента $W_{\text{пс}}$ (точка *A*, рис. 5.10, *a*), называемой *скоростью начала псевдооживления*. В момент начала псевдооживления масса зернистого и пылевидного материалов, приходящаяся на единицу площади поперечного сечения аппарата, уравнивается силой гидравлического сопротивления слоя

$$\Delta p_{\text{сл}} = G_{\text{сл}} g / f, \quad (5.20)$$

где $G_{\text{сл}}$ — масса материала в слое; f — поперечное сечение аппарата с псевдооживленным слоем.

С учетом архимедовых сил, действующих на частицы слоя, выражение (5.20) можно представить в виде

$$\Delta p_{\text{сл}} = g (\rho - \rho_0) (1 - \varepsilon_0) h_0, \quad (5.21)$$

где h_0 — высота неподвижного слоя; ρ и ρ_0 — плотности твердых частиц и псевдооживляющего агента; ε_0 — порозность неподвижного слоя, т. е. относительный объем пустот в неподвижном слое: $\varepsilon_0 = (V_0 - V) / V_0$, где V_0 и V — объем неподвижного слоя и объем частиц.

При скорости начала псевдооживления и выше сопротивление слоя $\Delta p_{\text{сл}}$ сохраняет практически постоянное значение и зависимость $\Delta p = f(W)$ выражается прямой *AB*, параллельной оси абсцисс (рис. 5.10, *a*). Это объясняется тем, что с ростом скорости псевдооживляющего агента контакт между частицами уменьшается и они получают большую возможность хаотического перемешивания по всем направлениям. При этом возрастает среднее расстояние (просветы) между частицами, т. е. увеличивается порозность слоя ε и, следовательно, его высота h . Так как перепад давления в псевдооживленном слое $\Delta p_{\text{сл}}$ оста-

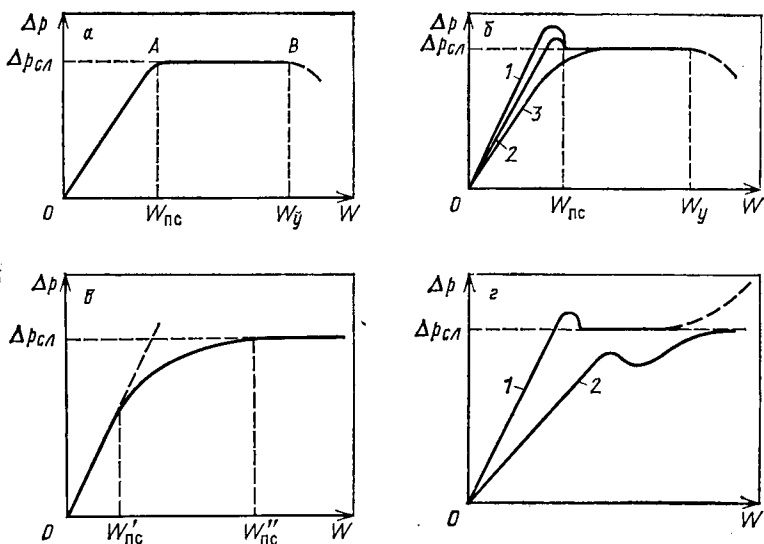


Рис. 5.10. Изменение перепада давления в слое зернистого материала в зависимости от скорости газового (жидкостного) потока, проходящего через слой: а — кривая идеального псевдоожигения; б — реальные кривые псевдоожигения; в — кривая псевдоожигения полидисперсного материала; г — кривые псевдоожигения для слоя с поршнеобразованием (кривая 1) и с каналообразованием (кривая 2)

ется практически постоянным, высоту такого расширившегося слоя можно определить из условия (5.21):

$$\Delta p_{\text{сл}} = g(\rho - \rho_0)(1 - \varepsilon_0)h_0 = g(\rho - \rho_0)(1 - \varepsilon_0)h,$$

откуда

$$h = h_0(1 - \varepsilon_0)/(1 - \varepsilon). \quad (5.22)$$

В зависимости от свойств псевдоожигающего агента и его скорости можно наблюдать несколько стадий процесса псевдоожигения. При скоростях псевдоожигающего агента, незначительно превышающих $W_{\text{пс}}$, т. е. при $W \geq W_{\text{пс}}$, наблюдается так называемое *однородное («спокойное») псевдоожигение* (рис. 5.9, б). Однородное псевдоожигение для значительного диапазона скоростей наблюдается также при псевдоожигении зернистых материалов каплевыми жидкостями (ρ и ρ_0 одного порядка).

По мере роста скорости при псевдоожигении газом в слое образуются компактные массы газа («пузыри», «каверны»), и у поверхности возникают всплески твердых частиц. При этом наблюдаются значительные пульсации статического и динамического напора псевдоожигающего агента. Такой характер гидродинамики слоя называют *неоднородным псевдоожигением* (рис. 5.9, в).

Наконец, при достижении некоторого второго критического значения скорости W_y , называемой *скоростью уноса*, твердые

частицы начинают выноситься из слоя (рис. 5.9, *г*), и их количество в аппарате уменьшается. Порозность такого слоя стремится к 1, и сопротивление слоя правее точки *В* (рис. 5.10, *а*) также падает.

Рассмотренный график *ОАВ* (рис. 5.10, *а*) называют *кривой идеального псевдооживления*.

На практике действительная кривая псевдооживления (рис. 5.10, *б*) отличается от идеальной (рис. 5.10, *а*). Крутизна восходящей ветви реальной кривой псевдооживления определяется плотностью первоначальной упаковки (засыпки) твердых частиц: при более плотной упаковке сопротивление слоя несколько выше и восходящая ветвь идет круче (рис. 5.10, *б*, кривая 1), при более рыхлой — полого (рис. 5.10, *б*, кривая 2). В момент перехода слоя в псевдооживленное состояние наблюдается пик давления, обусловленный необходимостью затраты дополнительной энергии на преодоление сил сцепления. Величина пика давления определяется плотностью первоначальной упаковки частиц, их формой и состоянием поверхности.

При постепенном уменьшении скорости псевдооживающего агента и переходе слоя от псевдооживленного состояния к неподвижному кривая 3 располагается ниже кривых 1 и 2 (рис. 5.10, *б*), что соответствует более рыхлой структуре неподвижного слоя для этого случая.

Для полидисперсных материалов, как правило, наблюдается переходный диапазон скоростей между режимами фильтрации и псевдооживления (рис. 5.10, *в*). Вначале при некоторой скорости $W'_{\text{пс}}$ приходят в движение наиболее мелкие частицы. По мере приближения к скорости $W''_{\text{пс}}$ все большее число частиц переходит во взвешенное состояние, и наступает полное псевдооживление.

В реальных условиях поведение слоя во многом зависит от конструктивных особенностей аппаратов. Так, в аппаратах с большим отношением h/D (т. е. в узких и высоких аппаратах) пузыри газа, сливаясь по мере подъема, могут образовать сплошные газовые «пробки», перемещающиеся с движущимися «поршнями» псевдооживленного зернистого материала (рис. 5.9, *д*). Сопротивление слоя при этом начинает превышать расчетное значение $\Delta p_{\text{сл}}$, определяемое равенством (5.20) (см. рис. 5.10, *г*, кривая 1).

При малых отношениях h/D и при наибольших скоростях псевдооживающего агента в аппаратах с перфорированными газораспределительными решетками могут возникать сквозные каналы, по которым устремляется основная часть газового потока — *слой с каналобразованием* (рис. 5.9, *е*). При этом в слое твердых частиц образуются застойные зоны, и общее сопротивление слоя оказывается меньше расчетной величины, определяемой уравнением (5.20) (см. рис. 5.10, *г*, кривая 2).

В инженерных расчетах и научных исследованиях очень важно умение оценить пределы существования псевдооживлен-

ного слоя $W_{\text{пс}} - W_y$, т. е. определить величины $W_{\text{пс}}$ и W_y . Для определения $W_{\text{пс}}$ существует достаточно большое число полуэмпирических и теоретических зависимостей, предложенных различными авторами.

В случае монодисперсного слоя сферических частиц можно воспользоваться зависимостью О. М. Тодеса с сотр., полученной преобразованием формулы (5.21) и подстановкой в нее универсальной зависимости для сопротивления неподвижного слоя сферических частиц в широком диапазоне скоростей (при выводе формулы порозность слоя неподвижных сферических частиц принимали равной 0,4):

$$\text{Re}_{\text{пс}} = \frac{\text{Ar}}{1400 + 5,22 \sqrt{\text{Ar}}}, \quad (5.23)$$

где $\text{Re}_{\text{пс}} = W_{\text{пс}} d / \nu$ — число Рейнольдса; $\text{Ar} = g d^3 / \nu^2 (\rho - \rho_0 / \rho)$ — число Архимеда; $W_{\text{пс}}$ — скорость начала псевдооживления, отнесенная к полному сечению аппарата; d — диаметр сферических частиц.

Зависимость (5.23) дает возможность оценить с точностью $\pm 20\%$ величину $W_{\text{пс}}$:

$$W_{\text{пс}} = \text{Re}_{\text{пс}} \nu / d. \quad (5.24)$$

Для частиц несферической формы скорость начала псевдооживления находят с учетом фактора формы, являющегося отношением поверхности шара $S_{\text{ш}}$, объем которого равен объему частицы $V_{\text{ч}}$, к фактической поверхности частицы $S_{\text{ч}}$:

$$\Phi = \frac{S_{\text{ш}}}{S_{\text{ч}}} = \frac{\pi d^2}{S_{\text{ч}}} = \frac{\pi}{S_{\text{ч}}} \left(\frac{6}{\pi} V_{\text{ч}} \right)^{2/3} = 4,87 \frac{V_{\text{ч}}^{2/3}}{S_{\text{ч}}}. \quad (5.25)$$

Величина Φ может быть рассчитана по формуле (5.25) или взята по таблицам лишь в случае одинаковой формы всех частиц слоя. Для слоя частиц переменной формы необходимо экспериментальное определение величины Φ .

Верхняя граница псевдооживленного состояния соответствует скорости свободного витания одиночных частиц ($\varepsilon \approx 1$). Очевидно, что при скорости потока, превосходящей скорость витания, т. е. при $W_y \geq W_{\text{вит}}$, будет происходить вынос частиц из слоя зернистого материала или так называемый пневмотранспорт.

Скорость витания $W_{\text{вит}}$ можно приближенно определить, воспользовавшись формулой О. М. Тодеса с сотр.:

$$\text{Re}_{\text{вит}} = \text{Ar} / (18 + 0,61 \sqrt{\text{Ar}}). \quad (5.26)$$

Здесь

$$\text{Re}_{\text{вит}} = W_{\text{вит}} d / \nu, \quad \text{откуда} \quad W_{\text{вит}} = \text{Re}_{\text{вит}} \nu / d. \quad (5.27)$$

Метод псевдооживления широко применяют в различных отраслях промышленности. Разработаны многочисленные варианты аппаратов с псевдооживленным слоем, учитывающие специфические особенности взаимодействующих веществ, требова-

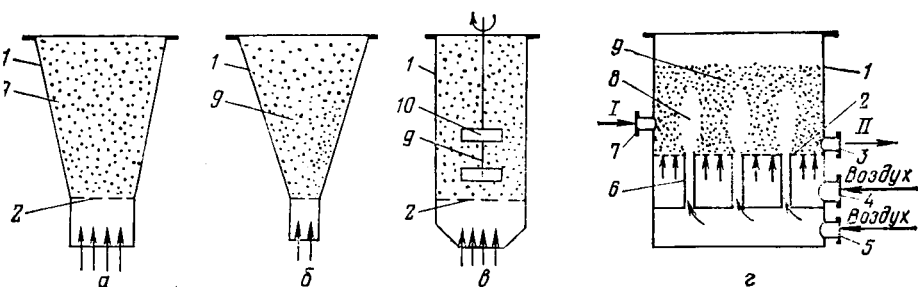


Рис. 5.11. Варианты конструктивного оформления аппарата с псевдооживленным слоем:

а — конический аппарат с псевдооживленным слоем; б — конический аппарат с фонтанирующим слоем; в — аппарат с газомеханическим псевдооживлением; г — аппарат с активными струями; 1 — корпус; 2 — решетка; 3—5, 7 — штуцеры; 6 — сопло; 8 — активная струя; 9 — псевдооживленный слой; 10 — мешалка; 11 — гранулы

ния к качеству получаемых продуктов и технологические условия протекания процессов.

Наряду с обычными цилиндрическими аппаратами (рис. 5.9) нашли широкое применение конические аппараты (рис. 5.11, а), в которых скорость псевдооживляющего агента уменьшается при движении снизу вверх, что позволяет работать с полидисперсными материалами; кроме того, значительная скорость псевдооживляющего агента внизу аппарата дает возможность иногда работать без поддерживающей решетки, что особенно важно для высокотемпературных процессов, агрессивных сред, а также при использовании комкующихся и слипающихся материалов.

При подводе газа через небольшое отверстие внизу аппарата и значительном угле конусности входящая струя псевдооживляющего агента может оторваться от стенок аппарата и образовать сплошной канал, по которому движется поток газовзвеси, образуя над поверхностью слоя фонтаны твердых частиц. Такой слой называют *фонтанирующим* (рис. 5.11, б). Для аппаратов с фонтанирующим слоем, как и для большинства конических аппаратов, характерно наличие интенсивной циркуляции твердых частиц от центра потока к периферии и сползание вдоль стенок к устью конуса.

Аппараты переменного (конусного) сечения могут использоваться также в тех случаях, когда в ходе процесса происходит значительное изменение объемов газообразных продуктов. Переменное сечение аппаратов в этом случае необходимо для поддержания одинакового гидравлического режима по высоте аппарата.

При псевдооживлении очень мелких частиц (25—40 мкм), обладающих большой склонностью к электризации, агломерации и слипанию, с целью разрушения застойных зон и улучшения перемешивания зернистого материала используют дополни-

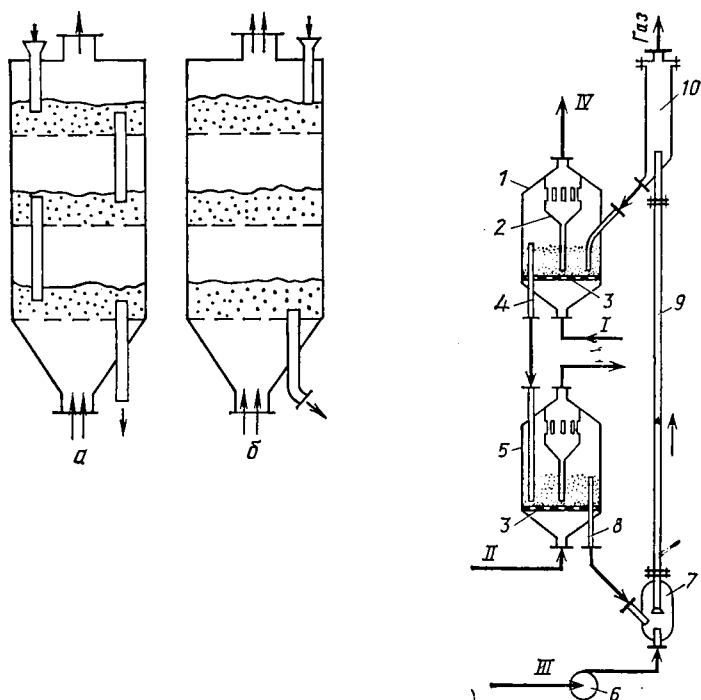


Рис. 5.12. Основные типы секционированных аппаратов с псевдоожиженным слоем:

a — с переточными устройствами типа переливных труб; *б* — с провальными тарелками

Рис. 5.13. Схема установки каталитического крекинга нефтепродуктов:

1 — реактор установки каталитического крекинга нефтепродуктов; 2 — пылеотделитель; 3 — распределительная решетка; 4, 8 — патрубки; 5 — регенератор; 6 — воздуходувка; 7 — питатель; 9 — трубопровод системы пневмотранспорта; 10 — бункер-сепаратор; I — исходные продукты; II — регенерирующий газ; III — транспортирующий газ; IV — конечные продукты

тельный ввод в слой механической энергии посредством различного рода перемешивающих устройств и вибраторов (газо-механическое псевдоожижение) (рис. 5.11, *в*).

В последнее время получили распространение аппараты с псевдоожиженным слоем типа АС (активные струи), которые применяют для проведения химических превращений, смешения сыпучих материалов, осуществления совмещенных процессов сушки и грануляции (рис. 5.11, *г*). Гранулы высушиваемого материала находятся в псевдоожиженном состоянии на решетке 2, под которую через штуцер 4 подается воздух при температуре $\approx 300^\circ\text{C}$. В псевдоожиженный слой с большой скоростью ($5 \div 10 W_{\text{вит}}$) через сопла 6 подается в виде струй воздух при температуре $\approx 500^\circ\text{C}$. Высушиваемый материал вводится в слой через штуцер 7 в виде суспензии, которая распределяется по поверхности гранул и, высушиваясь, обеспечивает их рост.

На струи расходуется 8—20% от общего количества высушивающего воздуха. Активные струи обеспечивают хорошее перемешивание слоя и предотвращают слипание гранул.

Аппараты с псевдоожиженным слоем, как и все технологические аппараты, могут быть периодического и непрерывного действия. В периодически действующих аппаратах твердые частицы не выводятся до полной отработки. В аппаратах непрерывного действия осуществляется противоток зернистого материала, т. е. происходит постоянный вывод отработанных твердых частиц и замена их свежим зернистым материалом.

В тех случаях, когда необходимо получить противоток зернистого материала и псевдоожижающего агента в аппаратах непрерывного действия, применяют последовательное секционирование с получением каскада последовательно расположенных псевдоожиженных слоев. В таких секциях твердая фаза переходит с верхних слоев на нижние под действием силы тяжести либо через специальные перетоки, либо — при секционировании провальными тарелками — через отверстия тарелок, живое сечение которых принимают в пределах 15—30% (рис. 5.12).

В качестве примера рассмотрим установку каталитического крекинга нефтепродуктов. Принципиальная схема установки представлена на рис. 5.13. В реакторе 1 находится катализатор — зернистый материал. Под распределительную решетку 3 реактора через патрубок вводятся газообразные или парообразные продукты. Скорость потока этих продуктов обеспечивает псевдоожижение слоя катализатора. На катализаторе происходит превращение исходных продуктов; конечные продукты процесса проходят через центробежный пылеотделитель 2 и удаляются из реактора через верхний патрубок. В порах катализатора накапливаются отложения загрязняющих веществ (смолы, кокса и т. д.), поэтому катализатор непрерывно отводится через патрубок 4 на регенерацию в регенератор 5, который устроен аналогично реактору 1. Здесь через катализатор пропускается поток воздуха, в котором сгорает кокс в порах катализатора. Регенерированный катализатор непрерывно отводится из регенератора через патрубок 8 в питатель 7 пневмотранспортной системы. В питателе частицы катализатора подхватываются транспортирующим газом и в виде взвеси подаются по пневмотранспортной трубе 9 в бункер-сепаратор 10. В этом аппарате в результате уменьшения скорости потока газа частицы катализатора осаждаются и пересыпаются в реактор 1; освобожденный от твердых частиц транспортирующий газ удаляется из бункера-сепаратора 10 через верхний патрубок.

Аналогичные этой установке аппаратные агрегаты используются для проведения процессов адсорбции, десорбции, нагревания, охлаждения и т. п.

ОСНОВЫ ТЕПЛОПЕРЕНОСА

6.1. ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА ТЕПЛОВЫХ ПРОЦЕССОВ

Технологические процессы, скорость протекания которых определяется скоростью подвода или отвода тепла, называют *тепловыми*, а аппараты, предназначенные для проведения этих процессов, — *теплообменными*, или *теплоиспользующими*.

К тепловым процессам относятся нагревание, охлаждение, конденсация, испарение. *Нагревание* — повышение температуры перерабатываемых материалов путем подвода к ним тепла. *Охлаждение* — понижение температуры перерабатываемых материалов путем отвода от них тепла. *Конденсация* — сжижение паров какого-либо вещества путем отвода от них тепла. *Испарение* — перевод в парообразное состояние какой-либо жидкости путем подвода к ней тепла. Частным случаем испарения является весьма широко распространенный в химической технике процесс *выпаривания* — концентрирования при кипении растворов твердых нелетучих веществ путем удаления жидкого летучего растворителя в виде паров.

В тепловых процессах взаимодействуют не менее чем две среды с различными температурами; при этом тепло передается самопроизвольно (без затраты энергии) только от среды с более высокой температурой (называемой *теплоносителем*) к среде с более низкой температурой (называемой *холодильным агентом*, или *хладоагентом*).

В химической технике приходится осуществлять тепловые процессы при различных температурах — от близких к абсолютному нулю до равных нескольким тысячам градусов. Для каждого конкретного процесса, протекающего в определенном интервале температур, подбирают наиболее подходящие *теплоносители* и *хладоагенты*, которые должны быть химически стойкими в рабочих условиях и легко транспортируемыми по трубам, но не должны образовывать отложений на стенках аппаратов и вызывать коррозию аппаратуры.

Наиболее распространенные в химической технологии *теплоносители* и *хладоагенты*, а также условия их применения приведены в табл. 2.

Основная характеристика любого теплового процесса — количество передаваемого тепла: от этой величины зависят размеры теплообменных аппаратов. Основным размером теплообменного аппарата является *теплопередающая поверхность* (*поверхность теплообмена*).

Таблица 2. Наиболее распространенные теплоносители (хладоагенты)

Теплоносители (хладоагенты)	Рабочие условия	
	температура, °C	давление, МПа
Гелий	До -272	До 0,1
Водород	До -257	До 1
Азот, кислород, воздух	До -210	До 20
Метан	От -100 до -160	До 4
Этан, этилен, фреоны	От -70 до -150	До 4
Хладоны 12 и 22, аммиак, диоксиды серы и углерода	От 0 до -70	До 1,5
Этиленгликоль	От 0 до -65	0,1
Рассол хлорида кальция	От 0 до -50	0,1
Хладоны 11, 21, 113, 114	От 0 до -10	До 0,3
Вода	От 0 до 100	0,1
	От 100 до 374	От 0,1 до 22,5
Насыщенный водяной пар	От 0 до 250	От 0,1 до 4
Газойль (из парафинистых нефтей)	От 200 до 300	0,1
Дифенил, дифенилоксид, дифенильная смесь (высокотемпературный органический теплоноситель — ВОТ)	От 260 до 350	От 0,1 до 0,6
Силиконы (кремнийорганические высокомолекулярные соединения)	320	0,1
Сплав свинца с сурьмой и оловом	400	0,1
Плав HTS (40% NaNO ₂ , 7% NaNO ₃ и 53% KNO ₃)	От 150 до 530	0,1
Дымовые газы	От 420 до 1000	0,1
Твердые теплоносители (шамот, алунд и др.)	До 1500	0,1
Газы при электрическом разряде в них	До 3500	0,1

Связь между количеством передаваемого в аппарате тепла и поверхностью теплообмена определяется основным кинетическим уравнением переноса тепла (1.2). Это уравнение, записанное в виде (6.1), обычно называют основным уравнением теплопередачи:

$$d^2Q = K_{\lambda} \Delta t dF d\tau, \quad (6.1)$$

где d^2Q — количество переданного тепла; K_{λ} — локальный коэффициент теплопередачи между средами; Δt — разность температур между средами; dF — элемент поверхности теплообмена; $d\tau$ — продолжительность теплообмена.

Для установившегося процесса и единицы времени основное уравнение теплопередачи имеет вид:

$$Q = K \Delta t_m F, \quad (6.2)$$

где Q — количество тепла, переданного через всю поверхность теплообмена в единицу времени; K — коэффициент теплопередачи между средами, средний для всей поверхности теплообмена; Δt_m — средняя разность температур между средами; F — поверхность теплообмена.

Из уравнения (6.2) определяют поверхность теплообмена аппарата

$$F = Q/(K\Delta t_m), \quad (6.3)$$

если известны значения величин, входящих в правую часть соотношения (6.3).

Среднюю разность температур между средами определяют по начальным и конечным температурам сред, участвующих в теплообмене. Определение коэффициента теплопередачи, являющегося коэффициентом скорости теплового процесса, представляет наибольшие трудности при расчете теплового аппарата. Коэффициент теплопередачи зависит от характера и скоростей движения теплообменивающихся сред, а также от условий, в которых протекает теплообмен.

Определение кинетических характеристик теплового процесса — средней разности температур и коэффициента теплопередачи — является задачей теплопередачи как науки о процессах распространения тепла из одной части пространства в другую. Тепло может распространяться различными способами: теплопроводностью, конвекцией и тепловым излучением.

Теплопроводностью (кондукцией) называют процесс распространения тепла между частицами тела, находящимися в соприкосновении; при этом тепловая энергия передается внутри тела от одних частичек к другим вследствие их колебательного движения. Процесс теплопроводности наблюдается в твердых телах и в тонких слоях жидкостей или газов.

Конвективным теплообменом (конвекцией) называют процесс переноса тепла вследствие движения и перемешивания макроскопических объемов газа или жидкости.

Тепловым излучением называют процесс распространения тепла в виде электромагнитных волн (инфракрасное излучение). В излучающем теле тепло превращается в энергию излучения, которая распространяется в пространстве. Встречая на своем пути какое-либо тело, лучистая энергия частично превращается в тепло, частично отражается от этого тела и частично проходит сквозь него.

На практике в большинстве случаев тепло распространяется одновременно двумя-тремя указанными способами, т. е. происходит *сложный теплообмен*.

6.2. ТЕПЛОПРОВОДНОСТЬ

Температурное поле и температурный градиент. Распространение тепла теплопроводностью происходит при неравенстве температур внутри рассматриваемого тела (среды). *Температурное поле* в общем случае определяется функциональной зависимостью

$$t = f(x, y, z, \tau),$$

где t — температура в рассматриваемой точке; x, y, z — координаты рассматриваемой точки; τ — время.

Если температура не изменяется во времени, то температурное поле называется *стационарным (установившимся)*, если температура изменяется во времени, то оно называется *нестационарным (неустановившимся)*.

На практике кроме трехмерного температурного поля, являющегося функцией трех координат, часто встречаются двумерные и одномерные температурные поля, являющиеся функцией соответственно двух и одной координат.

Геометрическое место точек, имеющих одинаковую температуру, называется *изотермической поверхностью*. Температуры изменяются в направлении от одной изотермической поверхности к другой, причем наибольшее изменение температуры происходит по нормали к изотермическим поверхностям. Предел отношения изменения температуры Δt к расстоянию между изотермическими поверхностями по нормали Δn называется *температурным градиентом* и обозначается символом $\text{grad } t$ град/м. Очевидно, что

$$\text{grad } t = \lim \left(\frac{\Delta t}{\Delta n} \right)_{\Delta n \rightarrow 0} = \frac{\partial t}{\partial n}. \quad (6.4)$$

Температурный градиент является векторной величиной. Положительным направлением температурного градиента принято считать направление возрастания температур (вдоль нормали к изотермической поверхности).

Закон Фурье. На основании опытного изучения процесса распространения тепла в твердых телах Фурье установил *основной закон теплопроводности*, который гласит, что количество тепла dQ , переданного теплопроводностью, пропорционально градиенту температуры $\partial t / \partial n$, времени $d\tau$ и площади сечения dF , перпендикулярного направлению теплового потока, т. е.

$$d^2Q = -\lambda \frac{\partial t}{\partial n} dF d\tau. \quad (6.5)$$

Коэффициент пропорциональности в этом уравнении называют *коэффициентом теплопроводности*. Он характеризует способность тел проводить тепло и имеет следующую размерность:

$$[\lambda] = \left[\frac{dQ \partial n}{\partial t dF d\tau} \right] = \left[\frac{\text{Дж} \cdot \text{м}}{\text{град} \cdot \text{м}^2 \cdot \text{с}} \right] = \left[\frac{\text{Вт}}{\text{град} \cdot \text{м}} \right].$$

Коэффициент теплопроводности показывает, какое количество тепла проходит вследствие теплопроводности через 1 м² поверхности в единицу времени при разности температур 1 град, приходящейся на 1 м длины нормали к изотермической поверхности.

Коэффициент теплопроводности веществ зависит от их природы и агрегатного состояния.

Коэффициент теплопроводности [в Вт/(м·град)] лежит в пределах: для газов 0,005—0,5, для жидкостей 0,08—0,7, для

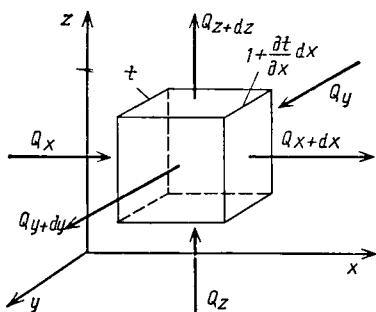


Рис. 6.1. К выводу дифференциального уравнения теплопроводности Фурье

теплоизоляционных и строительных материалов 0,02—3,0, для металлов 2,3—458. Металлы, применяемые в химическом машиностроении, имеют следующие коэффициенты теплопроводности: нержавеющая сталь — 14—23, свинец — 35, углеродистая сталь — 45, никель — 58, чугун — 63, алюминий — 204, медь — 384, серебро — 458.

Коэффициенты теплопроводности веществ зависят от температуры и давления. Для газов они возрастают с повышением температуры и мало зависят от давления; для жидкостей с увеличением температуры, как правило, уменьшаются (исключение составляют вода и глицерин). Теплопроводность твердых тел в большинстве случаев увеличивается с повышением температуры.

Дифференциальное уравнение теплопроводности. Процесс распространения тепла теплопроводностью может быть описан математически дифференциальным уравнением. Это уравнение выводят на основе закона сохранения энергии, при этом предполагают, что тепло распространяется в теле (среде), физические свойства которого — плотность ρ , теплоемкость c и теплопроводность λ — не изменяются по направлениям и во времени.

Для вывода дифференциального уравнения теплопроводности выделим в теле элементарный параллелепипед с ребрами dx , dy и dz (рис. 6.1). Если через этот элементарный параллелепипед тепло распространяется теплопроводностью, то через грани левую, заднюю и нижнюю за время $d\tau$ в него входят количества тепла соответственно Q_x , Q_y и Q_z , а через противоположные грани — правую, переднюю и верхнюю — выходят количества тепла соответственно Q_{x+dx} , Q_{y+dy} и Q_{z+dz} .

Разность между количеством тепла, введенным в параллелепипед за время $d\tau$ и выведенным из него за тот же промежуток времени, определится равенством

$$dQ = (Q_x - Q_{x+dx}) + (Q_y - Q_{y+dy}) + (Q_z - Q_{z+dz}).$$

Согласно закону теплопроводности Фурье,

$$\begin{aligned} Q_x &= -\lambda \frac{\partial t}{\partial x} dydzd\tau; \\ Q_{x+dx} &= -\lambda \frac{\partial \left(t + \frac{\partial t}{\partial x} dx \right)}{\partial x} dydzd\tau = \\ &= -\lambda \frac{\partial t}{\partial x} dydzd\tau - \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} dx dydzd\tau. \end{aligned}$$

Следовательно,

$$Q_x - Q_{x+dx} = \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} dx dy dz d\tau.$$

Аналогично найдем:

$$Q_y - Q_{y+dy} = \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} dx dy dz d\tau;$$

$$Q_z - Q_{z+dz} = \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} dx dy dz d\tau.$$

Складывая левые и правые части трех последних равенств, получим:

$$dQ = \lambda \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) dx dy dz d\tau. \quad (6.6)$$

На основе закона сохранения энергии разность количества тепла dQ равна количеству тепла, которое идет на изменение энтальпии параллелепипеда (c — удельная теплоемкость его материала) за время $d\tau$, т. е.

$$dQ = c \rho dx dy dz \frac{\partial t}{\partial \tau} d\tau. \quad (6.7)$$

Сопоставляя соотношения (6.6) и (6.7), получаем дифференциальное уравнение теплопроводности Фурье:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = \frac{\lambda}{c\rho} \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right). \quad (6.8)$$

В уравнении (6.8) множитель пропорциональности $\lambda/(c\rho)$ называют *коэффициентом температуропроводности* и обозначают a .

Коэффициент температуропроводности имеет следующую размерность:

$$[a] = \left[\frac{\lambda}{c\rho} \right] = \left[\frac{\frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{град}}}{\frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{град}} \cdot \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}} \right] = \left[\frac{\frac{\text{Дж}}{\text{с} \cdot \text{м} \cdot \text{град}}}{\frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{град}} \cdot \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}} \right] = \left[\frac{\text{м}^2}{\text{с}} \right].$$

Дифференциальное уравнение теплопроводности Фурье обычно записывают в виде

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) \quad (6.9) \quad \text{или} \quad \frac{\partial t}{\partial \tau} = a \nabla^2 t. \quad (6.10)$$

Это уравнение дает возможность решать задачи, связанные с распространением тепла в теле (среде) теплопроводностью как при установившемся, так и при неустойчивом тепловом потоке. При решении конкретных задач дифференциальное уравнение дополняется начальными и граничными условиями, характеризующими каждую конкретную задачу.

В теплообменных аппаратах поверхности нагрева представляют собой плоские, цилиндрические или сферические стенки,

поэтому решение задач распространения тепла теплопроводностью в телах с указанными геометрическими формами имеет большое практическое значение.

Теплопроводность плоской стенки. Рассмотрим плоскую стенку толщиной δ из однородного материала, имеющего коэффициент теплопроводности λ . Температура на противоположных наружных поверхностях стенки равна t_{w1} и t_{w2} , причем $t_{w1} > t_{w2}$.

Для вывода уравнения теплопроводности плоской стенки воспользуемся дифференциальным уравнением Фурье (6.9).

При установившемся тепловом режиме температура в различных точках стенки не изменяется во времени, т. е. $dt/d\tau = 0$. Кроме того, температурное поле одномерно и, следовательно, температура изменяется только по одному из направлений (вдоль оси x), т. е.

$$\partial^2 t / \partial y^2 = \partial^2 t / \partial z^2 = 0.$$

Таким образом, для плоской стенки при установившемся тепловом режиме уравнение (6.9) записывается в виде

$$d^2 t / dx^2 = 0. \quad (6.11)$$

В результате интегрирования этого уравнения получим:

$$dt/dx = C_1; \quad t = C_1 x + C_2.$$

Постоянные интегрирования C_1 и C_2 находим из условий на границе ($x=0$ и $x=\delta$):

$$C_2 = t_{w1}; \quad C_1 = dt/dx = (t_{w2} - t_{w1})/\delta.$$

В результате получим:

$$t = (t_{w2} - t_{w1}) x / \delta + t_{w1}, \quad (6.12)$$

т. е. температура по толщине плоской стенки при установившемся тепловом режиме изменяется линейно, а температурный градиент сохраняет постоянное значение.

Подставив найденное значение температурного градиента в уравнение (6.5), выражающее основной закон теплопроводности, получим *уравнение теплопроводности плоской стенки при установившемся тепловом режиме*:

$$d^2 Q = \lambda \frac{t_{w1} - t_{w2}}{\delta} dF d\tau \quad \text{или} \quad Q = \frac{\lambda}{\delta} (t_{w1} - t_{w2}) F \tau. \quad (6.13)$$

Отношение λ/δ называют *тепловой проводимостью* стенки, а обратную ему величину δ/λ — *тепловым, или термическим, сопротивлением* стенки.

Теплопроводность многослойной стенки. Стенки теплообменной аппаратуры часто состоят из нескольких слоев различных материалов, имеющих различные толщины. Уравнения теплопроводности таких сложных стенок могут быть выведены из уравнения (6.13).

Рассмотрим плоскую многослойную стенку, состоящую из n слоев. Толщины слоев равны $\delta_1, \delta_2, \dots, \delta_n$, а коэффициенты теплопроводности материалов, из которых образованы эти слои, соответственно $\lambda_1, \lambda_2, \dots, \lambda_n$. Температуры на противоположных поверхностях многослойной стенки t_{w1} и t_{w2} ($t_{w1} > t_{w2}$), а температуры на границах между слоями $t_1, t_2, \dots, t_{n-1}$.

При установившемся тепловом режиме количество тепла, проходящего через каждый слой, одинаково. Уравнения теплопроводности для каждого из слоев могут быть выражены соответственно уравнению (6.13) следующим образом:

$$\text{для 1-го слоя} \quad Q = \frac{\lambda_1}{\delta_1} F \tau (t_{w1} - t_1) \quad \text{или} \quad \frac{Q}{F \tau} \cdot \frac{\delta_1}{\lambda_1} = (t_{w1} - t_1);$$

$$\text{для 2-го слоя} \quad Q = \frac{\lambda_2}{\delta_2} F \tau (t_1 - t_2) \quad \text{или} \quad \frac{Q}{F \tau} \cdot \frac{\delta_2}{\lambda_2} = (t_1 - t_2);$$

.....

$$\text{для } n\text{-го слоя} \quad Q = \frac{\lambda_n}{\delta_n} F \tau (t_{n-1} - t_{w2}) \quad \text{или} \quad \frac{Q}{F \tau} \cdot \frac{\delta_n}{\lambda_n} = (t_{n-1} - t_{w2}).$$

Складывая правые и левые части этих уравнений, получаем уравнение теплопроводности плоской многослойной стенки при установившемся тепловом режиме:

$$\frac{Q}{F \tau} \left(\frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \dots + \frac{\delta_n}{\lambda_n} \right) = (t_{w1} - t_{w2})$$

или

$$Q = \frac{1}{\sum_{i=1}^n (\delta_i / \lambda_i)} F (t_{w1} - t_{w2}) \tau, \quad (6.14)$$

где i — порядковый номер слоя; n — число слоев.

Как видно из уравнения (6.14), общее термическое сопротивление плоской многослойной стенки равно сумме термических сопротивлений слоев.

6.3. ТЕПЛОВОЕ ИЗЛУЧЕНИЕ

Если на поверхность тела попадает лучистая энергия в количестве Q , то в общем случае телом поглощается с превращением в тепловую энергию только часть ее Q_A ; часть лучистой энергии Q_R отражается от поверхности тела, а часть Q_D проходит сквозь тело. Очевидно, что

$$Q_A + Q_R + Q_D = Q; \quad (6.15)$$

$$Q_A/Q + Q_R/Q + Q_D/Q = 1. \quad (6.16)$$

Первое слагаемое равенства (6.16) характеризует *поглощающую способность тела*, второе — *отражательную*, третье — *пропускательную*.

Обозначив $Q_A/Q=A$, $Q_R/Q=R$, $Q_D/Q=D$, получим:

$$A + R + D = 1. \quad (6.17)$$

Между A , R и D возможны различные соотношения.

Если $A=1$ и, следовательно, $R=D=0$, то вся лучистая энергия, падающая на тело, поглощается им. Такое тело называют *абсолютно черным*.

Если $R=1$ ($A=D=0$), то вся лучистая энергия, падающая на тело, отражается им. Такое тело называют *абсолютно белым*.

Если $D=1$ ($A=R=0$), то сквозь тело проходит вся падающая на него лучистая энергия. Такое тело называют *абсолютно прозрачным, или диатермичным*.

В природе нет абсолютно черных, белых и прозрачных тел. Соотношения между A , R и D зависят от природы тела, его температуры и характера поверхности. Однако твердые тела и жидкости практически нетеплопрозрачны; для них $D=0$ и $A+R=1$. Газы в большинстве своем диатермичны.

Закон Стефана — Больцмана. Количество тепла, излучаемого единицей поверхности тела в единицу времени, называется *лучеиспускательной способностью тела*. Если обозначить количество энергии, излучаемой телом в единицу времени, через Q_λ , а поверхность тела — через F_λ , то лучеиспускательная способность тела выразится формулой

$$E = Q_\lambda / F_\lambda. \quad (6.18)$$

Энергия излучения зависит от длин волн λ и температуры T . Лучеиспускательная способность тела является интегральной характеристикой, которая учитывает энергию излучения волн всех длин — от $\lambda=0$ до $\lambda=\infty$. Характеристикой энергии излучения по длинам волн служит так называемая спектральная интенсивность, или *интенсивность излучения* — лучеиспускательная способность тела в интервале длин волн от λ до $\lambda+d\lambda$, отнесенная к этому интервалу $d\lambda$. Очевидно, что интенсивность излучения I может быть выражена в виде (6.19), что позволяет выразить лучеиспускательную способность тела E в виде (6.20):

$$I = \frac{dE_\lambda}{d\lambda}; \quad (6.19) \quad E = \int_{\lambda=0}^{\lambda=\infty} I d\lambda. \quad (6.20)$$

Интенсивность излучения является функцией температуры и длин волн (эту функциональную зависимость для абсолютно черного тела Планк нашел аналитически на основе электромагнитной теории света):

$$I_0 = C_1 \lambda^{-5} \left/ \left(e^{\frac{C_2}{\lambda T}} - 1 \right) \right., \quad (6.21)$$

где λ — длина волны; T — абсолютная температура; C_1 и C_2 — константы.

Изменение интенсивности излучения реальных тел в зависимости от температуры и длины волны находят опытным путем. Если спектр излучения реального тела непрерывен и кривая $I = \varphi(\lambda)$ подобна кривой $I_0 = f(\lambda)$ для абсолютно черного тела, то такое реальное тело называют *серым*.

Интегрируя выражение (6.21) в пределах от 0 до ∞ , получим соотношение для определения лучеиспускательной способности абсолютно черного тела:

$$E_0 = k_0 T^4, \quad (6.22)$$

где k_0 — константа излучения абсолютно черного тела, равная $5,67 \cdot 10^{-8}$ Вт/(м²·К⁴).

Еще до того, как Планк вывел соотношение (6.21), зависимость (6.22) была найдена экспериментально Стефаном и подтверждена теоретически Больцманом, поэтому получила название закона Стефана — Больцмана, который формулируется следующим образом: *лучеиспускательная способность абсолютно черного тела пропорциональна четвертой степени его абсолютной температуры*.

Для большего удобства при проведении технических расчетов зависимость (6.22) применяют в следующем виде:

$$E_0 = C_0 (T/100)^4, \quad (6.23)$$

где $C_0 = 5,67$ Вт/(м²·К⁴) — коэффициент излучения абсолютно черного тела.

Опытные работы Стефана и других исследователей показали, что закон Стефана — Больцмана применим не только к абсолютно черным, но и к серым телам. В этом случае он записывается в следующем виде:

$$E = C (T/100)^4, \quad (6.24)$$

где C — коэффициент излучения серых тел; значение C всегда меньше C_0 и может изменяться от 0 до $5,67$ Вт/(м²·К⁴).

Отношение $\epsilon = C/C_0$, которое изменяется в пределах от 0 до 1, называют *относительной излучательной способностью*, или *степенью черноты* тела. С введением понятия степень черноты тела закон теплового излучения серых тел (6.24) целесообразно выражать в виде

$$E = \epsilon C_0 (T/100)^4. \quad (6.25)$$

Закон Кирхгофа. Соотношение между лучеиспускательной и поглощательной способностями тел устанавливается законом Кирхгофа. Это соотношение может быть получено из рассмотрения процесса обмена лучистой энергии между двумя телами: абсолютно черным и серым (рис. 6.2). Поверхности тел параллельны и расположены на расстоянии, при котором излучение каждого из тел попадает на другое. Левое — абсолютно черное тело имеет температуру T_0 , лучеиспускательную способность E_0 и поглощательную $A_0 = 1$, правое — серое тело соответственно T , E и A , при этом $T > T_0$. Излучение E попадает

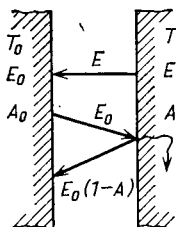


Рис. 6.2. Лучистый теплообмен между телами с параллельными, близко расположенными поверхностями

на абсолютно черное тело и целиком поглощается им. Излучение E_0 попадает на серое тело, при этом часть его, равная $E_0 A$, поглощается, а другая часть, равная $E_0 (1-A)$, отражается на абсолютно черное тело и поглощается им. Таким образом, в результате лучистого теплообмена между телами абсолютно черное тело получает суммарное количество энергии

$$q = E + E_0 (1 - A) - E_0 = E - E_0 A. \quad (6.26)$$

Если обмен лучистой энергией между телами происходит при одинаковых температурах поверхностей $T = T_0$, то количество энергии, переданной от одного тела к другому, равно нулю и, следовательно

$$E - E_0 A = 0, \quad E = A E_0 \quad \text{и} \quad E/A = E_0. \quad (6.27)$$

Равенство (6.27) является математическим выражением закона Кирхгофа, который можно сформулировать так: *отношение лучеиспускательной способности тел к их поглощательной способности для всех тел одинаково, равно лучеиспускательной способности абсолютно черного тела при той же температуре и зависит только от температуры.*

Подставляя значения E и E_0 из соотношений (6.23) и (6.24) в равенство (6.27) и сокращая, получим

$$C = A C_0. \quad (6.28)$$

Учитывая, что $C = \epsilon C_0$, можно записать $A = \epsilon$, т. е. способность тела к поглощению излучения численно равна степени черноты его. Так как ϵ и A изменяются в пределах от 0 до 1, из соотношения (6.27) следует, что лучеиспускательная способность реального тела всегда меньше лучеиспускательной способности абсолютно черного тела при той же температуре.

Закон Ламберта. Изменение интенсивности излучения по различным направлениям определяется законом Ламберта. Согласно этому закону излучение энергии элементом поверхности dF_1 в направлении элемента dF_2 (рис. 6.3) пропорционально излучению dQ (по направлению нормали к dF_1), телесному углу $d\psi$ (под которым виден элемент dF_2 из элемента dF_1) и косинусу угла φ , образованного прямой, соединяющей элементы dF_1 и dF_2 , и нормалью к элементу dF_1 . При этом лучеиспускательная спо-

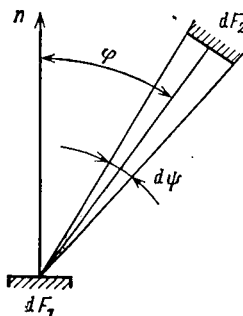


Рис. 6.3. К формулировке закона Ламберта

способность в направлении нормали в π раз меньше полной лучеиспускательной способности тела.

Таким образом, количество энергии, излучаемой элементом dF_1 в направлении элемента dF_2 , равно

$$dQ = \frac{1}{\pi} E d\psi \cos \varphi dF_1. \quad (6.29)$$

Лучистый теплообмен. Все тела, имеющие температуру выше нуля (по шкале Кельвина), могут обмениваться лучистой энергией. В результате такого обмена тела с меньшей температурой приобретают дополнительно тепло за счет энергии тел с большей температурой. Очевидно, что количество тепла, которое может быть передано лучеиспусканием от тел с большей температурой к телам с меньшей температурой, может быть найдено на основе энергетического баланса процесса взаимного облучения тел.

Наиболее важными случаями лучистого теплообмена являются: теплообмен между двумя плоскими телами, расположенными параллельно; между двумя телами, одно из которых полностью охватывается другим; между двумя телами, произвольно расположенными в пространстве.

Соотношение для расчета лучистого теплообмена между двумя плоскими, параллельно расположенными телами записывается в следующем виде:

$$Q_{1-2} = C_{1-2} \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] F, \quad (6.30)$$

где Q_{1-2} — количество тепла, передаваемого излучением от тела 1 телу 2; $F = F_1 = F_2$ — излучающая поверхность тел; C_{1-2} — приведенный коэффициент лучеиспускания системы тел, равный

$$C_{1-2} = \frac{1}{1/C_1 + 1/C_2 - 1/C_0}. \quad (6.31)$$

Для случая лучистого теплообмена между двумя телами, одно из которых полностью охватывается другим телом, применимо расчетное соотношение (6.30), в котором $F = F_1$, а приведенный коэффициент лучеиспускания имеет значение

$$C_{1-2} = 1 \left/ \left[\frac{1}{C_1} + \frac{F_1}{F_2} \left(\frac{1}{C_2} - \frac{1}{C_0} \right) \right] \right., \quad (6.32)$$

где F_1 — поверхность охватываемого тела; F_2 — поверхность охватывающего тела.

Для случая лучистого теплообмена между телами, произвольно расположенными в пространстве, количество тепла, переданного от одного тела к другому, определяют по уравнению

$$Q = C_{1-2} [(T_1/100)^4 - (T_2/100)^4] \varphi_{1-2}. \quad (6.33)$$

В этом уравнении C_{1-2} — приведенный коэффициент лучеиспускания, равный

$$C_{1-2} = C_1 C_2 / (\pi C_0), \quad (6.34)$$

α_{1-2} — средний угловой коэффициент, который определяется из следующего двойного интеграла:

$$\alpha_{1-2} = \int_{F_1} \int_{F_2} \frac{\cos \varphi_1 \cos \varphi_2}{r^2} dF_1 dF_2, \quad (6.35)$$

где F_1 и F_2 — поверхности излучения двух произвольно расположенных тел; φ_1 и φ_2 — углы, образуемые направлением лучей с нормальными к поверхностям излучающих тел; r — расстояние между излучающими телами.

Вычисление среднего углового коэффициента по уравнению (6.35) вызывает большие трудности и его обычно определяют графическим путем.

Тепловое излучение газов. Большинство газов (паров) диатермично (прозрачно), однако некоторые из них (в том числе водяной пар, диоксид углерода, аммиак и диоксид серы) обладают значительной способностью испускать и поглощать лучистую энергию.

В отличие от твердых тел и жидкостей, поглощающих и излучающих лучистую энергию всех длин волн от 0 до ∞ , газы излучают и поглощают лучистую энергию только в определенных интервалах (полосах) длин волн, т. е. избирательно. Так, например, диоксид углерода способен излучать и поглощать лучистую энергию в интервалах длин волн 236—302 мкм, 4,01—4,8 мкм и 12,5—16,5 мкм. Для остальных диапазонов длин волн диоксид углерода диатермичен. Водяной пар имеет также три полосы излучения и поглощения.

Отличительной особенностью излучения газов является также и то, что газы излучают и поглощают не поверхностным слоем, а объемом, поэтому излучение их зависит от толщины газового слоя и от содержания в газовой смеси излучающего газа.

Если в газовой смеси находятся хотя бы два излучающих газа, у которых полосы излучения совпадают, то суммарное излучение такой смеси будет меньше, чем излучение каждого газа в отдельности, так как энергия излучения одного газа частично поглощается другим.

Лучеиспускательная способность газов пропорциональна абсолютной температуре, взятой в степени 3—3,5, однако в расчетах принимают, что газы следуют закону Стефана — Больцмана, и соответствующие коррективы вносят во вспомогательные таблицы и графики.

В соответствии с этим тепло, излучаемое газом, можно выразить так:

$$Q_r = \epsilon_r C_0 (T_r/100)^4, \quad (6.36)$$

где ϵ_r — степень черноты газа; T_r — абсолютная температура газа, К.

Степень черноты газа зависит от его температуры, парциального давления p в газовой смеси и толщины l слоя газа.

Степень черноты диоксида углерода и водяного пара находят в справочниках.

Для расчетной практики представляет интерес главным образом излучение диоксида углерода и водяного пара — продуктов, содержащихся в топочных газах, а наиболее важным случаем лучистого теплообмена является теплообмен между газовым потоком и стенками оболочки, по которой газовый поток движется.

Для расчета этого вида лучистого теплообмена применяют соотношение

$$Q_{г-об} = \epsilon'_{об} C_0 \left[\epsilon_g \left(\frac{T_g}{100} \right)^4 - A_g \left(\frac{T_{об}}{100} \right)^4 \right], \quad (6.37)$$

где $Q_{г-об}$ — количество тепла, передаваемого в единицу времени за счет излучения от газа к 1 м² оболочки, заключающей в себе газ; $\epsilon'_{об} = 0,5(\epsilon_{об} + 1)$ — эффективная степень черноты оболочки ($\epsilon_{об}$ — степень черноты материала оболочки); $\epsilon_g = \epsilon_{CO_2} + \beta \epsilon_{H_2O} - \Delta \epsilon_g$ — степень черноты газа при температуре газа T_g (β — поправочный коэффициент на парциальное давление для водяного пара; ϵ_{CO_2} — степень черноты диоксида при температуре газа T_g ; ϵ_{H_2O} — степень черноты водяного пара при температуре газа T_g) $A_g = A_{CO_2} + A_{H_2O} - \Delta A_g$ — поглощательная способность газа при температуре оболочки $T_{об}$ ($A_{CO_2} = \epsilon_{CO_2} (T_g/T_{об})^{0,65}$ — поглощательная способность диоксида при температуре оболочки $T_{об}$; $A_{H_2O} = \beta \epsilon_{H_2O}$ — поглощательная способность водяного пара при температуре оболочки $T_{об}$; $\Delta A_g = \Delta \epsilon_g$ — поправки на совместное излучение газов; значения ϵ_{CO_2} , ϵ_{H_2O} , β , $\Delta \epsilon_g$ находят в справочниках).

6.4. КОНВЕКТИВНЫЙ ТЕПЛООБМЕН

Под конвективным теплообменом понимают процесс распространения тепла в жидкости (газе) от поверхности твердого тела или к поверхности его одновременно конвекцией и теплопроводностью. Такой случай распространения тепла называют также теплоотдачей соприкосновением или просто теплоотдачей. При теплоотдаче тепло распространяется от поверхности твердого тела к жидкости через пограничный слой за счет теплопроводности и от пограничного слоя в массу (ядро) жидкости преимущественно конвекцией. Очевидно, что на теплоотдачу существенное влияние оказывает характер движения жидкости.

Свободное движение жидкости (естественная конвекция) возникает вследствие разности плотностей нагретых и холодных частиц жидкости и определяется физическими свойствами жидкости, ее объемом и разностями температур нагретых и холодных частиц.

Вынужденное (принудительное) движение жидкости возникает под действием какого-либо возбудителя (насоса, вентилятора) и определяется физическими свойствами жидкости, ее скоростью, формой и размерами канала, в котором осуществляется движение.

При турбулентном движении жидкости теплообмен происходит значительно интенсивнее, чем при ламинарном.

Закон Ньютона. Основным законом теплоотдачи является закон Ньютона, согласно которому количество тепла dQ , переданное от теплообменной поверхности к окружающей среде (или от окружающей среды к теплообменной поверхности) прямо пропорционально поверхности теплообмена dF , разности температур поверхности t_w и окружающей среды t_f и времени $d\tau$, в течение которого осуществлялся теплообмен:

$$d^2Q = \alpha (t_w - t_f) dF d\tau, \quad (6.38)$$

где α — коэффициент пропорциональности, который называют коэффициентом теплоотдачи.

Коэффициент теплоотдачи имеет размерность:

$$[\alpha] = \left[\frac{dQ}{(t_w - t_f) dF d\tau} \right] = \left[\frac{\text{Дж}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{град}} \right] = \left[\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{град}} \right].$$

Коэффициент теплоотдачи показывает, какое количество тепла передается от теплообменной поверхности к 1 м^2 в окружающую среду или, наоборот, от окружающей среды к теплообменной поверхности 1 м^2 в единицу времени при разности температур теплообменной поверхности и окружающей среды 1 град .

При установившемся процессе температуры и коэффициенты теплоотдачи сохраняют постоянное значение с течением времени; в этом случае в уравнении (6.38) исключают время $d\tau$, и тогда dQ выражает количество тепла, переданное от теплообменной поверхности в окружающую среду в единицу времени, т. е.

$$dQ = \alpha (t_w - t_f) dF. \quad (6.39)$$

При расчете конкретных установившихся процессов обычно принимают, что коэффициент теплоотдачи имеет постоянное значение вдоль теплообменной поверхности; для этих условий уравнение (6.38) записывается в следующем виде:

$$Q = \alpha (t_w - t_f) F. \quad (6.40)$$

Применение в расчетной практике уравнения (6.40) возможно, если известно для рассматриваемого случая значение коэффициента теплоотдачи, определение которого сопряжено с большими трудностями, так как на теплоотдачу влияет много факторов: режим и скорость движения жидкости, физические параметры жидкости, форма и размеры теплообменной поверхности и др. Очевидно, что для проведения расчетов по теплообмену необходимо располагать уравнением, которое связывало бы значение коэффициента теплоотдачи с переменными, выражающими условия конвективного теплообмена. Таким уравнением является дифференциальное уравнение конвективного переноса тепла, дополненное уравнением, характеризующим условия на границе раздела жидкости и твердого тела.

Дифференциальное уравнение конвективного переноса тепла. При конвективном теплообмене тепло распространяется в жидкости одновременно теплопроводностью и конвекцией. Процесс распространения тепла за счет теплопроводности математически описывается дифференциальным уравнением теплопроводности (6.9):

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right).$$

Левая часть этого уравнения представляет собой локальное изменение температуры неподвижного элемента, выделенного в среде [см. вывод уравнения (6.9)].

При конвективном теплообмене элемент перемещается из одной точки пространства в другую. В этом случае изменение температуры элемента может быть выражено при помощи субстанциальной производной, учитывающей изменения величины во времени и изменения, связанные с перемещением элемента из одной точки пространства в другую. Если обозначить скорости перемещения элемента в пространстве в направлении осей x , y и z соответственно через w_x , w_y и w_z , то субстанциальная производная, характеризующая полное изменение температуры этого элемента, может быть записана в следующем виде:

$$\frac{Dt}{d\tau} = \frac{\partial t}{\partial \tau} + \frac{\partial t}{\partial x} w_x + \frac{\partial t}{\partial y} w_y + \frac{\partial t}{\partial z} w_z. \quad (6.41)$$

В равенстве (6.41) $\partial t / \partial \tau$ представляет собой локальное изменение температуры, а $\frac{\partial t}{\partial x} w_x + \frac{\partial t}{\partial y} w_y + \frac{\partial t}{\partial z} w_z$ — конвективное изменение температуры.

Если в уравнении теплопроводности (6.9) заменить локальное изменение температуры полным (согласно 6.41), то в результате получим *дифференциальное уравнение конвективного переноса тепла Фурье — Кирхгофа*:

$$\begin{aligned} \frac{\partial t}{\partial \tau} + \frac{\partial t}{\partial x} w_x + \frac{\partial t}{\partial y} w_y + \frac{\partial t}{\partial z} w_z = \\ = a \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right). \end{aligned} \quad (6.42)$$

Это уравнение является математическим описанием процесса распространения тепла в движущейся среде одновременно теплопроводностью и конвекцией. Для полного математического описания процесса конвективного теплообмена это уравнение должно быть дополнено уравнением, характеризующим условия на границе раздела движущейся среды и твердого тела.

У поверхности твердого тела, находящегося в движущейся среде, всегда имеется пограничный слой толщиной δ (рис. 6.4), через который тепло распространяется теплопроводностью. Количество переданного через этот слой тепла при его распро-

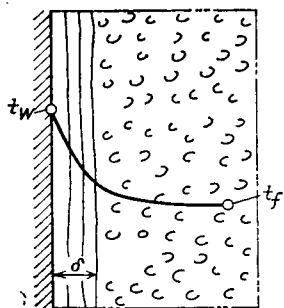


Рис. 6.4. Характер изменения температуры в движущейся среде при конвективном теплообмене

странении от теплообменной поверхности к ядру жидкостного потока можно определить по закону Фурье:

$$d^2Q = -\lambda \frac{\partial t}{\partial n} dF dt.$$

Это же количество тепла можно найти по закону Ньютона:

$$d^2Q = \alpha (t_w - t_f) dF dt.$$

Приравнивая одну к другой правые части последних равенств, получаем уравнение, характеризующее условия на границе:

$$-\lambda \frac{\partial t}{\partial n} = \alpha (t_w - t_f). \quad (6.43)$$

Уравнения (6.42) и (6.43) полностью описывают процесс конвективного теплообмена.

На рис. 6.4 показан характер изменения температур в движущейся среде при конвективном теплообмене. Наибольшие градиенты температур наблюдаются в пограничном слое, термическое сопротивление которого в основном определяет интенсивность теплоотдачи.

Уравнение подобия конвективного переноса тепла. Уравнения (6.42) и (6.43) описывают сложный процесс конвективного теплообмена. Для большинства встречающихся на практике случаев они не разрешимы, поэтому не могут быть применимы для непосредственного определения численных значений коэффициентов теплоотдачи.

В расчетной практике пользуются уравнениями подобия, полученными из уравнений (6.42) и (6.43) методами теории подобия.

Из уравнения (6.43) делением обеих его частей на левую часть получают безразмерный комплекс

$$\frac{\alpha (t_w - t_f) \partial n}{\lambda \partial t} = \frac{\alpha \Delta t \partial n}{\lambda \partial t}. \quad (6.44)$$

Вычеркнув в полученном комплексе символы дифференцирования, разности и направления (замена n на неориентированный в определенном направлении линейный размер l) и проведя сокращения, получаем *число Нуссельта*

$$Nu = \alpha l / \lambda. \quad (6.45)$$

Из дифференциального уравнения конвективного переноса тепла

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} + \frac{\partial t}{\partial x} w_x + \dots = a \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \dots \right).$$

делением всех членов уравнения на $a \frac{\partial^2 t}{\partial x^2}$ получаем безразмерные комплексы

$$\frac{\partial t \partial x^2}{\partial \tau a \partial^2 t} \quad \text{и} \quad \frac{\partial t w_x \partial x^3}{\partial x a \partial^3 t}.$$

Вычеркнув в полученных комплексах символы дифференцирования (включая символы порядка дифференцирования) и направления, после сокращений получаем *число Фурье*

$$1/Fo = l^2/(\alpha \tau) \quad \text{или} \quad Fo = \alpha \tau/l^2, \quad (6.46)$$

и *число Пекле*

$$Pe = w l/a. \quad (6.47)$$

Полученные числа Nu, Fo и Pe являются числами теплового подобия. Число Нуссельта характеризует интенсивность теплообмена на границе раздела фаз. Число Фурье характеризует связь между скоростью изменения температурного поля, размерами и физическими характеристиками среды в нестационарных тепловых процессах. Число Пекле характеризует отношение количеств тепла, распространяемых в потоке жидкости конвекцией и теплопроводностью.

Число Пекле обычно представляют в виде произведения двух чисел подобия:

$$Pe = \frac{wl}{a} = \frac{wl}{v} \cdot \frac{v}{a} = Re Pr.$$

Число Re является числом гидродинамического подобия, а *число Прандтля* Pr характеризует поле теплофизических величин потока жидкости; его находят только по теплофизическим параметрам жидкости:

$$Pr = \nu/a = \mu/\alpha\rho = \mu g/\alpha\gamma. \quad (6.48)$$

В случаях, когда теплообмен происходит в результате естественной конвекции, обусловленной разностью плотностей жидкости в различных точках системы, процесс характеризуется значением числа Архимеда

$$Ar = \frac{g l^3}{\nu^2} \cdot \frac{\rho - \rho_0}{\rho},$$

где ρ и ρ_0 — плотности холодной и нагретой жидкости.

Поскольку в тепловых процессах разность плотностей в различных точках системы обуславливается разностью температур Δt нагретой и холодной жидкости, комплекс $(\rho - \rho_0)/\rho$ в числе Архимеда заменяют произведением $\beta \Delta t$ и получают *число Грасгофа*

$$Gr = \frac{g l^3}{\nu^2} \beta \Delta t, \quad (6.49)$$

где β — температурный коэффициент объемного расширения жидкости.

Число Грасгофа характеризует гидродинамический режим потока жидкости в условиях естественной конвекции, происходящей под влиянием разности плотностей нагретой и холодной жидкости.

Полученные числа подобия дают возможность найти *уравнение подобия конвективного переноса тепла*:

$$f(\text{Re}, \text{Gr}, \text{Nu}, \text{Pr}, \text{Fo}) = 0. \quad (6.50)$$

Из чисел подобия этого уравнения только число Нуссельта не составлено целиком из условий однозначности, поэтому оно является *определяемым числом подобия*. На этом основании уравнение (6.50) записывается в следующем виде:

$$\text{Nu} = f(\text{Re}, \text{Gr}, \text{Pr}, \text{Fo}). \quad (6.51)$$

При рассмотрении конкретных задач теплообмена уравнение (6.51) может быть упрощено.

При *стационарном процессе теплообмена* из уравнения подобия выпадает число Fo , и оно имеет вид:

$$\text{Nu} = f(\text{Re}, \text{Gr}, \text{Pr}). \quad (6.52)$$

При *вынужденном движении потока*, когда естественной конвекцией жидкости можно пренебречь, из уравнения подобия исключают число Грасгофа:

$$\text{Nu} = f(\text{Re}, \text{Pr}) \quad (6.53) \quad \text{или} \quad \text{Nu} = A \text{Re}^n \text{Pr}^m. \quad (6.54)$$

При *свободном движении жидкости* (в условиях естественной конвекции) из уравнения подобия исключают число Рейнольдса:

$$\text{Nu} = f(\text{Gr}, \text{Pr}) \quad (6.55) \quad \text{или} \quad \text{Nu} = A \text{Gr}^n \text{Pr}^m. \quad (6.56)$$

При решении конкретных задач по найденному из соответствующего уравнения подобия значению числа Нуссельта легко определяется коэффициент теплоотдачи:

$$\alpha = \text{Nu} \lambda / l. \quad (6.57)$$

С помощью полученных уравнений подобия обработано большинство опытных данных по конвективному теплообмену. На основании этих данных можно определить значения коэффициентов теплоотдачи для всех основных случаев теплообмена.

Теплоотдача при свободном движении жидкости. Свободное движение жидкости (свободная конвекция) происходит под влиянием разности плотностей нагретых и холодных частиц. Эта разность плотностей зависит от разности температур твердого тела и жидкости. Форма твердого тела имеет второстепенное значение, и поэтому уравнение подобия теплоотдачи имеет вид:

$$\text{Nu} = c (\text{Gr Pr})^n, \quad (6.58)$$

где c и n — константы, численные значения которых зависят от режима движения жидкости, т. е. от произведения Gr Pr :

Режим	c	n
Ламинарный ($Gr\ Pr < 5 \cdot 10^2$)	1,18	0,125
Переходный ($Gr\ Pr = 5 \cdot 10^2 - 2 \cdot 10^7$)	0,54	0,25
Турбулентный ($Gr\ Pr > 2 \cdot 10^7$)	0,135	0,33

В качестве *определяющих геометрических размеров* при вычислении числа Грасгофа в формуле (6.58) приняты: для цилиндрических или сферических тел — диаметр, для плоских плит — их высота.

В качестве *определяющей температуры*, т. е. температуры, по которой определяются значения физических параметров, входящих в числа подобия, здесь принята средняя температура пограничного слоя $t_m = 0,5(t_w + t_f)$, где t_w — температура стенки и t_f — температура жидкости в ядре. Значение разности температур в числе Грасгофа $\Delta t = t_w - t_f$.

Теплоотдача при вынужденном движении жидкостей. Интенсивность теплоотдачи при вынужденном движении жидкостей зависит в первую очередь от характера движения. Соответственно этому в дальнейшем рассматриваются теплоотдача в условиях установившегося турбулентного движения, теплоотдача в условиях ламинарного движения и теплоотдача в условиях неустойчивого турбулентного движения.

В условиях *установившегося турбулентного движения* ($Re > 10\,000$) теплоотдача зависит практически только от характера движения и свойств жидкости; наиболее точные результаты для этого случая теплоотдачи дает зависимость

$$Nu = 0,021 Re^{0,8} Pr^{0,43} (Pr/Pr_w)^{0,25}. \quad (6.59)$$

Физические параметры в числах Nu , Re и Pr определены при средней температуре жидкости, а в числе Pr_w при температуре стенки. Отношением Pr/Pr_w в степени 0,25 учитывается влияние на теплоотдачу направления теплового потока и температурного перепада. Определяющим геометрическим размером принят эквивалентный диаметр канала, равный учетверенной площади поперечного сечения канала, деленной на смоченный периметр. Зависимость (6.59) справедлива для случаев движения жидкости по прямым каналам любой формы поперечного сечения.

В коротких каналах и трубах коэффициент теплоотдачи больше, чем в длинных. Практически он заметно уменьшается с увеличением отношения l/d от 1 до 50. Дальнейшее увеличение отношения l/d не приводит к уменьшению коэффициента теплоотдачи. Если отношение l/d меньше чем 50, в равенство (6.59) вводится поправочный коэффициент ϵ_l , численные значения которого приведены в табл. 3.

При движении жидкости по изогнутой трубе или каналу теплообмен интенсивнее, чем при движении по прямому каналу. Увеличение интенсивности теплообмена в этом случае учитывается поправочным коэффициентом, который вводится в

Таблица 3. Значения поправочного коэффициента ϵ_1 к соотношению (6.59)

Re	Отношение l/d								
	1	2	5	10	15	20	30	40	50
$1 \cdot 10^4$	1,65	1,50	1,34	1,23	1,17	1,13	1,07	1,03	1
$2 \cdot 10^4$	1,51	1,40	1,27	1,18	1,13	1,10	1,05	1,02	1
$5 \cdot 10^4$	1,34	1,27	1,18	1,13	1,10	1,08	1,04	1,02	1
$1 \cdot 10^5$	1,28	1,22	1,15	1,10	1,08	1,06	1,03	1,02	1
$1 \cdot 10^6$	1,14	1,11	1,08	1,05	1,04	1,03	1,02	1,01	1

формулу (6.59):

$$\phi = 1 + 1,77d/R, \quad (6.60)$$

где d — диаметр трубы или канала; R — радиус кривизны трубы или канала.

Соотношение (6.59) справедливо для труб и каналов, имеющих гладкие стенки. Для шероховатых стенок увеличивается коэффициент теплоотдачи, однако это обстоятельство обычно не учитывается в практических расчетах.

В условиях *ламинарного движения* ($Re < 2300$) теплоотдача определяется как вынужденным, так и свободным движением жидкости. Для расчета теплоотдачи при ламинарном движении наиболее точной является формула

$$Nu = 0,17Re^{0,38}Pr^{0,48}Gr^{0,1}(Pr/Pr_w)^{0,25}. \quad (6.61)$$

Эта формула справедлива при $l/d > 50$. В качестве определяющего размера принят эквивалентный диаметр канала. Физические параметры в числах Nu , Re , Pr и Gr определены при средней температуре жидкости, а в числе Pr_w — при температуре стенки.

В условиях *неустойчивого турбулентного движения*, т. е. при переходном режиме ($2300 < Re < 10\,000$), теплоотдача может быть рассчитана с помощью функции $K_0 = NuPr^{-0,43}(Pr/Pr_w)^{-0,25}$, значения которой для различных чисел Re приведены ниже:

Re · 10 ⁻³	2,3	2,5	3,0	3,5	4,0	5	6	7	8	9	10
K_0	3,6	4,9	7,5	10	12,2	16,5	20	24	27	30	83

В условиях *вынужденного поперечного потока* жидкости теплоотдача от стенки одиночной трубы определяется режимом движения и может быть рассчитана по следующим формулам:

$$\text{при } Re < 10^3 \quad Nu = 0,56Re^{0,5}Pr^{0,38}(Pr/Pr_w)^{0,25}; \quad (6.62)$$

$$\text{при } Re > 10^3 \quad Nu = 0,28Re^{0,6}Pr^{0,38}(Pr/Pr_w)^{0,25}. \quad (6.63)$$

При *вынужденном потоке жидкости* теплоотдача пучка труб имеет ту особенность, что интенсивность теплообмена во втором и третьем по ходу газа рядах пучка возрастает по сравнению с интенсивностью в первом ряду. Этот рост интенсивности об-

условливается турбулизацией потока при прохождении через пучок труб. Начиная с третьего ряда турбулизация стабилизируется и вместе с этим стабилизируется теплоотдача.

Для третьего и последующих рядов пучка труб при $Re > 10^3$ теплоотдача может быть рассчитана при шахматном расположении труб — по формуле (6.64), а при коридорном — по формуле (6.65):

$$Nu = 0,40 Re^{0,6} Pr^{0,36} (Pr/Pr_w)^{0,25}; \quad (6.64)$$

$$Nu = 0,22 Re^{0,65} Pr^{0,36} (Pr/Pr_w)^{0,25}. \quad (6.65)$$

Коэффициент теплоотдачи для первого ряда пучка труб принимают равным 60 %, для второго ряда при шахматном расположении — 70 %, а при коридорном — 90 % от значения, найденного по формуле соответственно (6.64) и (6.65) для третьего ряда.

В формулах (6.62), (6.63) — (6.65) в качестве определяющего размера принят диаметр трубы. Физические параметры в числах Nu , Re и Pr определены при средней температуре жидкости, а в числе Pr_w при температуре стенки. В формулах (6.64) и (6.65) в качестве определяющей скорости принята скорость в самом узком сечении ряда.

6.5. ТЕПЛООТДАЧА ПРИ ИЗМЕНЕНИИ АГРЕГАТНОГО СОСТОЯНИЯ

Часто в процессе теплообмена нагреваемые или охлаждаемые материалы изменяют агрегатное состояние: испаряются, конденсируются, плавятся или кристаллизуются. Особенности таких процессов теплообмена заключаются в том, что тепло подводится к материалам или отводится от них при постоянной температуре и распространяется не в одной, а в двух фазах. Эти особенности теплоотдачи при изменении агрегатного состояния могут быть учтены путем введения в уравнения подобия конвективного переноса тепла дополнительного числа подобия, учитывающего теплоту изменения агрегатного состояния.

Рассмотрим процесс теплообмена при конденсации пара. Выберем на поверхности раздела жидкой и паровой фаз элементарную площадку dF . Пар, непрерывно конденсируясь, переходит в жидкую фазу. Обозначим линейную скорость жидкости, образующейся при конденсации пара и протекающей через выбранную элементарную площадку, w , плотность этой жидкости ρ и теплоту парообразования r . Очевидно, что количество тепла, передаваемое жидкости от пара при его конденсации через площадку в единицу времени, составит $dQ = r \rho w dF$.

Это количество тепла отводится от площадки dF в массу жидкости теплопроводностью и может быть определено на основании закона Фурье как

$$dQ = -\lambda \frac{dt}{dx} dF.$$

Сопоставление двух последних равенств дает:

$$\lambda \frac{dt}{dx} = r\rho w \quad \text{или} \quad \frac{dt}{dx} = \frac{r\rho w}{\lambda}.$$

Заменяя в последнем равенстве отношение λ/ρ произведением коэффициента теплопроводности жидкости a на ее теплоемкость c , получаем уравнение, характеризующее условия на границе раздела фаз при изменении агрегатного состояния:

$$\frac{dt}{dx} = \frac{rw}{ca}. \quad (6.66)$$

При делении правой части уравнений (6.66) на левую получим безразмерный комплекс: $\frac{rwdx}{cadt}$.

Вычеркнув в полученном комплексе символы дифференцирования и направления (замена x на неориентированный в определенном направлении линейный размер l), получим число подобия: $rw l/(cta)$. Его представляют в виде произведения двух безразмерных комплексов (чисел подобия), причем в первом комплексе температуру t заменяют некоторой разностью температур Δt :

$$\frac{r}{c\Delta t} \cdot \frac{\omega l}{a} = K \text{ Pe}. \quad (6.67)$$

В равенстве (6.67) величина

$$K = r/c\Delta t. \quad (6.68)$$

является *числом теплового подобия при изменении агрегатного состояния*. Величина Δt представляет собой разность между температурой фазового превращения и температурой одной из фаз, а произведение $c\Delta t$ является теплотой перегрева или переохлаждения рассматриваемой зоны относительно температуры фазового превращения. Число K является мерой отношения тепла, идущего на изменение агрегатного состояния вещества, к теплоте перегрева или переохлаждения одной из фаз относительно температуры фазового превращения. Число K характеризует относительное изменение количества протекающей жидкости вследствие изменения агрегатного состояния на границе раздела фаз.

Из различных случаев теплоотдачи при изменении агрегатного состояния наибольшее значение для процессов химической технологии имеют теплоотдача при конденсации паров и теплоотдача при кипении жидкостей.

Теплоотдача при конденсации паров. Расчетные зависимости по теплоотдаче при конденсации паров можно получить как на основе теории подобия, так и на основе гидродинамического и теплового анализа процесса конденсации. Естественно, что как первый путь, так и второй путь дают одинаковые результаты при одинаковой схеме процесса.

Наиболее удовлетворительной схемой процесса конденсации паров следует признать схему Нуссельта, согласно которой, на поверхности твердого тела, воспринимающего тепло от пара, происходит *плочная конденсация* при отсутствии конденсации в виде капелек — *капельной конденсации**. Пленка жидкости, образующаяся на поверхности твердого тела, представляет собой основное термическое сопротивление распространению тепла от пара к твердому телу. Эта пленка стекает с тела и по мере движения книзу утолщается в результате конденсации пара по всей поверхности твердого тела.

Анализ этого процесса на основе теории подобия позволяет установить следующую зависимость:

$$Nu = f(Pr, K, Ga), \quad (6.69)$$

где $Ga = gl^3/\nu^3$ — критерий Галилея.

В результате гидродинамического и теплового анализа процесса, плочной конденсации пара, а также представления опытных данных в виде уравнения подобия (6.69) получены следующие соотношения.

Для ламинарного режима течения пленки ($PrKGa < 10^{15}$)

$$Nu = C (PrKGa)^{0,25}. \quad (6.70)$$

или

$$\alpha = C \sqrt[4]{\lambda^3 g \rho^3 r / (H \Delta t \mu)}, \quad (6.71)$$

где α — коэффициент теплоотдачи, Вт/(м²·град); C — коэффициент, равный 0,94 при конденсации пара на вертикальной стенке (или трубе) и 0,72 — при конденсации пара на горизонтальной трубе; λ , ρ , μ — соответственно коэффициент теплопроводности, Вт/(м·град), плотность, кг/м³, вязкость, Па·с конденсата, определяемые при средней температуре пленки $t = 0,5 \times (t_s + t_w)$; t_s — температура насыщения пара, °С; t_w — температура стенки, °С; $\Delta t = t_s - t_w$; H — определяющий размер, м (при конденсации на вертикальной стенке — высота стенки, при конденсации на горизонтальной трубе — диаметр трубы); r — теплота парообразования, Дж/кг, при температуре насыщения.

Для турбулентного режима течения пленки ($PrKGa > 10^{15}$)

$$Nu = 0,068 (PrKGa)^{1/3}. \quad (6.72)$$

Теплоотдача при конденсации паров зависит при прочих равных условиях от скорости и направления течения паров, от состояния поверхности конденсации, от состава паров и их перегрева.

Формулы (6.70) — (6.72) получены для случая конденсации неподвижного пара. Для движущегося пара значение коэффициента теплоотдачи может быть либо больше, либо меньше по сравнению с неподвижным. Коэффициент теплоотдачи увеличивается со скоростью движения пара, если поток его умень-

* В промышленных аппаратах в подавляющем большинстве случаев происходит плочная конденсация паров, однако искусственно могут быть созданы условия и для капельной конденсации, при которой теплоотдача в 10—20 раз интенсивнее, чем при плочной.

шает толщину пленки конденсата или срывает ее. Если же поток пара препятствует движению пленки и при этом не срывает ее, то увеличение скорости пара приводит к уменьшению коэффициента теплоотдачи.

При шероховатых поверхностях коэффициенты теплоотдачи меньше, чем при гладких, так как их сопротивление течению жидкой пленки больше и потому меньше скорость стекания пленки и больше ее толщина.

Теплоотдача при конденсации паров, содержащих газы, менее интенсивна, чем теплоотдача при конденсации чистых паров. Содержание в водяном паре 1% воздуха уменьшает коэффициент теплоотдачи на 60%, а содержание 3% воздуха — на 80%. Дальнейшее увеличение примесей воздуха в меньшей мере влияет на величину коэффициента теплоотдачи. Указанное явление объясняется тем, что при конденсации паров, содержащих инертные газы, возникает дополнительное термическое сопротивление, оказываемое инертными газами, скапливающимися у поверхности пленки.

Если конденсируется смесь паров, образующая раствор из нескольких веществ, то конденсация протекает так же, как и конденсация паров индивидуальных веществ. В этом случае при вычислении коэффициента теплоотдачи по формулам (6.70) — (6.72) берутся значения физических параметров раствора. Если же конденсирующаяся смесь паров образует жидкость, состоящую из несмешивающихся компонентов, то теплоотдача обуславливается физическими свойствами того компонента, содержание которого больше, чем его должно быть в постоянно кипящей смеси. Конденсация паров с составом постоянно кипящей смеси может протекать с коэффициентами теплоотдачи, как большими, так и меньшими, чем для чистых компонентов смеси, в зависимости от характера смачивания поверхности образующимся конденсатом.

Теплоотдача при кипении жидкостей. Теплоотдача при кипении жидкостей относится к числу особенно сложных процессов, поэтому до последнего времени никому из исследователей не удалось еще сделать теоретических обобщений, позволяющих вполне надежно вычислять коэффициенты теплоотдачи для этого случая.

Исследования процесса кипения жидкостей показывают, что при кипении пар образуется в виде пузырьков в определенных местах (центрах) поверхности нагрева. При хорошей смачиваемости жидкостью поверхности нагрева (на рис. 6.5, а при

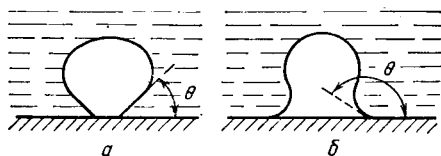


Рис. 6.5. Форма паровых пузырьков при кипении на смачиваемой (а) и несмачиваемой (б) поверхностях нагрева

небольшом угле θ), жидкость подтекает под пузырьки и облегчает их отрыв от поверхности нагрева. При плохой смачиваемости пузырьки пара имеют широкое основание и достигают при отрыве больших размеров (на рис. 6.5, б при большом угле θ); фактически отрывается только вершина пузырька, а у поверхности нагрева все время имеется паровая прослойка. При большом числе центров парообразования поверхность нагрева может покрываться сплошной паровой пленкой. В этом случае из-за плохой теплопроводности пара коэффициенты теплоотдачи имеют малые значения. Таким образом, при кипении жидкостей, плохо смачивающих поверхность нагрева, коэффициенты теплоотдачи значительно меньше, чем при кипении жидкостей, хорошо смачивающих поверхности нагрева.

Измерение температур в объеме кипящей жидкости указывает на следующий характер температурного поля. Непосредственно у поверхности нагрева жидкость имеет температуру, равную температуре этой поверхности. На расстоянии 2—3 мм от поверхности нагрева температура жидкости резко уменьшается до значения, превышающего на 0,3—0,5 °C температуру образующегося пара. Эта температура сохраняется практически во всем объеме жидкости, т. е. жидкость в основной массе незначительно перегрета.

Отрывающийся от поверхности нагрева пузырек пара имеет в момент отрыва диаметр d_0 , обусловленный лишь поверхностным натяжением жидкости σ (в Н/м), краевым углом смачивания (в градусах) и плотностями жидкости $\rho_{ж}$ и пара ρ_n (в кг/м³):

$$d_0 = 0,020 \left[\frac{\sigma}{g(\rho_{ж} - \rho_n)} \right]^{1/2}. \quad (6.73)$$

Расчет по формуле (6.73), выведенной на основе теории капиллярности, показывает, что пузырьки водяного пара, отрывающиеся от поверхности нагрева при кипении воды при атмосферном давлении, имеют диаметр 2—3 мм.

По мере продвижения вверх через слой жидкости пузырек пара значительно увеличивается в объеме. Это свидетельствует о том, что пузырек пара при движении через слой жидкости получает от нее дополнительное количество пара и тепла. Обычно объем пузырька при движении вверх увеличивается в несколько десятков раз, а значит основное количество тепла воспринимается пузырьком не от поверхности нагрева, а от жидкости. Таким образом, из рассмотрения механизма парообразования при кипении жидкостей следует, что в этом случае теплоотдачи тепло передается от поверхности нагрева к жидкости, а от жидкости к пузырькам пара, а затем вместе с ними переносится в паровую фазу.

Число центров образования паровых пузырей и частота их отрыва и, следовательно, интенсивность теплоотдачи при кипении зависят от перепада температур Δt поверхности нагрева и

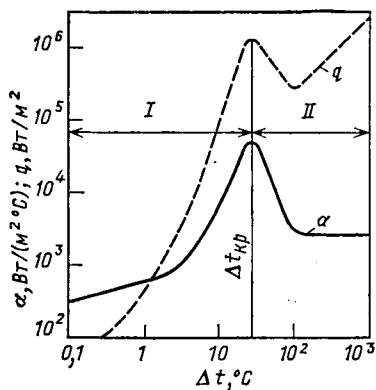


Рис. 6.6. Значение плотностей тепловых потоков и коэффициентов теплоотдачи при кипении воды в зависимости от разности температур поверхности нагрева и кипящей жидкости:

I — пузырьковое кипение; II — пленочное кипение

кипящей жидкости. На рис. 6.6 представлена зависимость между коэффициентом теплоотдачи α и разностью температур Δt при кипении воды. На этом же графике нанесены соответствующие значения плотности тепло-

вого потока q . Как видно из графика, коэффициент теплоотдачи увеличивается с ростом разности температур лишь до определенного предела, выше которого α резко уменьшается с увеличением Δt . Разность температур, соответствующая максимальному значению коэффициента теплоотдачи, называется критической разностью температур.

При рассмотрении функциональной зависимости $\alpha = f(\Delta t)$ для воды, кипящей в большом объеме, видно, что при значениях Δt до 5°C и соответственно плотностей теплового потока до 6000 Вт/м^2 наблюдается плавный рост α при возрастании Δt и теплоотдача обуславливается в основном естественной конвекцией. При дальнейшем увеличении Δt и q число центров парообразования на поверхности нагрева растет, что приводит к возрастанию α . При критической и большей разности температур поверхность нагрева покрывается сплошной пленкой пара и коэффициент теплоотдачи резко уменьшается.

Кипение при наличии сплошной пленки пара на поверхности нагрева называют *пленочным*, в отличие от кипения с парообразованием лишь в отдельных центрах, которое называют *пузырьковым*, или *ядерным*.

Критическая разность температур зависит от природы кипящей жидкости, температуры, давления и характера поверхности нагрева. Так, для воды, кипящей при атмосферном давлении, критическая разность температур составляет $\approx 25^\circ\text{C}$, для бензола $\approx 40^\circ\text{C}$, для бутанола $\approx 20^\circ\text{C}$ и т. д.

Очевидно, что выбираемые при осуществлении процессов кипения рабочие разности температур не должны превышать критических.

По данным, основанным на опытах с кипящей водой (в интервале давлений 10^5 — $225 \cdot 10^5 \text{ Па}$) и с другими жидкостями, С. С. Кутателадзе предлагает формулу для определения коэффициента теплоотдачи при пузырьковом кипении жидкости на чистой поверхности, погруженной в большой объем:

$$\alpha = 7 \cdot 10^{-4} \lambda \left(\frac{g(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}})}{\sigma} \right)^{0,5} \left(\frac{pq}{g(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}}) r \rho_{\text{п}} v} \right)^{0,7} \left(\frac{v}{a} \right)^{0,35} \quad (6.74)$$

где кроме ранее принятых обозначений, p — давление над поверхностью нагрева, Па.

Часто уравнением (6.74) невозможно пользоваться в практических расчетах ввиду отсутствия значений необходимых физических параметров жидкости и пара при температуре кипения. Поэтому для расчетов применяют найденные опытным путем зависимости для различных жидкостей вида

$$\alpha = Ar^n q^m, \quad (6.75)$$

где A , n , m — константы, которые находят по справочникам; p — давление; q — плотность теплового потока.

6.6. СЛОЖНЫЙ ТЕПЛОБМЕН

В тепловых процессах распространение тепла осуществляется в большинстве случаев одновременно теплопроводностью, тепловым излучением и конвекцией. Если передача тепла происходит одновременно всеми этими способами или хотя бы двумя из них, такой процесс называют *сложным теплообменом*.

Одним из важнейших случаев сложного теплообмена является процесс распространения тепла одновременно конвекцией и тепловым излучением. Для расчета такого случая теплообмена целесообразно применить уравнение, по форме аналогичное уравнению конвективного теплообмена (6.40), но с приведенным коэффициентом теплоотдачи.

Если температура теплоотдающей стенки t_w и температура тепловоспринимающей жидкости и ее оболочки t_f , то количество тепла, отдаваемое стенкой в единицу времени за счет конвективного теплообмена, составит

$$Q_K = \alpha (t_w - t_f) F, \quad (6.76)$$

а за счет теплового излучения

$$Q_H = C_{1-2} [(T_w/100)^4 - (T_f/100)^4] F. \quad (6.77)$$

Если ввести обозначение

$$\alpha_n = \frac{C_{1-2} [(T_w/100)^4 - (T_s/100)^4]}{t_w - t_f}. \quad (6.78)$$

(где α_n — коэффициент теплоотдачи лучеиспусканием), то Q_H можно выразить равенством

$$Q_H = \alpha_n (t_w - t_f) F. \quad (6.79)$$

Очевидно, что общее количество тепла, отданное стенкой в единицу времени, составит

$$Q = Q_K + Q_H = (\alpha + \alpha_n) (t_w - t_f) F \quad (6.80)$$

или

$$Q = \alpha^* (t_w - t_f) F, \quad (6.81)$$

где $\alpha^* = \alpha + \alpha_n$ — приведенный коэффициент теплоотдачи, показывающий, ка-

кое количество тепла отдает 1 м^2 стенки в окружающую среду в единицу времени при разности температур стенки и среды 1°С за счет конвективного теплообмена и теплового излучения.

В дальнейшем буквой α будем обозначать приведенный коэффициент теплоотдачи, учитывающий распространение тепла конвективным теплообменом и тепловым излучением.

6.7. ТЕПЛОПЕРЕДАЧА

В тепловых процессах осуществляется передача тепла — теплопередача от одного теплоносителя к другому, причем эти теплоносители в большинстве случаев разделены перегородкой (стенкой аппарата, стенкой трубы и т. п.). Количество передаваемого тепла определяется основным уравнением теплопередачи (6.2): $Q = K\Delta t_m F$.

В этом уравнении коэффициент теплопередачи K является суммирующим коэффициентом скорости теплового процесса, учитывающим необходимость перехода тепла от ядра потока первого теплоносителя к стенке (теплоотдачей), через стенку (теплопроводностью) и от стенки к ядру потока второго теплоносителя (теплоотдачей). Коэффициент теплопередачи определяет количество тепла, которое передается от одного теплоносителя к другому через единицу площади разделяющей их стенки в единицу времени при разности температур между теплоносителями 1°град .

Соотношение для расчета коэффициента теплопередачи можно вывести, рассмотрев процесс передачи тепла от одного теплоносителя к другому через разделяющую их стенку. На рис. 6.7 показана плоская стенка толщиной δ , материал которой имеет коэффициент теплопроводности λ . По одну сторону стенки протекает теплоноситель с температурой t_{f1} в ядре потока, по другую сторону — теплоноситель с температурой t_{f2} . Температуры поверхностей стенки t_{w1} и t_{w2} . Коэффициенты теплоотдачи α_1 и α_2 .

При установившемся процессе количество тепла, передаваемого

в единицу времени через площадку F от ядра потока первого теплоносителя к стенке, равно количеству тепла, передаваемого через стенку и от стенки к ядру потока второго теплоносителя. Это количество тепла можно опреде-

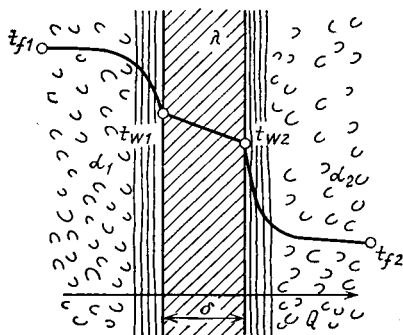


Рис. 6.7. Характер изменения температур при теплопередаче через плоскую стенку

лить по любому из соотношений:

$$Q = \alpha_1 (t_{f1} - t_{w1}) F,$$

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} (t_{w1} - t_{w2}) F,$$

$$Q = \alpha_2 (t_{w2} - t_{f2}) F.$$

Из этих соотношений можно получить:

$$\begin{aligned} t_{f1} - t_{w1} &= \frac{1}{\alpha_1} \cdot \frac{Q}{F}, \\ t_{w1} - t_{w2} &= \frac{\delta}{\lambda} \cdot \frac{Q}{F}, \\ t_{w2} - t_{f2} &= \frac{1}{\alpha_2} \cdot \frac{Q}{F}. \end{aligned} \quad (6.82)$$

Складывая эти уравнения, получим:

$$t_{f1} - t_{f2} = \frac{Q}{F} \left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} \right), \quad (6.83)$$

откуда

$$Q = \frac{1}{1/\alpha_1 + \delta/\lambda + 1/\alpha_2} (t_{f1} - t_{f2}) F. \quad (6.84)$$

Из сопоставления уравнений (6.2) и (6.84) найдем

$$K = \frac{1}{1/\alpha_1 + \delta/\lambda + 1/\alpha_2}, \quad (6.85)$$

откуда

$$1/K = 1/\alpha_1 + \delta/\lambda + 1/\alpha_2. \quad (6.86)$$

Величина $1/K$, обратная коэффициенту теплопередачи, представляет собой *термическое сопротивление теплопередаче*. Величины $1/\alpha_1$ и $1/\alpha_2$ являются *термическими сопротивлениями теплоотдаче*, а δ/λ — *термическим сопротивлением стенки*. Из уравнения (6.86) следует, что термическое сопротивление теплопередаче равно сумме термических сопротивлений теплоотдаче и стенки.

При расчетах коэффициента теплопередачи в случае многослойной стенки необходимо учитывать термические сопротивления всех слоев. В этом случае коэффициент теплопередачи определяют по формуле

$$K = 1 / \left(\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2} \right). \quad (6.87)$$

где i — порядковый номер слоя; n — число слоев,

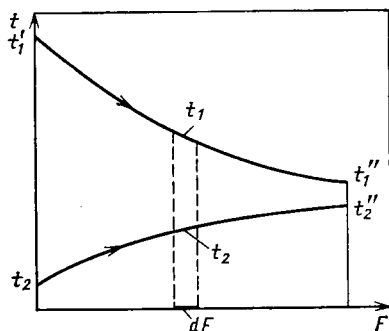


Рис. 6.8. Характер изменения температур теплоносителей при проточном движении их вдоль поверхности теплообмена

6.8. ДВИЖУЩАЯ СИЛА ТЕПЛОВЫХ ПРОЦЕССОВ

Движущей силой тепловых процессов является разность температур сред, при наличии которой тепло распространяется от среды с большей температурой к среде с меньшей температурой.

При теплопередаче от одного теплоносителя к другому разность между температурами теплоносителей не сохраняет постоянного значения вдоль поверхности теплообмена, и поэтому в тепловых расчетах, где применяется основное уравнение теплопередачи (6.2) к конечной поверхности теплообмена, необходимо пользоваться средней разностью температур.

На рис. 6.8 показан характер изменения температур теплоносителей при проточном движении их вдоль поверхности теплообмена. Один из теплоносителей охлаждается от температуры t'_1 до t''_1 , другой нагревается от t'_2 до t''_2 . Количество тепла, переданное в единицу времени от первого теплоносителя ко второму на произвольно выделенном элементе теплообменной поверхности можно определить по основному уравнению теплопередачи (6.1):

$$dQ = K(t_1 - t_2) dF, \quad (a)$$

где K — коэффициент теплопередачи; t_1 и t_2 — температуры теплоносителей по обе стороны элемента dF .

В результате теплообмена на элементе поверхности температура первого теплоносителя понизится на dt_1 , а второго — повысится на dt_2 :

$$dt_1 = -dQ/(G_1 c_1); \quad (б) \quad dt_2 = dQ/(G_2 c_2), \quad (в)$$

где G_1 и G_2 — расходы первого и второго теплоносителей; c_1 и c_2 — теплоемкости первого и второго теплоносителей.

Вычитая равенство (в) из равенства (б), получим:

$$d(t_1 - t_2) = -dQ[1/(G_1 c_1) + 1/(G_2 c_2)]. \quad (г)$$

Подставив значение dQ из уравнения (a) в равенство (г) и выполнив преобразования, имеем

$$\frac{d(t_1 - t_2)}{t_1 - t_2} = -K \left(\frac{1}{G_1 c_1} + \frac{1}{G_2 c_2} \right) dF. \quad (д)$$

Обозначив через Q общее количество тепла, переданное в единицу времени от первого теплоносителя ко второму на всей теплообменной поверхности F , из уравнения теплового ба-

ланса получим:

$$Q = G_1 c_1 (t_1' - t_1''); \quad (e) \quad Q = G_2 c_2 (t_2'' - t_2'). \quad (ж)$$

Подставив значения $G_1 c_1$ и $G_2 c_2$ из уравнений (e) и (ж) в равенство (д), имеем:

$$\frac{d(t_1 - t_2)}{t_1 - t_2} = -\frac{K}{Q} [(t_1' - t_1'') + (t_2'' - t_2')] dF. \quad (з)$$

Проинтегрировав уравнение (з) при постоянном K , получим

$$Q = KF \frac{(t_1' - t_2') - (t_1'' - t_2'')}{2,3 \lg [(t_1' - t_2') / (t_1'' - t_2'')]} \quad (и)$$

Обозначив наибольшую разность температур между теплоносителями $\Delta t_6 = t_1' - t_2'$, а наименьшую $\Delta t_m = t_1'' - t_2''$, подставим соотношение (и) в следующем виде:

$$Q = KF \frac{\Delta t_6 - \Delta t_m}{2,3 \lg (\Delta t_6 / \Delta t_m)}. \quad (к)$$

Сопоставив уравнения (к) и (6.2), получим соотношение для определения средней разности температур:

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_6 - \Delta t_m}{2,3 \lg (\Delta t_6 / \Delta t_m)}. \quad (6.88)$$

Это соотношение справедливо также и для случая противоточного движения теплоносителей вдоль поверхности теплообмена.

При небольших изменениях температур теплоносителей, когда $\Delta t_m / \Delta t_6 \geq 0,5$, среднюю разность температур можно вычислять как среднеарифметическую:

$$\Delta t_m = (\Delta t_6 + \Delta t_m) / 2. \quad (6.89)$$

При этом ошибка не превышает 4%.

При перекрестном токе теплоносителей среднюю разность температур можно вычислять по формуле (6.88) с поправочным коэффициентом $e_{\Delta t}$:

$$\Delta t_m = e_{\Delta t} \frac{\Delta t_6 - \Delta t_m}{2,3 \lg (\Delta t_6 / \Delta t_m)}. \quad (6.90)$$

Поправочный коэффициент $e_{\Delta t}$ находят по графикам в зависимости от соотношения температур теплоносителей. В литературе* представлены графики для некоторых случаев перекрестного тока теплоносителей. Величины P и R , указанные на этих графиках, находят по формулам

$$P = \frac{t_2'' - t_2'}{t_1' - t_2'}, \quad (6.91) \quad R = \frac{t_1' - t_1''}{t_2'' - t_2'}. \quad (6.92)$$

* Михеев М. А., Михеева И. М. Основы теплопередачи, М.: Энергия, 1973.

6.9. ТЕПЛООБМЕН С ЗЕРНИСТЫМИ МАТЕРИАЛАМИ И НАСАДКАМИ

Наиболее распространенные в процессах химической технологии случаи теплообмена с зернистыми материалами и различными насадочными телами показаны на рис. 6.9, *a—д*:

a — теплообмен неподвижного слоя зернистого материала (насадки) через ограничивающую этот слой стенку;

б — теплообмен движущегося сплошным потоком слоя зернистого материала через ограничивающую этот слой стенку;

в — теплоотдача к газу, движущемуся через неподвижный слой зернистого материала (насадки);

г — теплоотдача от газа к неподвижному слою зернистого материала (насадки);

д — теплоотдача к псевдоожиженному слою зернистого материала.

Теплообмен неподвижного слоя зернистого материала (насадки) через ограничивающую этот слой стенку. Решение задачи о температурном поле, а также о количестве отданного или полученного тепла при охлаждении или нагревании неподвижного слоя зернистого материала (насадки) через ограничивающую этот слой стенку сводят к задаче охлаждения или нагревания твердого тела (имеющего форму аппарата, в котором размещен зернистый материал) в нестационарных условиях.

Наибольший практический интерес представляет охлаждение или нагревание твердого тела, при которых тепловое взаимодействие этого тела с окружающей средой осуществляется теплоотдачей.

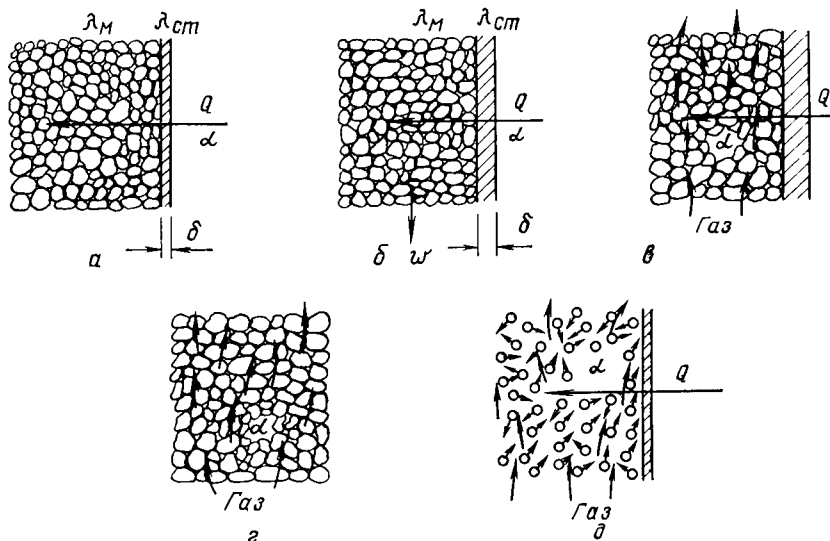


Рис. 6.9. Различные случаи теплообмена с зернистыми материалами и насадками

Рис. 6.10. Характер распределения температур при охлаждении неограниченной пластины

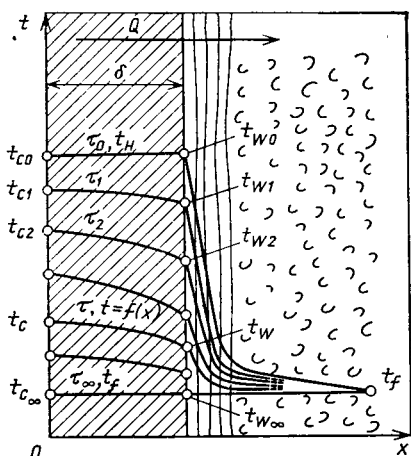
Рассмотрим процесс охлаждения наиболее простого тела — неограниченной пластины толщиной 2δ (рис. 6.10). В начальный момент времени τ_0 температура во всем объеме пластины постоянна и равна t_n . Пластину с двух сторон омывает поток жидкости. Так как система симметрична, рассмотрим процесс, протекающий только по одну сторону от средней плоскости пластины. Принимаем, что в рассматриваемом сечении, перпендикулярном средней плоскости пластины и направлению потока жидкости, температура t_f в ядре жидкости постоянна в течение всего процесса. При охлаждении твердого тела жидкостью ($t_n > t_f$) тепло переходит от пластины в жидкость, причем от средней плоскости пластины к поверхности тепло распространяется теплопроводностью, а от поверхности в ядро жидкости — теплоотдачей.

В начальный момент времени τ_0 градиент температуры по толщине пластины равен нулю ($dt/dx=0$, $t=\text{const}=t_n$) и тепло начинает переходить из пластины в поток жидкости только из объема, непосредственно примыкающего к поверхности пластины. В потоке жидкости температура падает от значения t_{w0} (равного t_n) до t_f .

В последующие моменты времени $\tau_1, \tau_2, \dots, \tau$ из-за перемещения тепла из пластины в поток жидкости по толщине пластины наблюдаются градиенты температур, отличные от нуля, и температуры изменяются от значений соответственно $t_{c1}, t_{c2}, \dots, t_c$ в средней плоскости до $t_{w1}, t_{w2}, \dots, t_w$ на поверхности пластины, а в потоке жидкости — от $t_{w1}, t_{w2}, \dots, t_w$ до t_f в ядре потока. Предельное (минимальное) значение температуры по толщине пластины (равное t_f) соответствует времени $\tau \rightarrow \infty (\tau_\infty)$. Особенностью рассмотренного процесса охлаждения пластины является неустановившееся состояние процесса.

Для решения задачи о распространении тепла внутри пластины, а также внутри любого твердого тела дифференциальное уравнение теплопроводности (6.9) должно быть дополнено уравнением, характеризующим условия на границе раздела фаз твердое тело — жидкость. Такое уравнение может быть получено в результате следующих рассуждений.

К элементарной площадке на границе раздела фаз твердое тело — жидкость подводится тепло из твердой фазы в количе-



стве dQ , которое может быть определено по закону Фурье:

$$dQ = -\lambda \frac{\partial t}{\partial n} dF d\tau.$$

От элементарной площадки отводится в жидкость то же количество тепла dQ , которое может быть определено по закону Ньютона:

$$dQ = \alpha (t_w - t_f) dF d\tau.$$

Приравнивая правые части этих равенств, получаем дифференциальное уравнение, характеризующее условия распространения тепла на границе раздела фаз

$$-\lambda \frac{\partial t}{\partial n} = \alpha \Delta t. \quad (6.93)$$

Из уравнений (6.9) и (6.93) методами теории подобия можно получить числа подобия, характеризующие перемещение тепла внутри твердого тела, а также уравнение подобия.

Из уравнения (6.93) делением правой части на левую получаем безразмерный комплекс $\frac{\alpha \Delta t d n}{\lambda \partial t}$. Опустив в этом комплексе символы дифференцирования, разности и направления, получим *число Био*

$$Bi = \alpha l / \lambda. \quad (6.94)$$

Из дифференциального уравнения теплопроводности (6.9) делением одного из слагаемых правой части на левую получаем безразмерный комплекс $\frac{\partial^2 t \partial \tau}{\partial x^2 \partial t}$. Опустив в этом комплексе символы дифференцирования и направления, получим *число Фурье* $Fo = \alpha \tau / l^2$, которое ранее (6.46) было получено из дифференциального уравнения конвективного переноса тепла.

Задачи о распространении тепла внутри твердого тела для простейших случаев (тело простой геометрической формы, одномерное распространение тепла) имеют аналитическое решение, которое представляют в виде уравнения подобия

$$(t - t_f) / (t_n - t_f) = f(Bi, Fo, x/l), \quad (6.95)$$

где $(t - t_f) / (t_n - t_f)$ — определяемое число подобия, представляющее собой *безразмерную температуру* твердого тела в точке с координатой x в момент времени τ ; t — температура в точке с координатой x в момент времени τ (для этого момента времени определяется Fo); l — определяющий размер твердого тела; x/l — *безразмерная координата* точки, в которой определяется температура t .

В рассмотренном случае охлаждения неограниченной пластины определяющим размером является половина ее толщины δ . В момент времени τ температура по толщине пластины изменяется от значения t_c до значения t_w в зависимости от координаты x , т. е. $t = f(x)$.

Аналитические решения вида (6.95) дифференциального уравнения теплопроводности имеются для неограниченной пластины, бесконечно длинного цилиндра и шара в виде бесконечных рядов. Для упрощения расчетов применительно к перечисленным трем случаям составлены графики*, позволяющие по критериям Bi и Fo определять представляющие наибольший интерес для практики безразмерные температуры

$$(t_c - t_f)/(t_n - t_f) = f_1(Bi, Fo), \quad (6.96)$$

$$(t_w - t_f)/(t_n - t_f) = f_2(Bi, Fo), \quad (6.97)$$

$$(t_m - t_f)/(t_n - t_f) = f_3(Bi, Fo), \quad (6.98)$$

где t_c — температура в момент времени τ в средней плоскости неограниченной пластины (на оси бесконечно длинного цилиндра или в центре шара); t_w — температура на поверхности твердого тела; t_m — средняя для всего тела температура.

Решения (6.96) — (6.98) справедливы также для случаев нагревания твердых тел, т. е. когда $t_f > t_n$.

Для решения практических задач теплопроводности в твердых телах сложной формы используются аналитические и численные методы. Решения возможны при известных краевых условиях, включающих начальное распределение температур в теле и граничные условия на поверхности тела, которые могут быть заданы одним из трех способов: температурой поверхности, тепловым потоком и коэффициентом теплоотдачи.

Задачу о температурном поле охлаждаемого или нагреваемого неподвижного слоя зернистого материала (насадки) сводят к задаче охлаждения или нагревания твердого тела, которое имеет форму аппарата, наполненного зернистым материалом. В этом случае коэффициент теплопроводности твердого тела принимается равным коэффициенту теплопроводности слоя зернистого материала. Кроме того, при определении значения числа Bi необходимо учитывать термическое сопротивление стенки аппарата, пользуясь формулой

$$1/\alpha_{Bi} = 1/\alpha + \delta_{ст}/\lambda_{ст}, \quad (6.99)$$

где α_{Bi} — коэффициент теплоотдачи от слоя зернистого материала в окружающую среду, который вводится в расчет при определении значения числа Bi ; α — коэффициент теплоотдачи от стенки аппарата в окружающую среду; $\delta_{ст}$ — толщина стенки аппарата; $\lambda_{ст}$ — коэффициент теплопроводности материала стенки аппарата.

Теплообмен движущегося сплошным потоком слоя зернистого материала через ограничивающую этот слой стенку. При осуществлении непрерывных процессов нагревания или охлаждения зернистых материалов эти материалы в большинстве случаев движутся сплошным потоком по каналам, через стенки

* Графики для каждого из указанных тел, соответствующие уравнениям (6.96) — (6.98), представлены в литературе (Михеев М. А., Михеева И. М. Основы теплопередачи. М.: Энергия, 1973).

которых подводится или отводится тепло. Наибольшее практическое значение имеет случай охлаждения (или нагревания) зернистого материала, движущегося сплошным потоком по вертикальной трубе. Как показывают опыты, основная масса зернистого материала при движении по вертикальной трубе сплошным потоком под действием силы тяжести перемещается подобно сплошному стержню.

Стержнеобразное движение зернистого материала позволяет применить к расчету теплообмена для этого случая закономерности охлаждения (или нагревания) бесконечно длинного кругового цилиндра из того же зернистого материала в нестационарных условиях. Рассмотрим элементарный цилиндр из зернистого материала, который движется по вертикальной трубе сплошным потоком. Радиус этого цилиндра равен внутреннему радиусу трубы, а высота настолько мала, что может быть принята за дифференциал длины. С момента входа элементарного цилиндра в трубу он начинает охлаждаться (или нагреваться) от температуры t_n в результате теплообмена с окружающей средой, имеющей температуру t_f .

Если пренебречь потоком тепла вдоль оси цилиндра, то охлаждение (или нагревание) элемента будет происходить в условиях нестационарного режима так же, как и бесконечно длинного цилиндра того же радиуса. Поэтому распределение температур в элементарном цилиндре, покидающем трубу, будет такое же, как в неподвижном бесконечно длинном цилиндре того же радиуса, который охлаждался (или нагревался) в тех же условиях. Время охлаждения (или нагревания) τ цилиндра из зернистого материала определяется скоростью его движения по трубе и длиной охлаждаемого (или нагреваемого) участка трубы.

Температуры на оси цилиндра (трубы) t_c и поверхности цилиндра (у стенки трубы) t_w , а также средняя для слоя зернистого материала температура t_m могут быть определены аналитически или по графикам, упомянутым выше.

При определении значения критерия Bi необходимо учитывать термическое сопротивление стенки трубы [по соотношению (6.99)].

Теплоотдача к газу, движущемуся через неподвижный слой зернистого материала (насадки). Этот вид теплообмена часто встречается при осуществлении процессов химической технологии, в частности при проведении каталитических процессов. Для расчета коэффициентов теплоотдачи от стенки к газу, движущемуся через неподвижный слой зернистого материала (насадки), можно рекомендовать уравнения, предложенные Я. Ф. Батищевым:

$$\text{для } 7 < Re_d < 1250 \Gamma^{-0,5} \quad Nu_D = 1240 \Gamma^{1,3} Re_d^{1,4}, \quad (6.100)$$

$$\text{для } 1250 \Gamma^{-0,5} < Re_d < 5500 \Gamma^{-0,75} \quad Nu_D = 5150 \Gamma^{1,2} Re_d^{1,2}, \quad (6.101)$$

$$\text{для } 5500 \Gamma^{-0,75} < Re_d < 11\,000 \quad Nu_D = 16,1 \Gamma^{0,9} Re_d^{0,8}. \quad (6.102)$$

В этих уравнениях

$$Nu_D = \alpha D / \lambda_r, \quad \Gamma = D/d, \quad Re_d = wd/v,$$

где α — коэффициент теплоотдачи от стенки к газу, движущемуся через неподвижный слой зернистого материала; D — диаметр аппарата; d — диаметр зерна или насадочного тела; λ_r — коэффициент теплопроводности газа; w — скорость газа, отнесенная к полному сечению аппарата; v — коэффициент кинематической вязкости газа.

Теплоотдача от газа к неподвижному слою зернистого материала (насадки). Этот вид теплообмена встречается при нагревании (охлаждении) зернистого материала или других насадочных тел потоком газа.

Коэффициенты теплоотдачи от газа к неподвижным частицам зернистого материала (насадки) можно рассчитать по уравнениям, предложенным С. А. Кругловым:

$$Nu = 0,1 Re \quad (\text{для } 40 < Re < 200); \quad (6.103)$$

$$Nu = 0,286 Re^{0,8} \quad (\text{для } 200 < Re < 610), \quad (6.104)$$

где $Nu = \alpha d / \lambda_r$; $Re = wd/v$; α — коэффициент теплоотдачи от газа к неподвижным частицам зернистого материала (насадки); остальные обозначения те же, что в уравнениях (6.100) — (6.102).

Теплоотдача к псевдооживленному слою зернистого материала. Теплоотдача от стенки теплообменного устройства к псевдооживленному слою зернистого материала относится к наиболее интенсивному виду теплообмена с зернистыми материалами. Коэффициент теплоотдачи для этого случая теплообмена зависит от скорости продувки газа через псевдооживленный слой зернистого материала, причем до определенного предела коэффициент теплоотдачи возрастает с увеличением скорости продувки слоя газом; после достижения максимального значения наблюдается уменьшение значений коэффициентов теплоотдачи с увеличением скорости продувки слоя газом. Очевидно, что наиболее эффективная работа теплообменных устройств может быть достигнута при максимальных значениях коэффициента теплоотдачи.

Н. Н. Варыгин и И. Г. Мартюшин на основании опытных данных получили уравнение, позволяющее определить значение числа Нуссельта, соответствующее максимальному значению коэффициента теплоотдачи:

$$Nu_{\max} = 0,86 Ar^{0,8}, \quad (6.105)$$

где $Nu_{\max} = \alpha_{\max} d_{\text{эк}} / \lambda_r$; $Ar = g d_{\text{эк}}^3 \rho_r / (v^2 \rho_{\text{ж}})$; $\alpha_{\max}$ — максимальное для данной псевдооживленной системы значение коэффициента теплоотдачи; $d_{\text{эк}}$ — эквивалентный диаметр частицы зернистого материала; λ_r — коэффициент теплопроводности газа; ρ_r и $\rho_{\text{ж}}$ — плотности соответственно частиц зернистого материала и газа; v — кинематический коэффициент вязкости газа; g — ускорение свободного падения.

Формула (6.105) справедлива при значениях чисел Архимеда 30—135 000.

Для оценки эффективности теплоотдачи могут служить следующие ориентировочные значения коэффициентов теплоотдачи в промышленных теплообменных устройствах:

Теплоотдача	α , Вт/(м ² ·°С)
При нагревании и охлаждении газов	1—60
перегретых паров	25—120
жидкостей	60—6000
При кипении жидкостей	600—35 000
При конденсации водяных паров пленочной	5000—18 000
капельной	50 000—140 000
При конденсации паров органических жидкостей	600—2500

ГЛАВА 7

НАГРЕВАНИЕ, ОХЛАЖДЕНИЕ И КОНДЕНСАЦИЯ

Нагревание широко применяют в химической технике для ускорения многих массообменных процессов и химических превращений. В зависимости от температурных и других условий проведения процесса применяют различные методы нагревания — для каждого конкретного процесса наиболее оправданный в технологическом и экономическом отношении метод.

Наибольшее распространение в химической технике получили следующие методы нагревания: *водяным паром, топочными газами, промежуточными теплоносителями, электрическим током.*

7.1. НАГРЕВАНИЕ ВОДЯНЫМ ПАРОМ

Для нагревания применяют преимущественно насыщенный водяной пар давлением до 1—1,2 МПа. Использование пара более высокого давления обычно экономически неоправданно. Соответственно указанному давлению нагревание насыщенным водяным паром ограничено температурой 190°С. В процессе нагревания насыщенный пар конденсируется. При этом выделяется тепло, равное теплоте испарения жидкости.

Широкому распространению нагревания водяным паром способствуют достоинства этого метода обогрева, а именно:

1) большое количество тепла, выделяющегося при конденсации единицы массы водяного пара (2260—1990 кДж на 1 кг конденсирующегося пара при давлениях соответственно 0,1—1,2 МПа);

Рис. 7.1. Паровой барботер:

1 — резервуар; 2 — барботер; 3 — паропровод

2) высокий коэффициент теплоотдачи от конденсирующего пара к стенке — порядка $5000\text{—}18\,000\text{ Вт}/(\text{м}^2\cdot^\circ\text{С})$;

3) равномерность обогрева (так как конденсация пара происходит при постоянной температуре).

Нагревание «острым» паром. При таком способе водяной пар вводится непосредственно в нагреваемую жидкость; конденсируясь, он отдает жидкости тепло, а конденсат смешивается с этой жидкостью.

Для нагревания и одновременного перемешивания жидкости пар вводят через барботер — трубу с рядом небольших отверстий. Барботер располагают на дне резервуара в виде спирали (рис. 7.1) или колец.

Расход «острого» пара при периодическом нагревании жидкости определяют из уравнения теплового баланса:

$$Gct_1 + DH = Gct_2 + Dc_{\text{в}}t_2 + Q_{\text{п}}\tau, \quad (7.1)$$

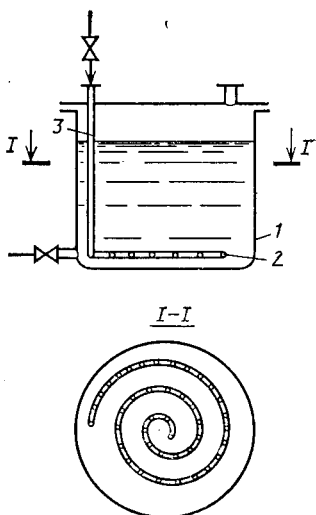
$$D = \frac{Gc(t_2 - t_1) + Q_{\text{п}}\tau}{H - c_{\text{в}}t_2}, \quad (7.2)$$

где G — количество нагреваемой жидкости, кг; D — расход греющего пара, кг; c — теплоемкость нагреваемой жидкости, $\text{кДж}/(\text{кг}\cdot^\circ\text{С})$; $c_{\text{в}}$ — теплоемкость конденсата, $\text{кДж}/(\text{кг}\cdot^\circ\text{С})$; H — энтальпия греющего пара, $\text{кДж}/\text{кг}$; t_1 и t_2 — температура жидкости соответственно до и после нагревания, $^\circ\text{С}$; $Q_{\text{п}}$ — потери тепла аппаратом в окружающую среду, $\text{кДж}/\text{ч}$; τ — продолжительность нагрева, ч.

При обогреве «острым» паром происходит неизбежное разбавление нагреваемой жидкости конденсатом — водой. Обычно этот способ применяют для нагревания воды и водных растворов.

Нагревание «глухим» паром. В том случае, когда нагреваемая жидкость может взаимодействовать с водой, или контакт между ними недопустим, или же нельзя разбавлять нагреваемую жидкость, применяют нагревание «глухим» паром. В этом случае жидкость нагревается паром через разделяющую их стенку в аппаратах с рубашками, со змеевиками и т. д.

Греющий «глухой» пар целиком конденсируется и выводится из парового пространства нагревательного аппарата в виде конденсата. Температуру конденсата можно с достаточной точностью принять равной температуре насыщенного греющего пара.



Расход «глухого» пара при непрерывном нагревании жидкости определяют из уравнения теплового баланса:

$$Gct_1 + DH = Gct_2 + Dc_{\text{в}}t_{\text{в}} + Q_{\text{п}}, \quad (7.3)$$

$$D = \frac{Gc(t_2 - t_1) + Q_{\text{п}}}{H - c_{\text{в}}t_{\text{в}}}, \quad (7.4)$$

где G — поток нагреваемой жидкости, кг/ч; D — расход греющего пара, кг/ч; t_2 — температура конденсата, °C; остальные обозначения — те же, что и в соотношении (7.1).

Отвод конденсата и неконденсирующихся газов. Для быстрого автоматического удаления конденсата из парового пространства аппарата без потери острого пара применяют специальные приспособления — *конденсатоотводчики* (*водоотводчики*). Имеются десятки различных конструкций конденсатоотводчиков, которые по принципу действия запорного элемента классифицируются на три большие группы: *поплавковые*, приводимые в действие изменением уровня конденсата; *термостатические*, приводимые в действие изменением температуры конденсата; *термодинамические*, в которых открытие или закрытие клапана обусловлено изменением перепада давления между входом в конденсатоотводчик и камерой давления.

Схема поплавкового конденсатоотводчика с закрытым поплавком изображена на рис. 7.2, а. При поступлении в корпус 3 конденсата поплавок 2 всплывает, поднимая клапан 1 для выпуска конденсата. С выходом конденсата поплавок опускается, и клапан закрывает выходное отверстие. При непрерывном поступлении конденсата клапан открыт соответственно постоянному расходу. Вертикальное положение поплавка с клапаном фиксируется стержнем 4 и направляющим стаканом 5.

Термостатический конденсатоотводчик с давлением пара (рис. 7.2, б) имеет термостат — деформируемый элемент (сильфон) 6, на котором закреплен клапан 1. Термостат заполнен легкокипящей жидкостью. При заполнении конденсатоотводчика

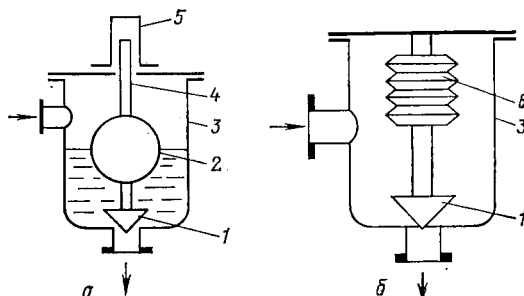
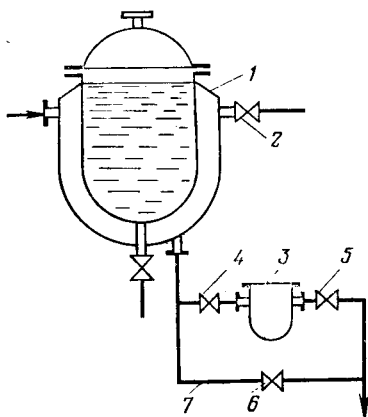


Рис. 7.2. Конденсатоотводчики:

а — с закрытым поплавком; б — термостатический с давлением пара; 1 — клапан; 2 — поплавок; 3 — корпус; 4 — стержень; 5 — направляющий стакан; 6 — деформируемый элемент (сильфон)

Рис. 7.3. Схема установки водоотводчика:

1 — нагревательный аппарат; 2 — отдувочный вентиль; 3 — водоотводчик; 4—6 — запорные вентили; 7 — обводная линия



паром жидкость вскипает, давление в термостате возрастает, и он расширяется; при этом клапан закрывает выходное отверстие. При заполнении конденсатоотводчика конденсатом пары легкокипящей жидкости в термостате конденсируются, давление уменьшается, термостат сжимается, и клапан открывает выходное отверстие для конденсата.

Водоотводчиком может служить *подпорная шайба*, представляющая собой диск с одним или несколькими отверстиями, площадь сечения которых обеспечивает истечение заданного количества конденсата при заданном перепаде давления. Перед шайбой обычно устанавливают конический фильтр из провололочной сетки, предотвращающей засорение отверстий в шайбе.

Подобно подпорной шайбе работает *подпорный фильтр*. Здесь роль шайбы выполняет слой песка или гравия, насыпанный на сетку. В зависимости от размера частиц фильтрующего слоя высоту его выбирают так, чтобы производительность строго отвечала количеству отводимого конденсата.

Схема установки водоотводчика дана на рис. 7.3. Водоотводчики размещают не менее чем на 0,5 м ниже места вывода конденсата из парового пространства нагревательного аппарата. Для обеспечения непрерывной работы аппарата при ремонте и осмотре водоотводчиков их снабжают обводной линией (рис. 7.3).

При обогреве «глухим» паром в паровом пространстве аппарата скапливаются неконденсирующиеся газы, главным образом воздух, попадающий в аппарат вместе с паром. Из-за наличия газов в паровом пространстве резко снижается коэффициент теплоотдачи при конденсации паров, поэтому газы периодически удаляют с продувкой через предусмотренный для этой цели в аппарате штуцер с вентилем.

7.2. НАГРЕВАНИЕ ТОПОЧНЫМИ ГАЗАМИ

Нагревание топочными газами — самый старый способ обогрева в химической промышленности. Этим способом осуществляется нагревание до температур 180—1000 °С. Дымовые (топочные) газы образуются при сжигании твердого, жидкого или газообразного топлива (преимущественно при атмосферном давлении) в топках или печах различной конструкции.

Особенностью нагрева дымовыми газами являются «жесткие» условия нагрева: значительные перепады температур и небольшие коэффициенты теплоотдачи от дымовых газов к стенкам обогреваемых аппаратов 15—35 Вт/(м²·°С). Благодаря большим температурным перепадам при нагревании дымовыми газами достигаются высокие тепловые нагрузки. Однако этот метод нагрева имеет ряд недостатков: трудно регулировать процесс и избежать перегрева материалов из-за неравномерности обогрева; при разбавлении дымовых газов большим количеством воздуха происходит окисление металлов; и, наконец, следует отметить огнеопасность обогрева дымовыми газами.

Для изготовления нагревательной аппаратуры при нагревании до 420 °С применяют обычные углеродистые стали, до 420—520 °С — легированные стали, до 520—1000 °С — специальные жаростойкие и жаропрочные стали.

Непосредственное нагревание топочными газами осуществляется в *трубчатых печах*, а также в *печах для реакционных котлов или автоклавов*.

Трубчатая печь для нагревания жидких продуктов изображена на рис. 7.4. Топочные газы образуются в топке 1, куда вводятся топливо (твердое, жидкое, газообразное) и необходимый для горения воздух. Для понижения температуры газов в топочном пространстве в топочную камеру 2 через окно 3 вентилятором 4 нагнетается воздух. Топочные газы омывают трубный змеевик 5, расположенный в шахте 6, а затем удаляются через боров 7.

Первая по ходу движения топочных газов часть печи называется *радиантной* (в ней основная часть тепла передается трубному змеевику путем излучения), вторая — *конвективной*

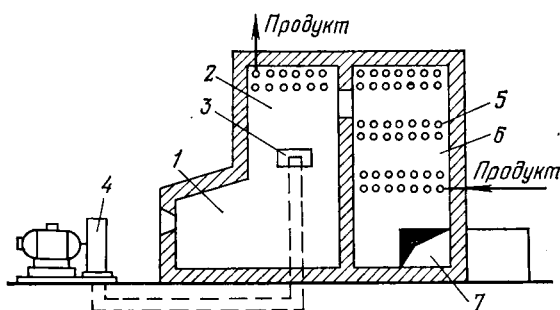


Рис. 7.4. Трубчатая печь:

1 — топка; 2 — топочная камера; 3 — окно; 4 — вентилятор; 5 — змеевик; 6 — шахта; 7 — боров

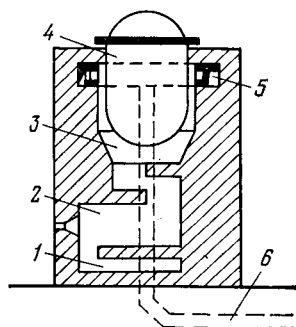
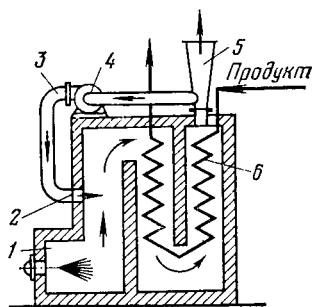


Рис. 7.5. Печь для реакционных котлов или автоклавов, работающая на газообразном топливе:

1 — канал; 2 — топка; 3 — камера; 4 — обогреваемый аппарат; 5 — кольцевой канал; 6 — боров

Рис. 7.6. Принципиальная схема обогрева с рециркуляцией дымовых газов:

1 — топка; 2 — окно; 3 — дымоход; 4 — вентилятор; 5 — дымовая труба; 6 — обогреваемый амесвик



(в ней тепло передается трубам главным образом путем конвекции).

Печь для реакционных котлов или автоклавов, работающая на газообразном топливе, изображена на рис. 7.5. Газообразное топливо сжигается в топке 2, куда через канал 1 подается необходимый для горения воздух. Дымовые газы направляются в камеру 3, где передают тепло обогреваемому аппарату 4. Отработанные дымовые газы через кольцевой канал 5 направляются в боров 6.

Непосредственное нагревание дымовыми газами, протекающее в «жестких» условиях при больших перепадах температур, может привести к недопустимым перегревам продуктов у стенок обогреваемых аппаратов.

Простейший способ «смягчения» условий нагревания — снижение температуры дымовых газов при одновременном повышении коэффициента теплоотдачи от газов к стенке обогреваемого аппарата. Для осуществления этого способа часть отработанных дымовых газов возвращают в печь для смешения с дымовыми газами, выходящими из топки, что приводит к снижению температуры и увеличению объема дымовых газов, обогревающих аппарат. При этом уменьшается перепад температуры, повышается скорость газов и, следовательно, увеличивается коэффициент теплоотдачи.

Подобные способы нагревания называются *нагреванием с рециркуляцией дымовых газов*.

Нагревательная печь с рециркуляцией топочных газов показана на рис. 7.6. В отличие от рассмотренных выше печей, здесь часть отработанных топочных газов непрерывно отсасывается вентилятором 4 и через дымоход 3 и окно 2 направляется на смешение с дымовыми газами, выходящими из топки.

Расход топлива при нагревании дымовыми газами определяют из уравнения теплового баланса:

$$Gct_1 + Q_0 = Gct_2 + Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_n, \quad (7.5)$$

где G — количество нагреваемого продукта, кг/ч; c — теплоемкость нагреваемого продукта, кДж/(кг·°С); t_1 и t_2 — температура продукта до нагревания и после него, °С; Q_0 — общее количество тепла, вносимого с топливом, кДж/ч; Q_1 — потери тепла с уходящими газами, кДж/ч; Q_2 — потери тепла от механической неполноты сгорания топлива, кДж/ч; Q_3 — потери тепла от химической неполноты сгорания топлива, кДж/ч; Q_n — потери тепла в окружающую среду, кДж/ч.

При нагревании дымовыми газами полезно используется тепло, которое передается через поверхность теплообмена:

$$Q = Gc(t_2 - t_1). \quad (7.6)$$

Общее количество тепла, которое необходимо внести с топливом, находят из уравнения теплового баланса (7.5):

$$Q_0 = Gc(t_2 - t_1) + Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_{\text{п}}. \quad (7.7)$$

Расход топлива (в кг/ч) определяют из соотношения

$$B = Q_0/q_0, \quad (7.8)$$

где $q_0 = q_{\text{т}} + q_{\text{в}} + q_{\text{с}}$ — тепло, которое вносится в топку 1 кг топлива, кДж/кг; $q_{\text{т}}$ — энтальпия топлива, кДж/кг; $q_{\text{в}}$ — энтальпия воздуха, который вносится в топку для сжигания 1 кг топлива, кДж/кг; $q_{\text{с}}$ — теплота сгорания топлива, кДж/кг.

7.3. НАГРЕВАНИЕ ПРОМЕЖУТОЧНЫМИ ТЕПЛОНОСИТЕЛЯМИ

При нагревании многих материалов для сохранения качества продуктов или обеспечения безопасной работы недопустим даже кратковременный их перегрев. В этих случаях для обогрева применяют промежуточные теплоносители, которые сначала нагреваются топочными газами, а затем передают воспринятое тепло обрабатываемому материалу.

В качестве промежуточных теплоносителей применяют минеральные масла, перегретую воду, высокотемпературные органические теплоносители (ВОТ), расплавленные смеси солей и др.

Нагревание топочными газами через жидкостную баню относится к простейшим способам нагревания промежуточными теплоносителями.

В случае нагревания на масляной бане (до температур 200—250 °С) аппарат снабжают рубашкой, заполненной маслом. Топочные газы омывают рубашку и передают тепло маслу, а масло через стенки аппарата — обрабатываемым материалам. Рубашка соединена трубопроводом с расширительным бачком, в который перетекает часть масла, когда объем его увеличивается при нагревании. В этот же бачок выбрасывается масло при бурном вскипании влаги (почти всегда содержащейся в свежем масле) в случае нагревания масла выше 100—120 °С.

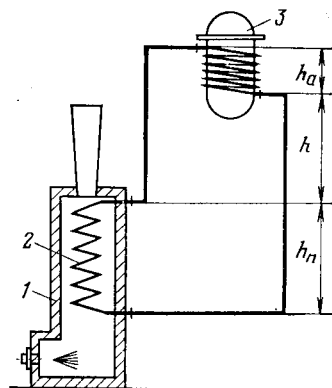
Нагревание через жидкостные бани не обеспечивает высоких коэффициентов теплопередачи, так как в рубашке в жидком промежуточном теплоносителе возникают только очень слабые конвекционные токи. Для повышения коэффициентов теплопередачи используют установки с *циркулирующим жидким промежуточным теплоносителем*.

Нагревание дымовыми газами с циркулирующим жидким промежуточным теплоносителем. Этот процесс осуществляется на *установках с естественной или принудительной циркуляцией теплоносителя*.

Принципиальная схема *установки с естественной циркуляцией жидкого теплоносителя* показана на рис. 7.7. Жидкий теплоноситель нагревается в змеевике 2 печи 1. В результате

Рис. 7.7. Принципиальная схема нагревательной установки с естественной циркуляцией жидкого промежуточного теплоносителя:

1 — печь; 2 — змеевик; 3 — обогреваемый аппарат



уменьшения при нагревании плотности теплоносителя он перемещается по трубопроводу вверх к обогреваемому аппарату 3. Теплоноситель проходит по змеевику, расположенному вокруг этого аппарата, и отдает тепло нагреваемому материалу. Температура теплоносителя при этом снижается, а плотность увеличивается, в результате чего он стекает по трубопроводу вниз. Таким образом осуществляется замкнутая циркуляция теплоносителя.

Тепловая производительность установки с естественной циркуляцией жидкого теплоносителя определяется равенством

$$Q = Gc(t_r - t_x), \quad (7.9)$$

где G — скорость циркуляции теплоносителя, кг/ч; c — теплоемкость теплоносителя, кДж/(кг·°C); t_r — температура теплоносителя в горячей ветви системы (до обогреваемого аппарата), °C; t_x — температура теплоносителя в холодной ветви системы (после обогреваемого аппарата), °C.

Скорость циркуляции теплоносителя может быть найдена из соотношения

$$G = 3600fwp, \quad (7.10)$$

где f — площадь сечения трубопровода, м²; w — линейная скорость теплоносителя в трубопроводе, м/с; ρ — плотность теплоносителя, кг/м³.

Линейную скорость теплоносителя в трубопроводе можно найти, исходя из законов гидродинамики. Если принять линейный закон изменения плотности теплоносителя в зависимости от высоты рабочей части обогреваемого аппарата h_a (м), а также от высоты змеевика в печи h_n (м), то напор, определяющий движение теплоносителя в системе, составит

$$\Delta p = gH(\rho_x - \rho_r), \quad (7.11)$$

где $H = h + 0.5(h_a + h_n)$; h — высота, определяющая положение обогреваемого аппарата над печью, м; ρ_x и ρ_r — плотности теплоносителя соответственно в холодной и горячей ветви системы, кг/м³.

Сопротивление горячей и холодной ветвей циркуляционной системы может быть выражено в виде

$$\Delta p_x + \Delta p_r = \frac{\rho_x w_x^2}{2} \left(1 + \sum \zeta_x\right) + \frac{\rho_r w_r^2}{2} \left(1 + \sum \zeta_r\right), \quad (7.12)$$

где w_x и w_r — линейная скорость теплоносителя соответственно в холодной и горячей ветви, м/с; $\sum \zeta_x$ и $\sum \zeta_r$ — сумма сопротивлений соответственно холодной и горячей ветви,

При одном и том же сечении трубопровода в холодной и горячей ветвях, согласно закону неразрывности потока, $w_x \rho_x g = w_r \rho_r g$ и, следовательно,

$$w_r = w_x \rho_x / \rho_r. \quad (7.13)$$

Подставляя найденное значение w_r в (7.12), получим:

$$\Delta p_x + \Delta p_r = \frac{w_x^2 \rho_x^2}{2} \left(\frac{1 + \sum \zeta_x}{\rho_x} + \frac{1 + \sum \zeta_r}{\rho_r} \right). \quad (7.14)$$

При установившемся процессе

$$\Delta p_x + \Delta p_r = \Delta p = gH (\rho_x - \rho_r).$$

Следовательно,

$$w_x = \frac{1}{\rho_x} \sqrt{\frac{2gH (\rho_x - \rho_r)}{(1 + \sum \zeta_x)/\rho_x + (1 + \sum \zeta_r)/\rho_r}}. \quad (7.15)$$

Из соотношения (7.15) следует, что тепловая производительность циркуляционных установок возрастает с увеличением разности высот расположения обогреваемого аппарата и печи и с увеличением разности плотностей теплоносителей в холодной и горячей ветвях; с ростом гидравлических сопротивлений системы ее тепловая производительность уменьшается. Скорость теплоносителя в условиях естественной циркуляции невелика: обычно порядка 0,1 м/с.

В установках с естественной циркуляцией в качестве теплоносителя обычно применяют перегретую воду или высокотемпературные органические теплоносители. Максимальная температура нагревания воды равна ее критической температуре 374°C при соответствующем давлении 22,5 МПа. До герметизации циркуляционной системы при разогреве из нее следует удалить воздух или другие неконденсирующиеся газы, поэтому установку заполняют только дистиллированной водой.

Работу установки желательно проводить при режиме, когда горячая ветвь системы заполнена преимущественно паром, а холодная — преимущественно жидкостью. В этих условиях благодаря большой разности между плотностями жидкости и пара скорость циркуляции воды увеличивается, и тепловая производительность установки возрастает.

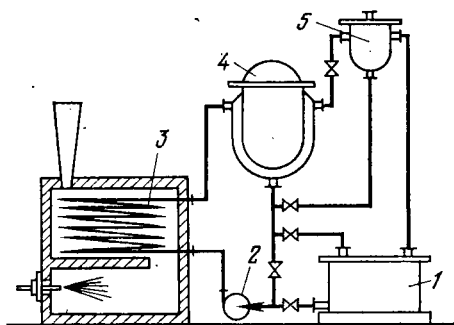
Установки с циркулирующей перегретой водой рассчитывают на рабочее давление 22,5 МПа. Это приводит к необходимости применения весьма сложной и металлоемкой аппаратуры и арматуры.

Высокая тепловая производительность установок достигается применением принудительной циркуляции жидких теплоносителей.

Установка с принудительной циркуляцией жидкого теплоносителя показана на рис. 7.8. Для наполнения системы необходимое количество теплоносителя перекачивают в нее из сбор-

Рис. 7.8. Схема нагревательной установки с принудительной циркуляцией жидкого промежуточного теплоносителя:

1 — сборник теплоносителя; 2 — насос; 3 — трубчатый нагреватель; 4 — обогреваемый аппарат; 5 — расширительный бачок



ника 1 насосом 2. После этого сборник 1 разобщается с системой перекрытием вентилей, и при работающем насосе 2 теплоноситель начинает циркулировать через трубчатый нагреватель 3 (расположенный в печи) и рубашку обогреваемого аппарата 4. В трубчатом нагревателе теплоноситель воспринимает тепло топочных газов, а в рубашке обогреваемого аппарата 4 отдает его обрабатываемому материалу.

Циркуляционные насосы должны безотказно работать при высокой температуре. Высокотемпературные насосы, выпускаемые в СССР, обеспечивают достаточно надежную работу.

Расход жидкого промежуточного теплоносителя при нагревании в установках с естественной или принудительной циркуляцией определяют из уравнения теплового баланса:

$$Gc_{\text{т}} + G_{\text{пр}}c_{\text{пр}t_{\text{пр.н}}} = Gc_{\text{т}} + G_{\text{пр}}c_{\text{пр}t_{\text{пр.к}}} + Q_{\text{п}}, \quad (7.16)$$

где $G_{\text{пр}}$ — количество перерабатываемого в обогреваемом аппарате продукта, кг/ч; $c_{\text{пр}}$ — теплоемкость перерабатываемого продукта, кДж/(кг·°C); $t_{\text{пр.н}}$ и $t_{\text{пр.к}}$ — начальная и конечная температуры перерабатываемого продукта, °C; $Q_{\text{п}}$ — потери тепла в окружающую среду, кДж/ч; остальные обозначения те же, что и в равенстве (7.9).

Отсюда расход жидкого промежуточного теплоносителя составит

$$G = \frac{G_{\text{пр}}c_{\text{пр}}(t_{\text{пр.к}} - t_{\text{пр.н}}) + Q_{\text{п}}}{c(t_{\text{т}} - t_{\text{х}})}. \quad (7.17)$$

В зависимости от заданных температур и давлений для установок с естественной и принудительной циркуляцией подбирают соответствующие жидкие промежуточные теплоносители: воду, газойль, высокотемпературные органические теплоносители, силиконы, расплавленные смеси солей, расплавленные металлы (см. табл. 2).

Нагревание дымовыми газами с применением жидких промежуточных теплоносителей возможно до температур 500 °C. При необходимости нагревания обрабатываемых материалов до более высоких температур применяют твердые зернистые промежуточные теплоносители.

Нагревание топочными газами с циркулирующим твердым зернистым промежуточным теплоносителем получает все более широкое распространение в технике. Этим способом можно на-

гревать различные технологические газы до температур порядка 1500°C . В качестве зернистых теплоносителей применяют жаростойкие твердые материалы (кварц, алюмосиликаты, диабаз, алунд, шамот и др.), измельченные до частиц размером $0,05\text{—}8\text{ мм}$.

Зернистые материалы имеют очень большую удельную поверхность — до $500\text{—}100\,000\text{ м}^2/\text{м}^3$, в зависимости от размеров частиц. Благодаря этому в сравнительно небольших аппаратах удается разместить значительные теплообменные поверхности и осуществить почти полный теплообмен между заполняющими аппараты зернистыми материалами и продуваемыми через них газами.

Для нагревания топочными газами каких-либо других газов с помощью зернистых материалов могут быть применены установки двух типов: 1) с циркулирующим зернистым материалом, движущимся в аппаратах сплошным потоком; 2) с циркулирующим зернистым материалом, который находится в аппаратах в псевдоожиженном состоянии.

Нагревательная установка с циркулирующим зернистым материалом, движущимся сплошным потоком, изображена на рис. 7.9. В футерованном огнеупорным кирпичом аппарате 5 находится зернистый материал. Через распределительное устройство 4 в аппарат из топки 3, работающей под давлением, поступают топочные газы. Устройство 4, выполненное, например, в виде нескольких перевернутых желобов, обеспечивает равномерное распределение потока топочных газов по сечению аппарата. Топочные газы, взаимодействуя противоточно с зернистым материалом, охлаждаются и выводятся через патрубок 9.

Зернистый материал поступает через патрубок 8 и движется в аппарате сплошным потоком по всему сечению, нагреваясь при этом топочными газами. Нагретый зернистый материал непрерывно выгружается через патрубок 10.

Аппарат 2 работает аналогично аппарату 5. В нем осуществляется нагревание технологических газов за счет взаимодействия с поступающим в верхнюю часть нагретым зернистым материалом. Охлажденный зернистый материал непрерывно отводится из аппарата 2 через патрубок 11 в загрузочное устройство 1 пневмотранспортной системы, куда воздуходувкой 12 подается транспортирующий газ. Последний подхватывает частицы зернистого материала и направляет их по пневмотранспортной трубе 7 в бункер-сепаратор 6. Здесь частицы осаждаются и пересыпаются в аппарат 5, а транспортирующий газ, освобожденный от твердых частиц, удаляется из аппарата.

Циркулирующий таким образом зернистый материал воспринимает тепло топочных газов в аппарате 5 и передает его нагреваемым технологическим газам в аппарате 2. Графики на рис. 7.9, построенные в координатах $t\text{—}H$ (температура — высота слоя зернистого материала), показывают характер из-

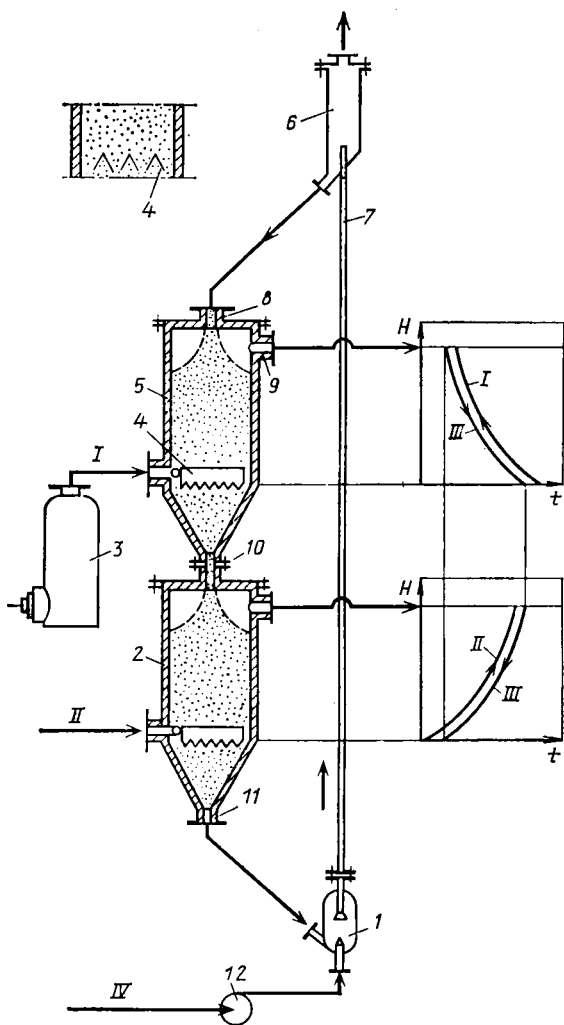


Рис. 7.9. Нагревательная установка с циркулирующим зернистым материалом, движущимся сплошным потоком:

1 — загрузочное устройство пневмотранспортной системы; 2 — аппарат для нагревания технологических газов; 3 — топка под давлением; 4 — распределительное устройство; 5 — аппарат для нагревания зернистого материала; 6 — бункер-сепаратор; 7 — пневмотранспортная труба; 8—11 — патрубки; 12 — воздуходувка; I — топочные газы; II — технологические газы; III — зернистый материал; IV — транспортирующий газ

менения температур газов и зернистого материала в результате противоточного взаимодействия их. В аппарате 5 можно нагреть зернистый материал до температуры, на 5—10 °С меньшей, чем температура поступающих в аппарат топочных газов, а в аппарате 2 можно нагреть технологические газы до температуры, на 5—10 °С меньшей, чем температура поступающего

в аппарат зернистого материала. Работа этих аппаратов протекает в условиях, соответствующих условиям работы аппаратов идеального вытеснения. Температура нагретых в установке технологических газов лишь на 10—20 °С ниже температуры поступающих топочных газов.

Описанная установка может работать при скоростях газов в аппаратах 5 и 2, меньших, чем скорость псевдоожижения. Стремление повысить производительность установки увеличением скорости газов приводит к необходимости работать с частицами больших размеров (2—8 мм). Однако при этом уменьшается удельная поверхность зернистого материала и, следовательно, возрастают габариты аппаратуры. Кроме того, пневмотранспорт частиц больших размеров затруднителен и осуществляется при повышенных расходах транспортирующего газа.

7.4. НАГРЕВАНИЕ ЭЛЕКТРИЧЕСКИМ ТОКОМ

В химической технике довольно широко применяют нагревание электрическим током в электропечах. При нагревании электрическим током необходимо предусматривать меры, предотвращающие перегрев материала и обеспечивающие электро- и пожаробезопасность.

По способу превращения электрической энергии в тепловую различают *электрические печи сопротивления, индукционные и дуговые*. Электрические печи сопротивления делятся на *печи прямого действия и печи косвенного действия*.

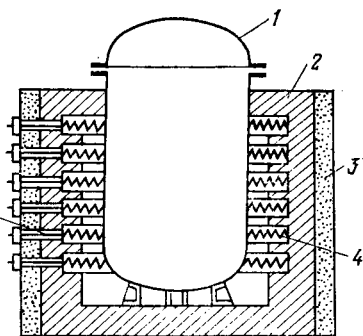
Электрические печи прямого действия. В этих печах нагреваемое тело включается непосредственно в электрическую цепь и нагревается при прохождении через него электрического тока. Часто печь прямого действия представляет собой аппарат, корпус которого является одним из электродов; другой электрод размещают в аппарате. Между электродами помещают жидкие или расплавленные нагреваемые материалы.

Электрические печи сопротивления косвенного действия получили большое распространение. В них тепло выделяется при прохождении электрического тока по специальным нагревательным элементам; выделяющееся тепло передается материалу лучеиспусканием, теплопроводностью и конвекцией. В таких печах осуществляется нагревание до температур 1000—1100 °С. Схема такой печи показана на рис. 7.10. Футеровка печи 2 выполнена из огнеупорного кирпича. В пазах футеровки уложены спиральные нагревательные элементы 4, к которым подводится ток через электрошины 5. Тепло, выделяющееся при прохождении электрического тока через спиральные нагревательные элементы, передается обогреваемому аппарату 1 лучеиспусканием и конвекцией. Тепловая изоляция 3 уменьшает потери тепла в окружающую среду.

Нагревательные элементы печей изготавливают из проволоки либо из ленты нихрома (сплав, содержащий 20% Cr, 30—80%

Рис. 7.10. Электрическая печь сопротивления косвенного действия:

1 — обогреваемый аппарат; 2 — футеровка печи; 3 — тепловая изоляция; 4 — спиральные нагревательные элементы; 5 — выводные электрошины



Ni и 0,5—50% Fe) или хроможелезоалюминиевых сплавов. Диаметр проволоки обычно 3—7 мм; в применяемых лентах отношение толщины к ширине 0,05—0,2.

Количество тепла, которое необходимо подвести в процессе нагревания электрическим током, определяют из уравнения теплового баланса:

$$Q_3 + Gct_n = Gct_k + Q_n, \quad (7.18)$$

где Q_3 — количество тепла, выделяющегося в нагревательном электрическом устройстве при прохождении электрического тока, кДж/ч; G — количество перерабатываемого в обогреваемом аппарате продукта, кг/ч; c — теплоемкость перерабатываемого продукта, кДж/(кг·°C); t_n и t_k — соответственно начальная и конечная температура перерабатываемого продукта, °C; Q_n — потери тепла в окружающую среду, кДж/ч.

Отсюда

$$Q_3 = Gc(t_k - t_n) + Q_n, \quad (7.19)$$

а мощность (в кВт) нагревательного электрического устройства

$$W = [Gc(t_k - t_n) + Q_n]/3600. \quad (7.20)$$

Электрические индукционные печи (рис. 7.11). Нагревание в этих печах осуществляется индукционными токами. Обогреваемый аппарат 1 является сердечником соленоида 2, охватывающего аппарат. По соленоиду пропускают переменный ток, при этом вокруг соленоида возникает переменное магнитное поле, которое индуцирует в стенках обогреваемого аппарата электродвижущую силу. Под действием возникающего вторичного тока нагреваются стенки аппарата. Соленоид выполняется из медной или алюминиевой проволоки, имеющей малое омическое сопротивление.

Диэлектрическое нагревание токами высокой частоты применяется при нагревании диэлектриков (пластмасс, резины, дерева и др.). Нагреваемое тело помещают между обкладками конденсатора. Под действием переменного электрического тока молекулы диэлектрика колеблются со скоростью, соответствующей частоте электрического поля, при этом в результате внутреннего трения между молекулами выделяется тепло. Количество выделяющегося тепла пропорционально квадрату напряжения и частоте тока. Нагревание ведут обычно токами высокой частоты ($0,5 \cdot 10^6$ — $100 \cdot 10^6$ Гц) при напряженности электрического поля 1000—2000 В/см. Для получения токов высокой частоты пользуются ламповыми генераторами. Диэлектрическое

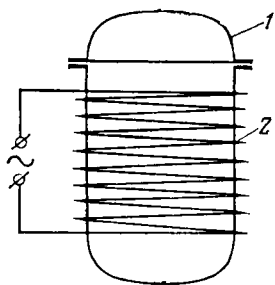


Рис. 7.11. Принципиальная схема электрической индукционной печи:

1 — обогреваемый аппарат; 2 — соленоид

нагревание отличается большими преимуществами: непосредственное выделение тепла во всей толщине нагреваемого материала (обеспечивающее равномерный прогрев обрабатываемого материала), большая скорость нагревания, возможность нагревания только отдельных

частей материала, легкость регулирования процесса нагревания и возможность полной автоматизации его.

Дуговые печи. В дуговых печах применяется нагревание электрической дугой до температур 1500—1300 °С. Электрическая дуга возникает в газообразной среде. В дуговых печах при возникающих больших температурных перепадах невозможны равномерный обогрев и точное регулирование температуры. Дуговые печи применяют для плавки металлов, получения карбида кальция и фосфора.

7.5. ОХЛАЖДЕНИЕ

В химической технике очень часто возникает необходимость охлаждать газы, пары и жидкости. Для их охлаждения обычно используют наиболее распространенные и доступные теплоносители — воду и воздух. Охлаждение происходит в результате теплообмена между охлаждаемой и охлаждающей средами, при этом температура охлаждающей среды должна быть ниже температуры охлаждаемой.

В зависимости от времени года и климатических условий охлаждение воздухом осуществляется до 25—30 °С. Водой удается охладить теплоносители до более низких температур. Обычно температуру охлаждающей воды, которая также за-

висит от времени года и климатических условий, принимают равной 15—25 °С. Вода, отбираемая из артезианских скважин, имеет температуру 8—12 °С.

Охлаждение водой и воздухом осуществляют в различных теплообменниках, при этом охлаждающая и охлаждаемая среды либо разделены стенкой (если контакт между этими средами по каким-либо причинам недопустим), либо непосредственно контактируют между собой.

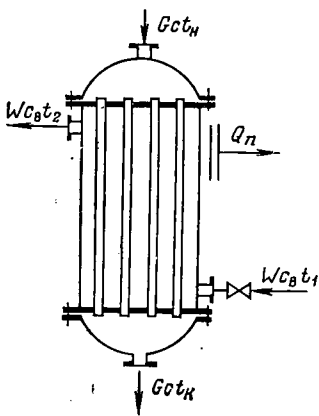


Рис. 7.12. Теплообменник для охлаждения теплоносителей водой

Кожухотрубчатый теплообменник, в котором охлаждение водой производится через стенку, показан на рис. 7.12. Охлаждающая вода вводится в нижнюю часть межтрубного пространства теплообменника и выводится из верхней. Охлаждаемый теплоноситель вводится в верхнюю часть трубного пространства и выводится из нижней. При таком направлении движения конвекционные токи, вызываемые изменением плотностей жидкостей при изменении температур, совпадают с направлением потоков.

Расход охлаждающей воды W (кг/ч) определяют из теплового баланса (рис. 7.12):

$$Gct_n + Wc_w t_1 = Gct_k + Wc_w t_2 + Q_n; \quad (7.21)$$

$$W = \frac{Gc(t_n - t_k) - Q_n}{c_w(t_2 - t_1)}, \quad (7.22)$$

где G — количество охлаждаемого теплоносителя, кг/ч; c — теплоемкость теплоносителя, кДж/(кг·°C); t_n и t_k — соответственно начальная и конечная температура теплоносителя, °C; c_w — теплоемкость охлаждающей воды, кДж/(кг·°C); t_1 и t_2 — соответственно начальная и конечная температура охлаждающей воды, °C; Q_n — потери тепла в окружающую среду, кДж/ч.

Охлаждение льдом проводят в тех случаях, когда необходимо достигнуть близкой к нулю температуры охлаждаемой жидкости.

Очень часто при охлаждении лед вносится непосредственно в охлаждаемую жидкость. При этом лед нагревается жидкостью до 0°C, а затем плавится, отнимая теплоту плавления от охлаждаемой жидкости. Такой метод охлаждения применяется для жидкостей, которые не взаимодействуют с водой и для которых допускается разбавление.

При непосредственном охлаждении льдом в аппарат с охлаждаемой жидкостью вносится тепло в количестве

$$Q_{ж} = Gct_n,$$

где G — количество охлаждаемой жидкости, кг; c — теплоемкость охлаждаемой жидкости, кДж/(кг·°C); t_n — начальная температура жидкости, °C.

Со льдом вносится холод (или тепло с отрицательным знаком) в количестве

$$Q_n = L(-r),$$

где L — количество льда, кг; r — теплота плавления льда, кДж/кг.

Обозначив конечную температуру смеси охлаждаемой жидкости и воды (образующейся в результате таяния льда) через t_k и теплоемкость воды через c_w , тепловой баланс процесса выразим равенством

$$Gct_n - Lr = Gct_k + Lc_w t_k. \quad (7.23)$$

Из этого равенства определяют расход льда:

$$L = \frac{Gc(t_n - t_k)}{c_w t_k + r}. \quad (7.24)$$

Теплоту плавления льда с учетом его переохлаждения (обычно на 2—3 °С) принимают равной 335 кДж/кг.

Продолжительность охлаждения льдом зависит от условий проведения процесса; она уменьшается с уменьшением размеров кусков льда (вносимого в охлаждаемую жидкость) и с увеличением интенсивности перемешивания жидкости. Точный расчет времени охлаждения льдом затруднителен, поэтому его принимают на основании опытных данных.

7.6. КОНДЕНСАЦИЯ

В химической технике широко распространены процессы конденсации (ожижения) паров различных веществ путем отвода от них тепла. Эти процессы осуществляют в аппаратах, называемых *конденсаторами*.

Различают два вида конденсации: 1) *поверхностную* (или просто *конденсацию*), при которой конденсирующиеся пары и охлаждающий агент разделены стенкой и конденсация паров происходит на внутренней или внешней поверхности холодной стенки; 2) *конденсацию смешением*, при которой конденсирующиеся пары непосредственно соприкасаются с охлаждающим агентом.

Поверхностная конденсация осуществляется в теплообменниках — поверхностных конденсаторах. В общем случае в поверхностный конденсатор поступает перегретый пар. Очень часто охлаждающим агентом является вода.

Введем обозначения: D — количество поступающего в конденсатор пара, кг/ч; H — энтальпия поступающего пара, кДж/кг; t_n — температура поступающего перегретого пара, °С; $t_{\text{нас}}$ — температура насыщения (конденсации) пара, °С; $t_{\text{ж}}$ — температура конденсата на выходе из аппарата, °С; c_p — теплоемкость перегретого пара, кДж/(кг·°С); $c_{\text{ж}}$ — теплоемкость конденсата, кДж/(кг·°С); r — теплота конденсации пара (теплота испарения жидкости), кДж/кг; W — количество воды, поступающей на охлаждение, кг/ч; $c_{\text{в}}$ — теплоемкость воды, кДж/(кг·°С); $t_{\text{в.н}}$ — начальная температура воды, °С; $t_{\text{в.к}}$ — конечная температура воды, °С; $Q_{\text{п}}$ — потери тепла в окружающую среду, кДж/ч.

При принятых обозначениях энтальпию поступающего перегретого пара можно выразить соотношением

$$H = c_p (t_n - t_{\text{нас}}) + r + c_{\text{ж}} t_{\text{нас}}. \quad (7.25)$$

и представить тепловой баланс процесса (рис. 7.13) равенством

$$DH + W c_{\text{в}} t_{\text{в.н}} = D c_{\text{ж}} t_{\text{ж}} + W c_{\text{в}} t_{\text{в.к}} + Q_{\text{п}}, \quad (7.26)$$

из которого определяют расход охлаждающей воды:

$$W = \frac{D (H - c_{\text{ж}} t_{\text{ж}}) - Q_{\text{п}}}{c_{\text{в}} (t_{\text{в.к}} - t_{\text{в.н}})}. \quad (7.27)$$

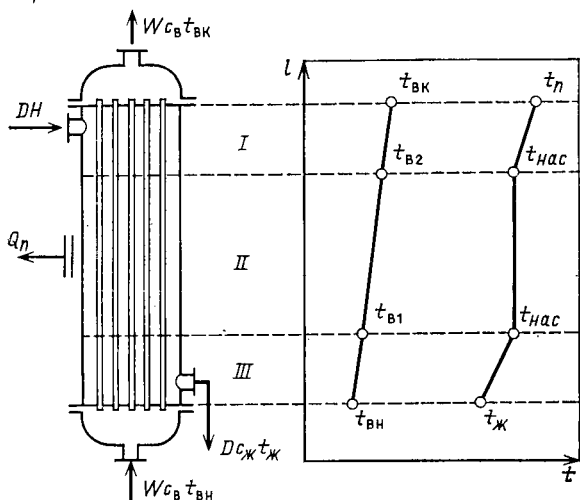


Рис. 7.13. К тепловому балансу процесса конденсации:

I — зона охлаждения перегретого пара; *II* — зона конденсации; *III* — зона охлаждения конденсата

По условиям теплообмена охлаждающая поверхность конденсатора делится на три зоны: *охлаждения перегретого пара*, *конденсации* и *охлаждения конденсата*. Первой из них соответствуют наихудшие условия теплообмена, второй — наилучшие. В результате этого поверхности охлаждения приходится находить для каждой зоны в отдельности. Для определения их необходимо вычисление количеств тепла, передаваемого через поверхность охлаждения в каждой зоне, и промежуточных температур охлаждающей воды $t_{в1}$ и $t_{в2}$ (рис. 7.13).

Количество тепла, передаваемого через поверхность охлаждения в каждой из зон, находят из следующих равенств:

для зоны охлаждения перегретого пара

$$Q_{0,п} = Dc_{п}(t_{п} - t_{нас}) = Wc_{в}(t_{в,к} - t_{в2}); \quad (7.28)$$

для зоны конденсации

$$Q_{к} = Dr = Wc_{в}(t_{в2} - t_{в1}); \quad (7.29)$$

для зоны охлаждения конденсата

$$D_{0,к} = Dc_{ж}(t_{нас} - t_{ж}) = Wc_{в}(t_{в1} - t_{в,н}). \quad (7.30)$$

Из равенств (7.30) и (7.28) легко определить промежуточные температуры охлаждающей воды:

$$t_{в1} = t_{в,н} + Q_{0,к}/(c_{в}W), \quad (7.31) \quad t_{в2} = t_{в,к} - Q_{0,п}/(c_{в}W). \quad (7.32)$$

Конденсация смещением. Если конденсации подвергаются пары жидкостей, не растворимых в воде, или пар, являющийся неиспользуемым отходом того или иного процесса, охлаждение и конденсацию этих паров можно проводить путем непосред-

ственного смешения с водой. Этот процесс осуществляется в аппаратах, называемых *конденсаторами смешения*.

Эффективность работы конденсаторов смешения находится в прямой зависимости от поверхности соприкосновения охлаждающей воды и пара, поэтому поверхность соприкосновения увеличивают, распыливая охлаждающую воду при помощи различных устройств.

В зависимости от способа вывода из аппаратов потоков различают *мокрые* и *сухие конденсаторы смешения*. В мокрых конденсаторах охлаждающую воду, конденсат и неконденсирующиеся газы (воздух) отводят из нижней части аппарата совместно при помощи мокро-воздушного насоса, в сухих охлаждающая вода с конденсатом отводятся из нижней части аппарата, а воздух отсасывается вакуум-насосом из верхней части.

Кроме того, различают *прямоточные* конденсаторы смешения, в которых охлаждающая вода и пар движутся в одном направлении (сверху вниз), и *противоточные*, в которых пар и охлаждающая вода движутся в противоположных направлениях (вода сверху вниз, а пар снизу вверх).

На рис. 7.14 изображен *мокрый прямоточный конденсатор смешения*. В корпус 1 конденсатора через патрубок 3 на крышке 2 вводится конденсирующийся пар. Охлаждающая вода подается через распыливающее сопло 4. Нагретая вода вместе с конденсатом и воздухом выводится через патрубок 5 мокро-воздушным насосом 6.

Расход охлаждающей воды на конденсацию пара определяют из теплового баланса конденсатора:

$$DH + Wc_{в.н} = (D + W)c_{в.к}; \quad (7.33)$$

$$Wc_{в} = \frac{D(H - c_{в.н}t_{в.н})}{c_{в}(t_{в.н} - t_{в.к})}, \quad (7.34)$$

где W — расход охлаждающей воды, кг/ч; D — количество конденсирующегося пара, кг/ч; H — энтальпия конденсирующегося пара, кДж/кг; $c_{в}$ — теплоемкость воды, кДж/(кг·°C); $t_{в.н}$ и $t_{в.к}$ — соответственно начальная и конечная температура воды, °C.

В соотношения (7.33) и (7.34) обычно не включают потери тепла в окружающую среду, которые несколько снижают расход охлаждающей воды.

На рис. 7.15 изображен *противоточный барометрический конденсатор*. Пар на конденсацию поступает в конденсатор 3 через штуцер в нижней части аппарата. В конденсаторе расположен ряд перфорированных полок 2. Охлаждающая вода подается на верхнюю полку. Затем она перетекает с полки на полку в виде тонких струй через отверстия и борта. Образовавшийся конденсат вместе с водой выводится через патрубок в нижней части аппарата. Воздух отводится через патрубок в верхней части аппарата и, пройдя брызгоуловитель 1, осушенным удаляется из системы с помощью вакуум-насоса. По спо-

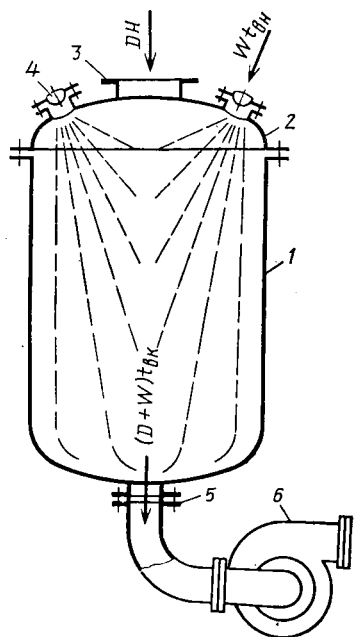


Рис. 7.14. Мокрый прямоточный конденсатор смешения:

1 — корпус конденсатора; 2 — крышка; 3 — патрубок для ввода пара; 4 — распыливающее сопло; 5 — патрубок для вывода воды, конденсата и воздуха; 6 — мокровоздушный насос

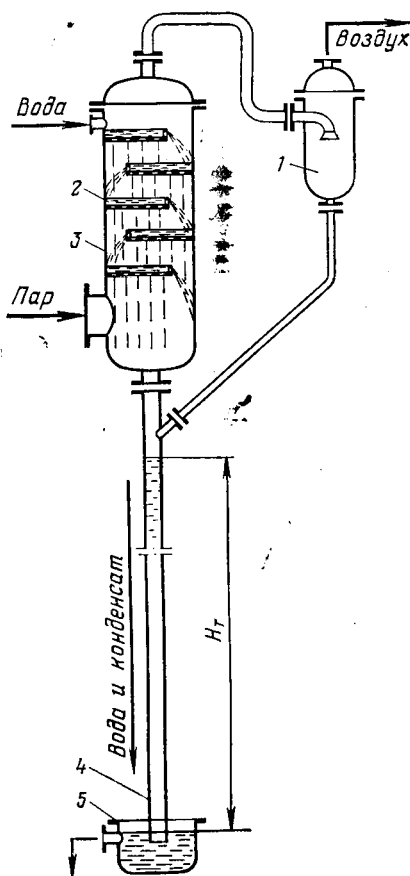


Рис. 7.15. Противоточный барометрический конденсатор:

1 — брызгоуловитель; 2 — перфорированная полка; 3 — конденсатор; 4 — барометрическая труба; 5 — гидравлический затвор

сосу выхода потоков этот конденсатор относится к группе сухих.

Процесс конденсации в барометрических конденсаторах протекает под вакуумом; обычно давление в них составляет 10^4 — $2 \cdot 10^4$ Па.

Для отвода из аппарата воды и конденсата служит барометрическая труба 4. Высота этой трубы (м) определяется равенством

$$H_T = h_y + h_d + 0,5, \quad (7.35)$$

где h_y — высота столба воды в барометрической трубе, уравнивающего

разность давлений в конденсаторе и атмосферного, м; h_d — высота столба воды в барометрической трубе, создающего динамический напор, который обеспечивает движение жидкости по трубе, м; 0,5 м — запасная высота, предотвращающая заливание водой штуцера для ввода пара при увеличении атмосферного давления.

Высоту h_y (в м) находят из соотношения

$$h_y = 1,02 \cdot 10^{-4} b, \quad (7.36)$$

где b — разрежение в конденсаторе, Па.

Коэффициент сопротивления на входе воды в барометрическую трубу принимают $\xi = 0,5$, на выходе $\xi = 1$. Тогда высота h_d может быть определена из соотношения

$$h_d = \frac{w^2}{2g} \left(2,5 + \lambda \frac{H}{d} \right), \quad (7.37)$$

где w — скорость жидкости в барометрической трубе, м/с; λ — коэффициент трения при движении жидкости по барометрической трубе; d — диаметр барометрической трубы, м.

Диаметр барометрической трубы находят по формуле

$$d = \left[\frac{0,004 (D + W)}{3,14 \cdot 3600 w} \right]^{1/2}, \quad (7.38)$$

где D — количество конденсирующегося в аппарате пара, кг/ч; W — расход воды, кг/ч; w — скорость жидкости в барометрической трубе, которую принимают равной 1—2 м/с.

Количество воздуха, отсасываемого из конденсатора. Воздух или другие неконденсирующиеся газы попадают в конденсатор с паром и охлаждающей водой. Кроме того, при работе конденсатора под вакуумом воздух проникает в аппарат через различные неплотности в аппаратуре и коммуникациях. Наличие воздуха в паре резко снижает коэффициент теплоотдачи при конденсации пара и, следовательно, производительность аппарата. Поэтому воздух должен непрерывно отсасываться из конденсатора.

Количество воздуха, отсасываемого из конденсатора, определяют по эмпирическим формулам. При этом принимают, что 1 кг охлаждающей воды содержит 0,000025 кг воздуха и что с 1 кг конденсирующегося пара в конденсатор проникает через неплотности в среднем 0,01 кг воздуха.

Количество воздуха (в кг/ч), отсасываемого из конденсатора смешения, составляет

$$G_{\text{возд}} = 0,000025 (D + W) + 0,01D, \quad (7.39)$$

где D — количество конденсирующегося пара, кг/ч; W — расход охлаждающей воды, кг/ч.

При тех же обозначениях количество воздуха, отсасываемого из поверхностного конденсатора, равно

$$G_{\text{возд}} = 0,000025D + 0,01D \approx 0,01D \text{ кг/ч}. \quad (7.40)$$

Объем воздуха (в м³/ч), отсасываемого из конденсатора, определяют по уравнению состояния

$$V_{\text{возд}} = \frac{288 G_{\text{возд}} (273 + t_{\text{возд}})}{p_{\text{в}}}, \quad (7.41)$$

где 288 Дж/(кг·°С) — газовая постоянная для воздуха; $t_{\text{возд}}$ — температура отсасываемого из конденсатора воздуха, °С; $p_{\text{в}} = p - p_{\text{п}}$ — парциальное давление отсасываемого воздуха, Па; p — общее давление в конденсаторе, Па; $p_{\text{п}}$ — парциальное давление пара в отсасываемом воздухе, Па, которое принимают равным давлению насыщенного пара при температуре $t_{\text{в}}$.

Температура отсасываемого из конденсатора воздуха $t_{\text{возд}}$ различна в конденсаторах разных типов. Для поверхностных конденсаторов температуру воздуха принимают равной температуре охлаждающей воды на входе в конденсатор: $t_{\text{возд}} = t_{\text{в.н}}$.

Для сухих конденсаторов смешения температуру определяют по эмпирической формуле

$$t_{\text{возд}} = t_{\text{в.н}} + 0,1 (t_{\text{в.к}} - t_{\text{в.н}}) + 4. \quad (7.42)$$

Для мокрых конденсаторов смешения температуру воздуха принимают равной температуре охлаждающей воды на выходе из конденсатора: $t_{\text{возд}} = t_{\text{в.к}}$.

ГЛАВА 8

ВЫПАРИВАНИЕ

Выпаривание — процесс концентрирования растворов твердых нелетучих веществ путем удаления жидкого летучего растворителя в виде паров. Сущность выпаривания заключается в переводе растворителя в парообразное состояние и отводе полученного пара от оставшегося сконцентрированного раствора. Выпаривание обычно проводится при кипении, т. е. в условиях, когда давление пара над раствором равно давлению в рабочем объеме аппарата.

Процесс выпаривания относится к числу широко распространенных. Последнее объясняется тем, что многие вещества, например едкий натр, едкое кали, аммиачная селитра, сульфат аммония и др., получают в виде разбавленных водных растворов, а на дальнейшую переработку и транспорт они должны поступать в виде концентрированных продуктов.

Научный анализ процессов выпаривания был дан впервые в 1915 г. проф. И. А. Тищенко в монографии «Современные выпарные аппараты и их расчет»; ему же принадлежат работы, посвященные изучению свойств кипящих водных растворов.

8.1. НЕКОТОРЫЕ СВОЙСТВА РАСТВОРОВ

К свойствам растворов, имеющим значение для процессов выпаривания, относятся температурная депрессия, теплоемкость и теплота растворения.

Температурная депрессия. Как известно, при одной и той же температуре T давление паров над чистым растворителем p_a больше, чем давление паров над раствором p_b (рис. 8.1), и соответственно при одном и том же давлении температура кипения растворителя ниже температуры кипения раствора. Разность между температурами кипения раствора и растворителя $T_b - T_a = \Delta_d$ называют *температурной депрессией*.

Для определения температурной депрессии концентрированных растворов недиссоциирующих веществ может быть использовано основное уравнение эбулиоскопии:

$$\Delta_d = R_{\mu} T_{\text{кип}}^2 c / r, \quad (8.1)$$

где $R_{\mu} = 8,31$ — универсальная газовая постоянная, Дж/(моль·К); $T_{\text{кип}}$ — температура кипения растворителя, К; r — молярная теплота испарения растворителя, Дж/моль; c — концентрация растворенного вещества, моль/моль растворителя.

Определяя депрессию для диссоциирующих растворенных веществ, в правую часть равенства (8.1) вводят множитель i , выражающий отношение общего числа частиц, получающихся в результате диссоциации, к исходному числу частиц растворенного вещества.

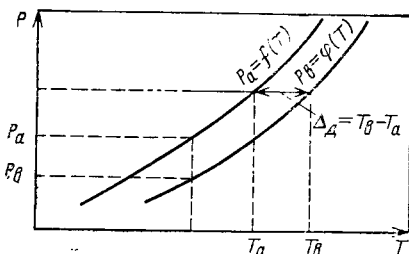
Температурная депрессия для концентрированных растворов может быть определена по уравнению:

$$\Delta_d = \frac{R_{\mu} T_{\text{кип}}^2}{r} \cdot \frac{c}{1 - bc}, \quad (8.2)$$

где b — константа, определяемая опытным путем.

Обычно температурную депрессию не вычисляют, а находят по соответствующим таблицам, составленным на основании опытных данных.

Пар, образующийся над кипящим раствором, называется в технике выпаривания *вторичным паром*. Практически в результате взаимодействия насыщенного вторичного пара с брызгами кипящего раствора его температура оказывается выше, чем температура кипения растворителя при заданном давлении.



Однако при анализе процессов выпаривания допускают, что температура вторичного пара равна температуре насыщенного пара растворителя при заданном давлении.

Рис. 8.1. К понятию температурной депрессии

Теплоемкость растворов является функцией температуры и концентрации растворенного вещества. Для подавляющего большинства растворов теплоемкость не имеет аддитивных свойств и не может быть вычислена по теплоемкостям растворенных веществ и растворителей. При этом, как видно из рис. 8.2, отклонение от свойств аддитивности тем больше, чем больше концентрация растворенного вещества.

В химической промышленности приходится иметь дело преимущественно с концентрированными растворами, поэтому для выполнения точных расчетов необходимо пользоваться опытными данными, которые в виде графиков и таблиц помещены во многих справочниках физико-химических величин.

Теплота растворения. При растворении твердых веществ, если они не реагируют с растворителем, наблюдается охлаждение раствора, так как разрушается кристаллическая решетка, а на это требуется затрата энергии (теплота плавления). Если же растворяемое вещество вступает в химическое взаимодействие с растворителем, образуя сольваты (при растворении в воде — гидраты), то при этом выделяется тепло. Теплота растворения представляет собой сумму теплот плавления и химического взаимодействия.

Интегральной теплотой растворения называют количество тепла, поглощающегося или выделяющегося при растворении 1 кг твердого вещества (или раствора, в котором содержится 1 кг твердого вещества) в очень большом количестве растворителя, т. е. в таком количестве, что дальнейшее его прибавление практически не сопровождается тепловым эффектом. Тепловой эффект практически не наблюдается после растворения 1 моль твердого вещества в количестве растворителя, большем, чем 300 моль. Вещества, легко образующие гидраты, имеют положительные теплоты растворения; вещества, не образующие гидраты, имеют отрицательные теплоты растворения в воде.

Как видно из изложенного, теплота растворения зависит от природы растворяемого вещества и растворителя, а также от концентрации раствора. В качестве примера на рис. 8.3 приведен график зависимости между интегральными теплотами растворения и концентрациями растворов для некоторых веществ. Отложенные на оси ординат на указанном графике интегральные теплоты растворения твердых веществ и их растворов получены опытным путем.

Для анализа процессов выпаривания необходимо знать теплоту изменения концентрации раствора Δq , которая легко определяется по интегральной теплоте растворения.

Пусть известны интегральная теплота растворения q_1 раствора с концентрацией x_1 и интегральная теплота растворения q_2 раствора с концентрацией x_2 . На основании закона Гесса (тепловой эффект превращения зависит только от начального и конечного состояния системы, но не зависит от пути, по кото-

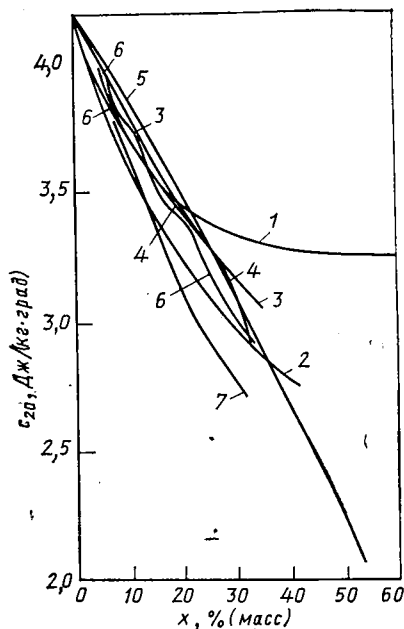


Рис. 8.2. Зависимость теплоемкости водных растворов некоторых веществ при 20 °С от концентрации раствора:

1 — NaOH; 2 — KOH; 3 — $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$; 4 — NaNO_3 ; 5 — NH_4NO_3 ; 6 — K_2CO_3 ; 7 — CaCl_2

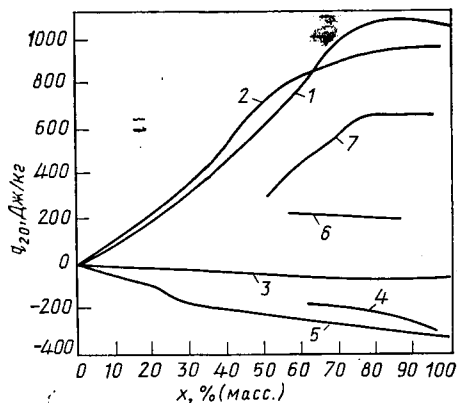


Рис. 8.3. Интегральные теплоты растворения некоторых веществ (на 1 кг твердого вещества) при 20 °С:

1—7 — см. на рис. 8.2

рому превращение протекает) для рассматриваемого случая можно написать:

$$q_1 + \Delta q = q_2 \quad \text{или} \quad \Delta q = q_2 - q_1. \quad (8.3)$$

Тепло Δq (Дж/кг твердого вещества) выделяется при разбавлении раствора от концентрации x_2 до x_1 и поглощается при концентрировании раствора от концентрации x_1 до x_2 .

Технические процессы выпаривания растворов. В химической технике используют следующие основные способы выпаривания: *простое выпаривание*, проводимое как непрерывным, так и периодическим методами, *многократное выпаривание*, осуществляемое только непрерывно, и *выпаривание с применением теплового насоса*. Два последних способа проведения процесса обеспечивают значительную экономию тепла и поэтому имеют преобладающее значение.

Все перечисленные процессы проводят как под давлением, так и под вакуумом, в зависимости от параметров греющего пара и свойств выпариваемых растворов.

8.2. ПРОСТОЕ ВЫПАРИВАНИЕ

Простое выпаривание осуществляется на установках небольшой производительности, когда экономия тепла не имеет большого значения. Кроме того, простое выпаривание на установках периодического действия оправдано в случае выпаривания растворов, отличающихся высокой депрессией.

Как было указано, простое выпаривание проводят либо непрерывным методом, либо периодическим. Проведение периодического процесса возможно двумя приемами: *с одновременной загрузкой исходного раствора и с порционной загрузкой*. Схема установки простого выпаривания непрерывным методом представлена на рис. 8.4.

Исходный раствор из емкости 1 нагнетается насосом 2 через измеритель расхода в подогреватель раствора 3. Здесь раствор нагревается до кипения и направляется в выпарной аппарат 4, где и происходит выпаривание. В нижней части аппарата раствор воспринимает тепло греющего пара, и растворитель испаряется. Образовавшийся вторичный пар и инертные газы освобождаются от брызг жидкости в верхней части выпарного аппарата 4 и поступают в барометрический конденсатор 9. В нем конденсируется вторичный пар, а неконденсирующиеся инертные газы направляются через ловушку 8 к вакуум-насосу. Конденсат вместе с охлаждающей водой удаляется через барометрическую трубу 7. Упаренный раствор перекачивается насосом 5 в сборник готового продукта 6.

Проведение процесса под вакуумом имеет в большинстве случаев существенные преимущества: снижается температура кипения раствора, а это позволяет применять для нагревания

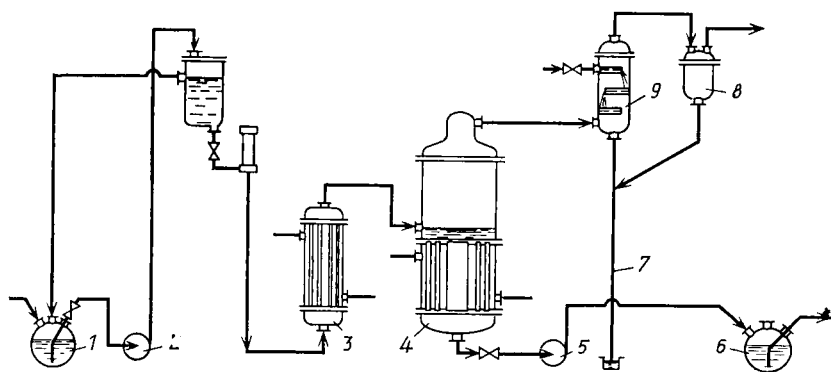


Рис. 8.4. Схема установки для простого выпаривания:

1 — емкость; 2, 5 — насосы; 3 — подогреватель; 4 — выпарной аппарат; 6 — сборник готового продукта; 7 — барометрическая труба; 8 — ловушка; 9 — барометрический конденсатор

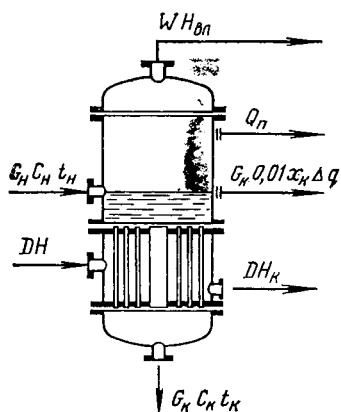


Рис. 8.5. Схема тепловых потоков при простом выпаривании

выпарного аппарата пар низкого давления, являющийся тепловым отходом других производств.

Применительно к различным конкретным случаям простого выпаривания рассмотренная схема может быть значительно упрощена. Так, для периодического процесса выпаривания из схемы может быть исключен подогреватель раствора 3.

Материальный баланс простого выпаривания может быть выражен двумя равенствами:

$$G_n = G_k + W; \quad (8.4) \quad G_n x_n = G_k x_k, \quad (8.5)$$

где G_n — количество поступающего раствора, кг/ч; G_k — количество упаренного раствора, кг/ч; W — количество выпариваемой воды, кг/ч; x_n и x_k — соответственно начальная и конечная концентрации раствора, % (масс.).

Сопоставляя равенства (8.4) и (8.5), найдем:

$$W = G_n \left(1 - \frac{x_n}{x_k}\right); \quad (8.6) \quad x_k = G_n \frac{x_n}{G_n - W}. \quad (8.7)$$

Последние равенства используют для вычисления количества выпариваемой воды по заданным концентрациям или для определения конечной концентрации по заданному количеству выпариваемой воды.

Тепловой баланс простого выпаривания может быть записан в виде одного равенства на основе схемы тепловых потоков, представленной на рис. 8.5.

Обозначим в дополнение к предыдущему: D — расход греющего пара, кг/ч; H — энтальпия греющего пара, кДж/кг; $H_{в.п}$ — энтальпия вторичного пара, кДж/кг; t_n и t_k — соответственно начальная и конечная температура раствора, °С; H_k — энтальпия конденсата, кДж/кг; Δq — теплота разбавления раствора от концентрации x_k до концентрации x_n , кДж/кг твердого растворенного вещества; Q_p — потери тепла в окружающую среду, кДж/ч.

Тогда

$$G_n c_n t_n + DH = G_k c_k t_k + G_k \cdot 0,01 x_k \Delta q + W H_{в.п} + D H_k + Q_p. \quad (8.8)$$

Заменив, согласно (8.4), в последнем равенстве G_n на $(G_k + W)$, имеем:

$$G_k c_n t_n + W c_n t_n + DH = G_k c_k t_k + G_k \cdot 0,01 x_k \Delta q + W H_{в.п} + D H_k + Q_p.$$

откуда

$$D = G_K \frac{c_{ктк} - c_{нтн} + 0,01x_K \Delta q}{H - H_K} + W \frac{H_{в.п} - c_{нтн}}{H - H_K} + \frac{Q_p}{H - H_K}. \quad (8.9)$$

Из равенства (8.9), применяемого для вычисления расхода греющего пара на выпаривание, видно, что общий расход пара определяется тремя слагаемыми правой части: первое из них — расход пара на изменение энтальпии выпариваемого раствора, второе — расход пара на образование вторичных паров и третье — расход пара на компенсацию потерь тепла в окружающую среду.

Значение первого и третьего слагаемых невелико по сравнению со вторым, поэтому при приближенных расчетах, имея в виду $H_{в.п} - c_{нтн} \approx H - H_K$, принимают, что 1 кг испаряемой из раствора воды требует затрат 1,1—1,2 кг греющего пара.

Поверхность нагрева выпарного аппарата находят по основному уравнению теплопередачи (6.2): $Q = K \Delta t_m F$, которое применительно к выпариванию целесообразно представлять в модифицированном виде:

$$F = D (H - H_K) / K \Delta t_m, \quad (8.10)$$

где $\Delta t_m = \Delta t$ — полезная разность температур, °C; $Q = D(H - H_K)$ — количество тепла, отдаваемого греющим паром упариваемому раствору, кДж/ч.

Полезная разность температур — разность между температурой греющего пара и температурой кипения раствора в выпарных установках — определяется по общей разности температур и температурным потерям. Общей разностью температур в выпарных установках называют разность между высшей и низшей температурой паров, т. е. разность между температурой греющего пара и температурой вторичного пара при входе в конденсатор:

$$\Delta t_{об} = T - t_{конд}, \quad (8.11)$$

где T — температура греющего пара, °C; $t_{конд}$ — температура вторичного пара при входе в конденсатор, °C.

Полезная разность температур меньше общей разности температур на величину температурных потерь:

$$\Delta t = \Delta t_{об} - \sum \Delta. \quad (8.12)$$

В выражении (8.12) $\sum \Delta$ — сумма потерь общей разности температур, равная

$$\sum \Delta = \Delta_r + \Delta_d + \Delta_n, \quad (8.13)$$

где Δ_r — потери общей разности температур за счет гидростатического эффекта; Δ_d — температурная депрессия; Δ_n — потери общей разности температур за счет гидравлических потерь в трубопроводе.

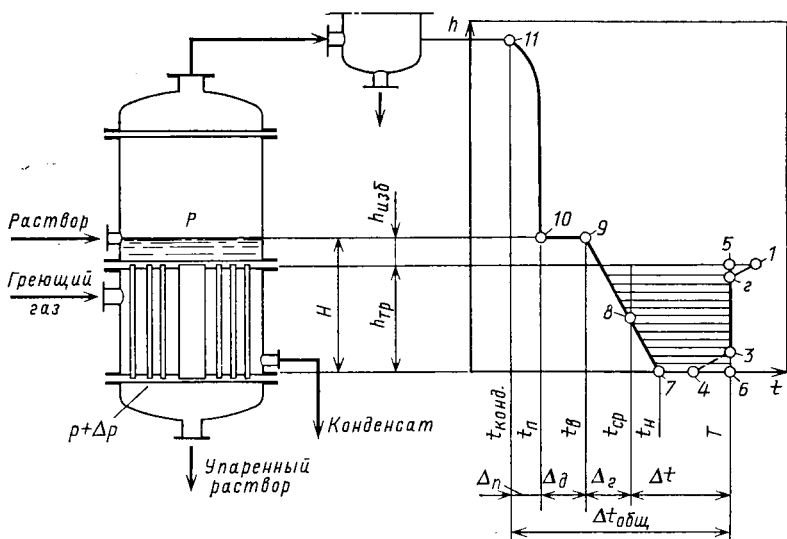


Рис. 8.6. Температурный график выпарной установки:

1—2 — охлаждение перегретого пара; 3—4 — охлаждение конденсата; 5—6 — температура греющего пара; 7—9 — изменение температуры кипения выпариваемого раствора; 10—11 — изменение температуры вторичного пара

Рассмотрим эти температурные потери.

На графике изменения температур в выпарной установке, представленном на рис. 8.6, по оси абсцисс отложены температуры, а по оси ординат — высоты (или положения) отдельных частей выпарной установки: нижних точек греющих труб выпарного аппарата, их верхних точек, поверхности выпариваемого раствора и входа в конденсатор.

Наибольшая температура (точка 1) соответствует температуре греющего пара, если он поступает в перегретом состоянии. Линия 1—2 изображает охлаждение греющего перегретого пара, а линия 2—3 — конденсацию греющего насыщенного пара. В общем случае конденсат, полученный из греющего пара, может охлаждаться; процесс его охлаждения отмечен на графике линией 3—4. Для упрощения принимаем, что греющий пар не перегрет, а конденсат его не охлаждается. Тогда температуре греющего пара T соответствует вертикальная прямая 5—6.

Температура кипения раствора изменяется от наибольшего значения t_n внизу у греющих труб (точка 7) до меньшего t_g у поверхности выпариваемого раствора (точка 9). Изменение температуры кипения раствора объясняется изменением гидростатического давления кипящего раствора на различных высотах. Если давление у поверхности выпариваемого раствора равно давлению в паровом пространстве аппарата p , то давление внизу у греющих труб равно $p + \Delta p_r$ (в Па), причем гидростати-

ческое давление

$$\Delta p_r = \rho g H, \quad (8.14)$$

где ρ — плотность кипящей жидкости, кг/м³; H — расстояние от нижнего обреза греющей трубы до поверхности выпариваемого раствора, м.

Гидростатическое давление у середины греющей трубы, принимаемое для расчета, определяют по соотношению

$$\Delta p = (h_{изб} + h_{тр}/2) \rho g, \quad (8.15)$$

где $h_{изб}$ — расстояние от верхнего обреза греющей трубы до поверхности выпариваемого раствора; $h_{тр}$ — высота греющей трубы.

Разность температур раствора в точках 8 и 9 на рис. 8.6 соответствует потере общей разности температур вследствие изменения гидростатического давления, или гидростатического эффекта. Если температура кипения раствора при давлении p равна t_b , а при давлении $p + \Delta p$ равна t_{cp} , то потери общей разности температур за счет гидростатического эффекта составляют

$$\Delta_r = t_{cp} - t_b. \quad (8.16)$$

Точка 10 на рис. 8.6 соответствует температуре вторичного пара t_n у поверхности раствора; она ниже температуры кипения раствора у поверхности (точка 9) на величину температурной депрессии $\Delta_d = t_b - t_n$.

Наименьшая температура, отмеченная на графике точкой 11, соответствует температуре пара при входе в конденсатор; она ниже температуры вторичного пара у поверхности раствора (точка 10) на величину гидравлических потерь в трубопроводе Δ_n , которые на практике составляют 1—1,5 °C.

Из изложенного следует, что полезная разность температур в выпарной установке, согласно (8.12), может быть определена как

$$\Delta t = \Delta t_{об} - (\Delta_r + \Delta_d + \Delta_n). \quad (8.17)$$

Подставив в уравнение (8.10) найденное значение полезной разности температур Δt , вычисляют необходимую поверхность нагрева выпарного аппарата.

В случае, когда выпаривание проводят периодическим методом с единовременной загрузкой раствора, коэффициент теплопередачи K и потери общей разности температур $(\Delta_d + \Delta_r)$ являются величинами переменными, зависящими от концентрации.

При расчете поверхности нагрева периодически действующего выпарного аппарата по уравнению (8.10) значения величин K и $(\Delta_d + \Delta_r)$ надлежит определять как средние, пользуясь приемами графического интегрирования:

$$K_{cp} = \frac{1}{x_K - x_H} \int_{x_H}^{x_K} K dx; \quad (8.18)$$

$$(\Delta_d + \Delta_r)_{cp} = \frac{1}{x_K - x_H} \int_{x_H}^{x_K} (\Delta_d + \Delta_r) dx. \quad (8.19)$$

8.3. МНОГОКРАТНОЕ ВЫПАРИВАНИЕ

При многократном выпаривании в качестве греющего используют вторичный пар и, следовательно, достигается значительная экономия тепла. Проведение подобного процесса возможно либо при использовании греющего пара высокого давления, либо при применении вакуума.

Сущность процесса многократного выпаривания состоит в том, что он проводится в нескольких соединенных последовательно аппаратах, давление в которых поддерживают так, чтобы вторичный пар предыдущего аппарата мог быть использован как греющий пар в последующем аппарате. Например, вторичный пар давлением $p_{вт1}$, образовавшийся в аппарате 1 (рис. 8.7), используется как греющий пар давлением $p_{гр2}$ в аппарате 2 ($p_{вт1} \approx p_{гр2}$).

Очевидно, что многократное выпаривание позволяет сокращать расход тепла на проведение процесса приблизительно пропорционально числу последовательно соединенных аппаратов или, как принято называть в технике выпаривания, числу корпусов. Установки для многократного выпаривания всегда имеют несколько корпусов и поэтому называются *многокорпусными*.

Многокорпусные выпарные установки могут быть *прямоточными*, *противоточными* и *комбинированными*. Принципиальная схема прямоточной выпарной установки приведена на рис. 8.8, а; на ней не показаны вспомогательные аппараты, необходимые для питания раствором и для отбора готового продукта. Исходный раствор подается в корпус 1, далее перемещается в корпуса 2 и 3 и удаляется из корпуса 3 в виде концентрированного раствора. Давление в установке уменьшается в направлении от корпуса 1 к корпусу 3, что позволяет перемещать раствор под действием перепадов давлений.

Греющие пары перемещаются в том же направлении, что и раствор; свежий пар вводится в корпус 1; образовавшийся в этом корпусе вторичный пар идет в качестве греющего в кор-

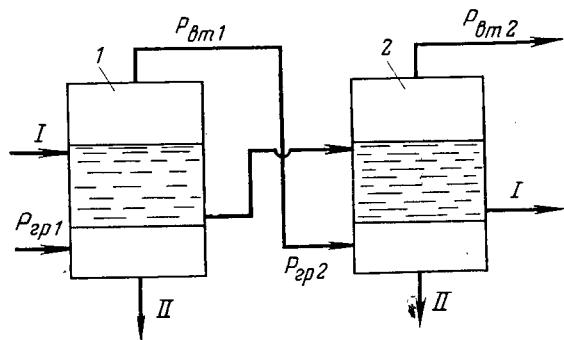


Рис. 8.7. Схема многократного выпаривания:

I — раствор; II — конденсат

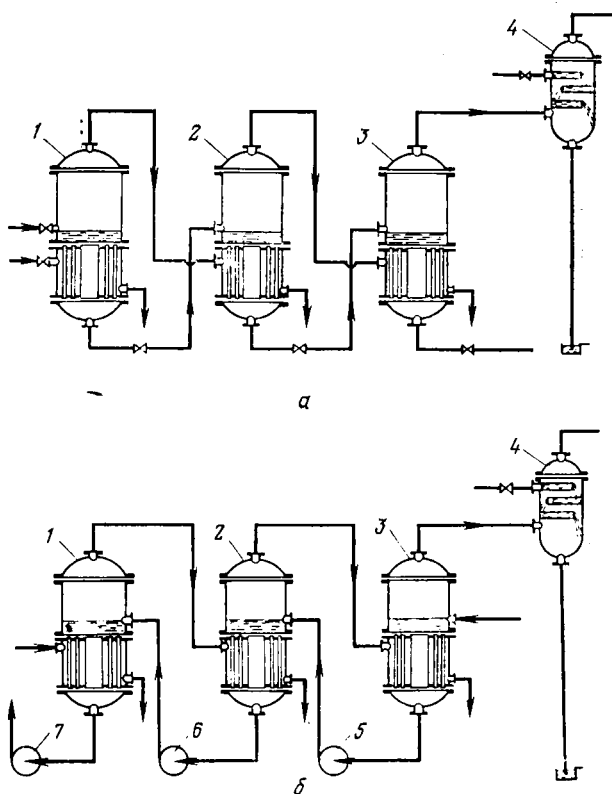


Рис. 8.8. Принципиальные схемы выпарных установок:

a — прямоточной; *б* — противоточной; 1—3 — корпуса; 4 — барометрический конденсатор; 5—7 — насосы

пус 2; образовавшийся в корпусе 2 вторичный пар поступает на обогрев корпуса 3; вторичный пар из корпуса 3 направляется для конденсации в барометрический конденсатор 4.

Принципиальная схема противоточной выпарной установки показана на рис. 8.8, б. Свежий греющий пар поступает, как и в предыдущем случае, в корпус 1, а вторичные пары в качестве греющих перемещаются в направлении от корпуса 1 к корпусу 3. Выпариваемый раствор вводится в корпус 3, перемещается в установке в направлении от корпуса 3 к корпусу 1 и отбирается из корпуса 1. Поскольку давление в каждом последующем корпусе меньше, чем в предыдущем, для перемещения раствора используют насосы 5—7.

В комбинированных схемах осуществляются различные варианты ввода и перемещения раствора. Так, возможны схемы с вводом раствора в каждый корпус в отдельности, с вводом раствора в средний корпус с дальнейшей передачей его в последний и выпуск через первый и т. д. Подобные схемы применяют толь-

ко в специальных случаях; они мало распространены и поэтому детально не рассматриваются.

Следует упомянуть об установках многократного выпаривания, работающих с отбором так называемого *экстра-пара*. Экстра-паром называют часть вторичного пара из какого-либо корпуса выпарной установки, отбираемого «на сторону» для питания теплом различных аппаратов, непосредственно не связанных с выпариванием (например, сушилок, ректификационных колонн и т. п.). Однако энергетическая связь различных по назначению установок не получила распространения в химических производствах.

Для того чтобы вывести некоторые общие положения, позволяющие сравнивать различные схемы многократного выпаривания, сопоставим прямоточную и противоточную схемы. Очевидным преимуществом прямоточной схемы является возможность перемещения раствора из корпуса в корпус без применения насосов, работающих на горячих потоках. К недостаткам прямоточной схемы можно отнести неблагоприятные условия теплопередачи. Напомним, что коэффициенты теплоотдачи к кипящим растворам уменьшаются по мере роста концентрации раствора и снижения давления в рабочем объеме. В прямоточной установке каждому последующему корпусу соответствуют более высокая концентрация и более низкое давление, чем в предыдущем. Поэтому коэффициент теплопередачи в последнем корпусе в несколько раз меньше, чем в первом, а средний коэффициент теплопередачи прямоточной установки ниже, чем противоточной (в которой более концентрированный раствор выпаривается при более высоком давлении).

Таким образом, можно допустить, что преимуществом противоточной схемы является меньшая поверхность нагрева, а недостатком — необходимость включения в схему насосов, работающих на горячих потоках.

Недостатки прямоточных схем менее существенны, чем противоточных, поэтому первые получили значительно большее распространение в промышленности.

Материальный баланс многократного выпаривания для всей установки в целом может быть выражен равенствами (8.4) — (8.7), выведенными для случая простого выпаривания.

Общее количество выпариваемой в установке воды находят из соотношения (8.6):

$$W = G_n (1 - x_n/x_k),$$

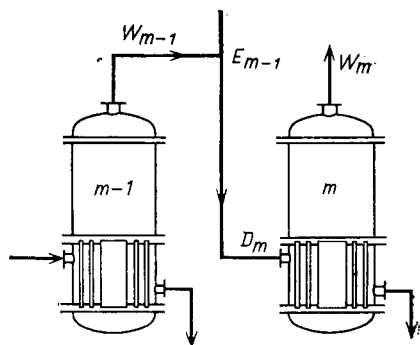
где G_n — количество раствора, поступающего в установку, кг/ч; x_n и x_k — соответственно начальная и конечная концентрации раствора, % (масс.)

Общее количество выпаренной воды, очевидно, равно сумме количеств воды, выпариваемой по корпусам:

$$W = W_1 + W_2 + \dots + W_n, \quad (8.20)$$

где W_1 , W_2 и W_n — количества воды, выпариваемой соответственно в первом, во втором и в последнем корпусах, кг/ч.

Рис. 8.9. Схема паровых потоков при многократном выпаривании



Концентрацию растворов на выходе из каждого корпуса можно определить по уравнению (8.7), которое применительно к отдельным корпусам записывается в следующем виде:

для первого корпуса

$$x_{н1} = G_H x_H / (G_H - W), \quad (8.21)$$

для второго корпуса

$$x_{н2} = G_H x_H / (G_H - W_1 - W_2), \quad (8.22)$$

для любого m -го корпуса

$$x_{nm} = G_H x_H / (G_H - W_1 - \dots - W_m). \quad (8.23)$$

Тепловой баланс многократного выпаривания. Тепловой баланс для многокорпусной выпарной установки не может быть выражен одним равенством.

Очевидно, что количество греющего пара D_m , поступающего в корпус m (рис. 8.9), равно количеству воды W_{m-1} , выпаренной в корпусе $(m-1)$, за вычетом экстра-пара E_{m-1} , отбираемого из корпуса $(m-1)$, т. е.

$$D_m = W_{m-1} - E_{m-1}. \quad (8.24)$$

При работе установки без отбора экстра-пара

$$D_m = W_{m-1}. \quad (8.25)$$

Для любого корпуса m расход греющего пара может быть найден из соотношения (8.9), записанного в следующем виде:

$$D_m = G_{km} \frac{c_{km} t_{km} - c_{nm} t_{nm} + 0,01 x_{km} \Delta q_m}{H_m - H_{km}} + \\ + W_m \frac{H_{в,пм} - c_{nm} t_{nm}}{H_m - H_{km}} + \frac{Q_{пм}}{H_m - H_{km}}, \quad (8.26)$$

где D_m — количество греющего пара, кг/ч; G_{km} — количество уходящего раствора, кг/ч; W_m — количество выпариваемой воды, кг/ч; H_m — энтальпия греющего пара, кДж/кг; H_{km} — энтальпия конденсата, кДж/кг; $H_{в,п}$ — энтальпия вторичного пара, кДж/кг; c_{nm} , c_{km} — теплоемкости соответственно поступающего и уходящего растворов, кДж/(кг·°C); t_{nm} , t_{km} — температуры соответственно поступающего и уходящего растворов, °C; x_{km} — концентрация уходящего раствора, % (масс.); Δq_m — теплота изменения концентрации раствора, кДж/кг твердого вещества; $Q_{пм}$ — тепло, теряемое аппаратом в окружающую среду, кДж/ч.

Применение уравнений (8.25) и (8.26) к каждому корпусу в отдельности позволяет, как будет показано ниже, рассчитывать многокорпусные выпарные установки способом последовательных приближений.

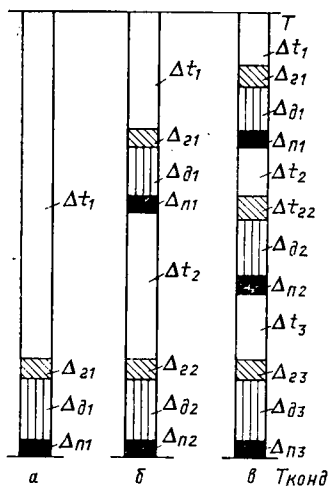


Рис. 8.10. Потери общей разности температур в однокорпусной (а), двухкорпусной (б) и трехкорпусной (в) выпарных установках

Полезная разность температур многокорпусных выпарных установок. Общая разность температур в многокорпусной выпарной установке, как и в случае простого выпаривания, определяется разностью между наибольшей и наименьшей температурами паров, т. е. как разность между температурой пара, греющего первый корпус, и температурой пара, поступающего в конденсатор:

$$\Delta t_{об} = T - t_{конд}. \quad (8.27)$$

Потери общей разности температур в многокорпусной выпарной установке определяются суммой потерь по корпусам. Действительно (рис. 8.10), в однокорпусной выпарной установке полезная разность температур определяется как общая, за вычетом гидравлических потерь, потерь за счет температурной депрессии и потерь за счет гидростатического эффекта в одном аппарате. В трехкорпусной выпарной установке сумма потерь складывается из гидравлических потерь в трех аппаратах, потерь за счет депрессии в трех аппаратах и потерь за счет гидростатического эффекта в трех аппаратах.

Общая суммарная полезная разность температур для всех корпусов $\Sigma \Delta t$ соответственно изложенному выше определяется как общая разность температур, уменьшенная на сумму всех потерь, т. е.

$$\Sigma \Delta t = \Delta t_{об} - \left(\Sigma \Delta_{\Gamma} + \Sigma \Delta_{\delta} + \Sigma \Delta_{\pi} \right), \quad (8.28)$$

где $\Sigma \Delta_{\Gamma}$ — сумма потерь за счет гидростатического эффекта во всех корпусах; $\Sigma \Delta_{\delta}$ — сумма потерь за счет температурной депрессии во всех корпусах; $\Sigma \Delta_{\pi}$ — сумма гидравлических потерь во всех корпусах.

Потери общей разности температур в каждом корпусе в отдельности определяются так же, как и в установках простого выпаривания.

Вычисляемая по уравнению (8.28) суммарная полезная разность температур может быть распределена по корпусам различными способами. Наиболее важными из них являются способ, обеспечивающий равные поверхности нагрева по корпусам, и способ, обеспечивающий минимальную суммарную поверхность нагрева всех корпусов.

Распределение полезной разности температур по корпусам, обеспечивающее равные поверхности нагрева, находят из условия

$$F_1 = F_2 = F_3 = \dots = F_n. \quad (8.29)$$

или

$$\frac{Q_1}{K_1 \Delta t_1} = \frac{Q_2}{K_2 \Delta t_2} = \frac{Q_3}{K_3 \Delta t_3} = \dots = \frac{Q_n}{K_n \Delta t_n}. \quad (8.30)$$

Из соотношения (8.30) получим:

$$\Delta t_2 = \Delta t_1 \frac{Q_2/K_2}{Q_1/K_1}, \quad \Delta t_3 = \Delta t_1 \frac{Q_3/K_3}{Q_1/K_1}, \dots, \Delta t_n = \Delta t_1 \frac{Q_n/K_n}{Q_1/K_1}.$$

Суммируя левые и правые части последних равенств, находим:

$$\begin{aligned} \sum \Delta t &= \Delta t_1 + \Delta t_2 + \dots + \Delta t_n = \Delta t_1 \left(1 + \frac{Q_2/K_2}{Q_1/K_1} + \right. \\ &\quad \left. + \frac{Q_3/K_3}{Q_1/K_1} + \dots + \frac{Q_n/K_n}{Q_1/K_1} \right); \\ \Delta t_1 &= \sum \Delta t \frac{Q_1/K_1}{Q_1/K_1 + Q_2/K_2 + \dots + Q_n/K_n} = \sum \Delta t \frac{Q_1/K_1}{\sum Q_m/K_m}. \end{aligned} \quad (8.31)$$

Аналогично находим полезную разность температур для второго корпуса (8.32) и для любого m -го корпуса (8.33):

$$\Delta t_2 = \sum \Delta t \frac{Q_2/K_2}{\sum Q_m/K_m}; \quad (8.32) \quad \Delta t_m = \sum \Delta t \frac{Q_m/K_m}{\sum Q_m/K_m}. \quad (8.33)$$

Следовательно, в рассматриваемом случае суммарная полезная разность температур распределяется по корпусам пропорционально отношениям тепловых нагрузок к коэффициентам теплопередачи.

Распределение полезной разности температур по корпусам, обеспечивающее минимальную суммарную поверхность нагрева всех корпусов. Суммарная поверхность нагрева двухкорпусной выпарной установки может быть выражена как

$$F_{\text{сб}} = F_1 + F_2 = \frac{Q_1}{K_1 \Delta t_1} + \frac{Q_2}{K_2 \Delta t_2}. \quad (8.34)$$

Заменяя в последнем соотношении Δt_2 на ее значение, найденное из равенства $\sum \Delta t = \Delta t_1 + \Delta t_2$, получим:

$$F_{\text{сб}} = \frac{Q_1}{K_1 \Delta t_1} + \frac{Q_2}{K_2 (\sum \Delta t - \Delta t_1)}. \quad (8.35)$$

Минимальное значение суммарной поверхности нагрева двухкорпусной выпарной установки найдем, приравняв производную функции (8.35) нулю:

$$\begin{aligned} \frac{dF_{\text{сб}}}{d(\Delta t_1)} &= -\frac{Q_1}{K_1 (\Delta t_1)^2} + \frac{Q_2}{K_2 (\sum \Delta t - \Delta t_1)^2} = \\ &= -\frac{Q_1}{K_1 (\Delta t_1)^2} + \frac{Q_2}{K_2 (\Delta t_2)^2} = 0, \end{aligned}$$

откуда

$$\frac{Q_1}{K_1 (\Delta t_1)^2} = \frac{Q_2}{K_2 (\Delta t_2)^2} \quad \text{или} \quad \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} = \frac{(Q_1/K_1)^{1/2}}{(Q_2/K_2)^{1/2}}. \quad (8.36)$$

На основании свойств пропорции из (8.36) получим:

$$\frac{\Delta t_1}{\Delta t_1 + \Delta t_2} = \frac{\Delta t_1}{\sum \Delta t} = \frac{(Q_1/K_1)^{1/2}}{(Q_1/K_1)^{1/2} + (Q_2/K_2)^{1/2}}$$

или

$$\Delta t_1 = \sum \Delta t \frac{(Q_1/K_1)^{1/2}}{(Q_1/K_1)^{1/2} + (Q_2/K_2)^{1/2}}. \quad (8.37)$$

Тем же путем для второго корпуса можно найти

$$\Delta t_2 = \sum \Delta t \frac{(Q_2/K_2)^{1/2}}{(Q_1/K_1)^{1/2} + (Q_2/K_2)^{1/2}}. \quad (8.38)$$

Для многокорпусной выпарной установки распределение полезной разности температур по корпусам, обеспечивающее минимальную суммарную поверхность нагрева всех корпусов, находят аналогично тому, как это выполнено для двухкорпусной выпарной установки; в результате получают:

$$\Delta t_m = \sum \Delta t \frac{(Q_m/K_m)^{1/2}}{\sum (Q_m/K_m)^{1/2}}, \quad (8.39)$$

т. е. в рассматриваемом случае суммарная полезная разность температур распределяется по корпусам пропорционально квадратным корням из отношений тепловых нагрузок к коэффициентам теплопередачи.

Поскольку тепловая нагрузка в аппаратах приблизительно пропорциональна количеству выпариваемой воды, в уравнениях (8.33) и (8.39) величины Q могут быть заменены в предварительных расчетах величинами W .

Расчет установок многократного выпаривания способом последовательных приближений. Как известно, способ последовательных приближений основывается на том, что неизвестными величинами предварительно задаются, а затем проверяют их по ходу расчета.

Обычно установки многократного выпаривания рассчитывают по следующей схеме. Вначале вычисляют количество воды, выпариваемой на всей установке. Далее в первом туре расчета принимают, что общее количество выпаренной воды одинаково распределяется по корпусам. По количествам воды, выпариваемой в каждом корпусе, можно определить концентрации растворов в этих корпусах и, следовательно, потери общей разности температур вследствие гидростатического эффекта и температурной депрессии.

Определив потери общей разности температур, можно найти полезную разность температур и распределить ее по корпусам.

Это даст возможность найти все температуры растворов и паров и соответственно их тепловые параметры.

Далее по уравнению (8.26) определяют расход греющего пара для корпуса, в котором раствор имеет наибольшую концентрацию. После этого на основании равенства $W_{m-1} = D_m$ определяют расход пара, греющего корпус $(m-1)$. Продолжая последовательно указанные расчеты, определяют количество выпаренной воды и расход пара в каждом корпусе. Затем для каждого корпуса вычисляют коэффициент теплопередачи и поверхность нагрева.

На основе результатов первого тура расчета находят распределение общего количества выпариваемой воды по корпусам, а затем проводят второй тур расчета аналогично первому. В результате двух-трех туров расчета обычно предварительно принимаемые величины совпадают с расчетными, после чего расчет считается законченным.

Предельное и рациональное числа корпусов в установках многократного выпаривания. Как было указано выше, расход тепла на проведение процесса выпаривания уменьшается с увеличением числа корпусов в выпарной установке. Естественным выводом из этого положения явилось бы стремление к максимально возможному увеличению числа корпусов выпарной установки.

Однако увеличение числа корпусов ограничено потерями полезной разности температур. Потери общей разности температур возрастают с увеличением числа корпусов. Очевидно, что многокорпусная выпарная установка может работать только при соблюдении неравенства

$$\Delta t_{06} > \sum \Delta t_r + \sum \Delta t_d + \sum \Delta t_n \quad \text{или} \quad \sum \Delta t > 0. \quad (8.40)$$

Теоретическим предельным числом корпусов в установках многократного выпаривания является такое число их, при котором полезная разность температур принимает минимальное положительное значение.

Целесообразное число корпусов установок многократного выпаривания определяется экономическими соображениями: суммой затрат на проведение процесса выпаривания, в которые входят затраты на труд, амортизационные расходы и затраты по производству пара (пропорциональные его расходу).

Амортизационные расходы при эксплуатации установок многократного выпаривания следует считать пропорциональными числу корпусов. Действительно, для установки простого выпаривания поверхности нагрева $F = Q/K\Delta t$.

Для установки многократного выпаривания каждый корпус имеет нагрузку, равную примерно Q/n . Общая полезная разность температур для каждого корпуса составляет примерно $\sum \Delta t/n$ и, следовательно, поверхность нагрева каждого корпуса приближенно равна

$$F_n \approx \frac{Q/n}{K(\sum \Delta t/n)} = \frac{Q}{K\Delta t} = F,$$

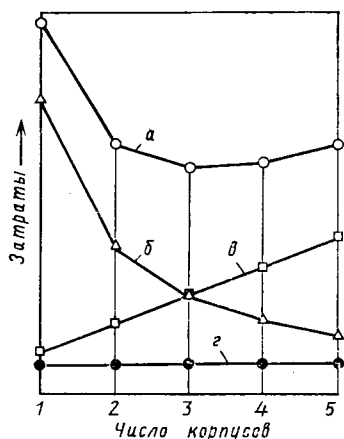


Рис. 8.11. Определение минимума затрат на проведение процесса выпаривания:

а — суммарные затраты; б — затраты на производство греющего пара; в — амортизационные отчисления; г — затраты на труд

т. е. равна поверхности нагрева однокорпусного выпарного агрегата.

Изложенное показывает, что поверхность нагрева (а следовательно, и металлозатраты) в установках многократного выпаривания увеличивается пропорционально числу корпусов.

Минимум суммарных затрат на осуществление процесса выпаривания может быть установлен при проведении ряда вариантов расчетов для различного числа корпусов установок многократного выпаривания (рис. 8.11).

Очевидно, что минимальные суммарные затраты и определяют рациональное число корпусов установок многократного выпаривания. Обычно промышленные установки многократного выпаривания состоят из трех или четырех корпусов.

Особенности выпаривания растворов, имеющих большую температурную депрессию. В подавляющем большинстве случаев растворы, выпариваемые в производствах химической промышленности, обладают высокой температурной депрессией, которую надлежит рассматривать как синтетический показатель всех его физических свойств. Чем больше температурная депрессия, тем меньше полезная разность температур и коэффициент теплопередачи.

Наиболее целесообразными мерами предотвращения вредного влияния роста концентраций и температурной депрессии могут быть либо *периодическое проведение процесса*, либо *проведение процесса выпаривания в аппарате полного вытеснения*. Последний прием надлежит рассматривать в качестве радикального. Промежуточным решением может быть *разделение каждого корпуса на ряд ступеней (секционирование)*, что препятствует вредному влиянию факторов, уменьшающих движущую силу тепловых и диффузионных процессов.

8.4. ВЫПАРИВАНИЕ С ПРИМЕНЕНИЕМ ТЕПЛОВОГО НАСОСА

Выпаривание с применением теплового насоса основано на возможности использования вторичного пара для испарения растворителя в том же аппарате, если температура вторичного пара будет тем или иным способом повышена до температуры греющего пара. Температуру вторичного пара можно повысить до температуры греющего пара путем сжатия его компрессором или паровым инжектором.

В первом случае вторичный пар поступает из выпарного аппарата в турбокомпрессор, сжимается до давления, соответствующего температуре греющего пара, и вводится в греющую камеру выпарного аппарата.

Обозначив в дополнение к предыдущему, согласно (8.8), энтальпию вторичного пара после сжатия в компрессоре через $H_{в.п.сж}$ (кДж/кг), напишем уравнение теплового баланса:

$$DH + WH_{в.п.сж} + G_K c_K t'_K = G_K c_K t_K + WH_{в.п} + G_K \cdot 0,01 x_K \Delta q + (D + W) H_K + Q_{п}. \quad (8.41)$$

Отсюда может быть вычислен расход греющего пара:

$$D = G_K \frac{c_K t'_K - c_K t_K + 0,01 x_K \Delta q}{H - H_K} + W \frac{H_{в.п} - H_{в.п.сж} - c_K t_K + H_K}{H - H_K} + \frac{Q_{п}}{H - H_K}. \quad (8.42)$$

Как следует из уравнения (8.42), расход пара на выпаривание с тепловым насосом значительно меньше, чем при простом выпаривании, так как резко уменьшается второе слагаемое правой части равенства. Однако наряду с этим необходимо расходовать механическую энергию на работу компрессора. Если компрессор приводится в действие электродвигателем, то его мощность в кВт равна

$$N = \frac{W (H_{в.п.сж} - H_{в.п})}{3600 \eta_{ад} \eta_{мех}}, \quad (8.43)$$

где $\eta_{ад}$ — адиабатический коэффициент полезного действия компрессора; $\eta_{мех}$ — коэффициент полезного действия электродвигателя и привода.

Необходимость применения сложных машин (компрессоров), а также затрат дорогой механической энергии приводит к практической нецелесообразности теплового насоса с компрессорами.

Большой практический интерес представляют тепловые насосы с паровыми инжекторами. В этих установках (рис. 8.12) исходный греющий пар поступает предварительно в паровой инжектор 2. В инжекторе каж-

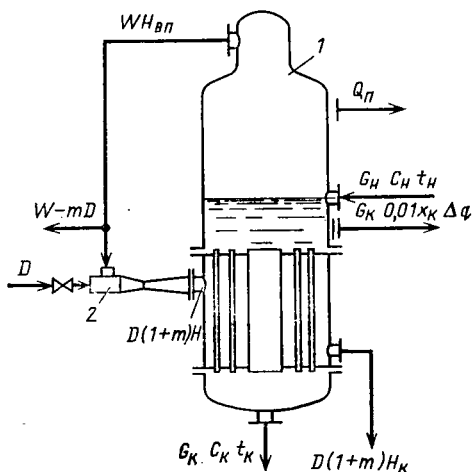


Рис. 8.12. Схема тепловых потоков при выпаривании с инжекторным тепловым насосом: 1 — выпарной аппарат; 2 — паровой инжектор

дая единица массы свежего пара инжектирует m единиц массы вторичного пара. В результате получается рабочий греющий пар в количестве $D(1+m)$, с рабочим давлением, меньшим, чем давление исходного пара, и бóльшим, чем давление вторичного пара.

Полученный в инжекторе пар поступает на нагревание выпарного аппарата; часть вторичного пара, равная $W-Dm$, не может быть инжектирована и поэтому в установке не используется.

Тепловой баланс рассматриваемого процесса выпаривания может быть представлен равенствами:

$$D(1+m)H + G_{\text{н}}c_{\text{н}}t_{\text{н}} = G_{\text{к}}c_{\text{к}}t_{\text{к}} + G_{\text{к}} \cdot 0,01x_{\text{к}}\Delta q + WH_{\text{в.п}} + D(1+m)H_{\text{к}} + Q_{\text{п}}, \quad (8.44)$$

$$D = G_{\text{к}} \frac{c_{\text{к}}t_{\text{к}} - c_{\text{н}}t_{\text{н}} + 0,01x_{\text{к}}\Delta q}{(1+m)(H-H_{\text{к}})} + \\ + W \frac{H_{\text{в.п}} - c_{\text{н}}t_{\text{н}}}{(1+m)(H-H_{\text{к}})} + \frac{Q_{\text{п}}}{(1+m)(H-H_{\text{к}})}. \quad (8.45)$$

Сопоставление этих равенств с уравнениями баланса простого выпаривания показывает, что в рассматриваемом процессе выпаривания с тепловым насосом расход греющего пара уменьшается в $(1+m)$ раз.

Паровой инжектор представляет собой сравнительно простое устройство, изготовление которого не требует больших затрат металла, поэтому установки с паровыми инжекторами в принципе должны быть признаны вполне рациональными.

Значение коэффициента инжекции m в выгодных для инжекции условиях работы выпарной установки составляет 0,5—1.

Выпарные установки в химической промышленности работают обычно в невыгодных для инжекции условиях. Вследствие высокой температурной депрессии растворов давление вторичного инжектируемого пара бывает низким. С уменьшением давления инжектируемого пара уменьшается коэффициент инжекции. С уменьшением коэффициента инжекции расход свежего греющего пара увеличивается и применение выпарных установок с паровым инжектором становится невыгодным. Указанным обстоятельством объясняется ограниченное распространение в химической промышленности выпарных установок с тепловым насосом; эти установки применяют для выпаривания растворов с малой температурной депрессией и в условиях, когда необходимо обеспечить минимальный расход греющего пара.

УМЕРЕННОЕ И ГЛУБОКОЕ ОХЛАЖДЕНИЕ

9.1. ОСНОВНЫЕ ПОЛОЖЕНИЯ

Охлаждение до температур, более низких, чем температура окружающей среды, связано с переносом тепла с низшего температурного уровня на высший. Согласно второму закону термодинамики, этот перенос тепла возможен лишь при затрате энергии. Перенос тепла с низшего температурного уровня на высший осуществляется по обратному циклу Карно.

В соответствии с прямым циклом Карно, при переходе тепла с температурного уровня T на более низкий температурный уровень T_0 совершается работа L , и на низшем температурном уровне сохраняется запас тепла Q_0 . При этом энергетический баланс процесса выражается равенством

$$Q = L + Q_0. \quad (9.1)$$

Перенос тепла с одного температурного уровня на другой — обратимый процесс. Следовательно, тепло может быть перенесено по обратному циклу Карно с низшего температурного уровня T_0 на высший температурный уровень T при соответствующей затрате работы L . В частности, процесс охлаждения можно осуществить следующим образом (рис. 9.1). Рабочее тело (газ) адиабатически сжимается с затратой работы (линия 1—2) и после этого изотермически конденсируется (линия 2—3), отдавая тепло Q окружающей среде при температуре T . Полученная жидкость адиабатически расширяется, производя полезную работу (линия 3—4), и затем испаряется (линия 4—1) при пониженном давлении, отнимая тепло Q_0 от охлаждаемого материала, при температуре T_0 .

Из уравнения (9.1)

$$L = Q - Q_0. \quad (9.2)$$

Количество тепла Q , отдаваемое на высшем температурном уровне T , и количество тепла Q_0 , воспринимаемое на низшем температурном уровне T_0 , можно определить из соотношений (9.3) и (9.4):

$$Q = T(S_1 - S_2); \quad (9.3) \quad Q_0 = T_0(S_1 - S_2), \quad (9.4)$$

где S_1 и S_2 — энтропия рабочего тела соответственно до и после конденсации.

Из уравнений (9.2), (9.3) и (9.4)

$$L = (T - T_0)(S_1 - S_2); \quad \varepsilon = Q_0/L = Q_0/(Q - Q_0) = T_0/(T - T_0). \quad (9.5)$$

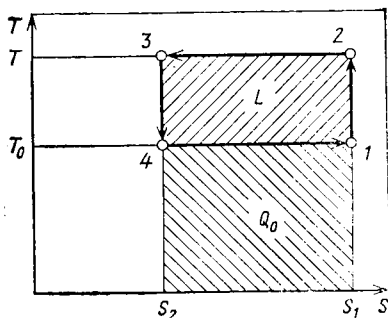


Рис. 9.1. Обратный цикл Карно

Величина ϵ , называемая *холодильным коэффициентом*, показывает, какое количество тепла можно перенести в рассматриваемом цикле с низшего температурного уровня T_0 на высший T за счет затраты единицы работы L .

Для осуществления холодильных циклов применяют различные газы, называемые холодильными агентами (хладагентами). При умеренном охлаждении используют газы, имеющие критические температуры выше температуры окружающей среды, а для получения очень низких температур — газы с критической температурой ниже температуры окружающей среды.

Охлаждение до температур в области до 120 К принято считать *умеренным*, а ниже 120 К — *глубоким*.

Диаграмма состояния реальных газов в координатах T — S показана на рис. 9.2. В нижней части диаграммы имеются линии жидкости и пара, сходящиеся в одной точке T_k , которая соответствует критической температуре.

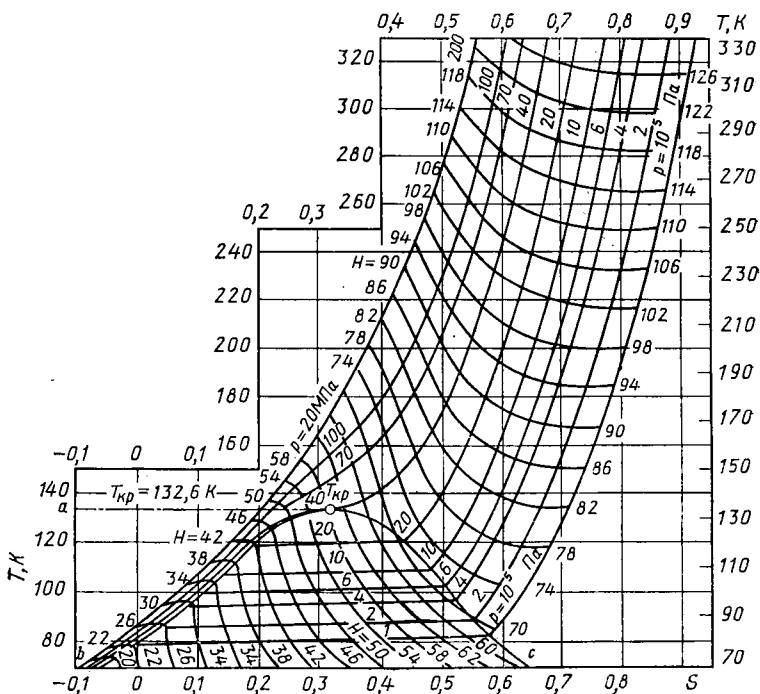
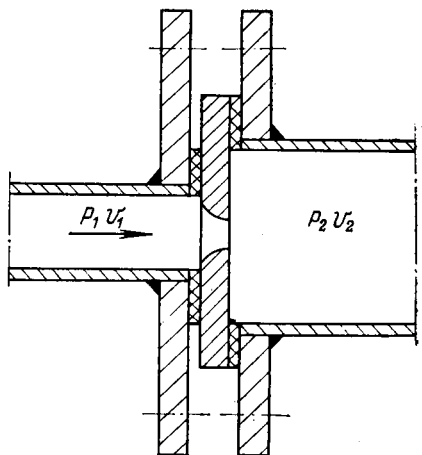


Рис. 9.2. T — S -диаграмма для воздуха

Рис. 9.3. Дросселирующее устройство



Область $b - T_k - a$, лежащая левее кривой, является областью жидкости, область $b - T_k - c$ под кривой — областью сосуществования пара и жидкости. Область $a - T_k - c$, размещенная выше и правее кривой, соответствует состояниям газа или перегретого пара. На диаграмме показаны также изобары и изоэнтальпы.

Умеренное охлаждение отличается от глубокого тем, что в первом случае сжатые до соответствующего давления газы конденсируются, отдавая тепло окружающей среде; во втором случае перед конденсацией газы необходимо охлаждать до температур более низких, чем температура окружающей среды.

В холодильной технике большое практическое значение имеет охлаждение при расширении предварительно сжатых газов: а) адиабатическое (изоэнтропическое) в расширительной машине (детандере); б) изоэнтальпическое при пропускании через дросселирующий вентиль.

Охлаждение при адиабатическом (изоэнтропическом) расширении. Детандеры (поршневые или турбинные) устроены подобно поршневым или турбинным компрессорам. В этом процессе изменение состояния газов соответствует адиабатическому, поэтому температуру расширенного газа в конце процесса можно определить следующим образом:

$$T_k = T_n (p_k/p_n)^{\frac{n-1}{n}}, \quad (9.6)$$

где T_n — начальная температура газа, К; p_n — начальное давление газа; p_k — конечное давление газа; n — показатель политропы сжатия, близкий к показателю адиабаты.

Охлаждение при изоэнтальпическом расширении. В этом процессе при дросселировании реальных газов (рис. 9.3) произведения давления на удельный объем не равны:

$$p_1 v_1 \neq p_2 v_2. \quad (9.7)$$

Внешняя работа, производимая расширяющимся газом, определяется не только уменьшением внутренней энергии, но также и энергией, расходуемой на преодоление сил притяжения между молекулами, в результате чего температура газа снижается на величину ΔT , пропорциональную (в первом приближении) перепаду давления Δp . Дифференциальный дроссельный эффект j называют *дроссельным эффектом Джоуля — Томсона*

(по имени ученых, впервые его обнаруживших).

$$i = \left(\frac{\partial T}{\partial p} \right)_{H=\text{const}}. \quad (9.8)$$

В отличие от дроссельного эффекта Джоуля — Томсона j , величину

$$T_2 - T_1 = \int_{p_1}^{p_2} \left(\frac{\partial T}{\partial p} \right)_{H=\text{const}} dp \quad (9.9)$$

называют *интегральным дроссельным эффектом*.

Из приведенных уравнений видно, что дроссельный эффект зависит от давления и температуры газа; он может быть положительным (охлаждение газа), отрицательным (нагревание газа), равным нулю. Температуру, при которой дроссельный эффект равен нулю, называют *инверсионной*. Некоторые газы, в том числе водород, имеют не одну, а несколько инверсионных температур.

Дроссельные эффекты и инверсионные температуры находят обычно по диаграммам, составленным на основании опытных данных.

9.2. УМЕРЕННОЕ ОХЛАЖДЕНИЕ

Для получения умеренного холода применяют холодильные машины, которые в зависимости от способов сжатия хладагента и изменения его состояния в рабочем цикле делят на следующие группы:

парокомпрессионные: хладагент сжимается компрессором (поршневым, винтовым или турбинным), и сжатый газ конденсируется;

газокомпрессионные: хладагент сжимается поршневым или турбинным компрессором, при этом сжатый газ не ожижается;

абсорбционные: хладагент сжимается так называемым термокомпрессором;

пароводяные эжекторные: сжатие хладагента производится паровым эжектором, а конденсация — непосредственно смешением с водой или в поверхностных конденсаторах;

водоиспарительные: охлаждение достигается в результате испарения из воды или водных растворов минеральных солей путем пропускания через них воздуха или других газов.

Парокомпрессионные холодильные машины. В этих машинах в качестве хладагентов применяют главным образом аммиак, хладоны (фреоны) — фторхлорсодержащие насыщенные углеводороды, диоксид углерода, углеводороды.

Зависимость между температурой конденсации и давлением для диоксида углерода, аммиака и одного из хладонов (CCl_2F_2 — хладон 12) приведена на рис. 9.4.

Объемную холодопроизводительность q_v (в кДж/м³), т. е. количество холода, получающегося в результате испарения ожиженного хладагента с образованием 1 м³ паров, определяют по

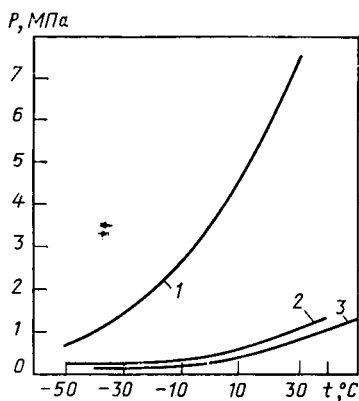


Рис. 9.4. Графики зависимости температуры конденсации различных хладагентов от давления:

1 — диоксид углерода; 2 — аммиак; 3 — хладон 12

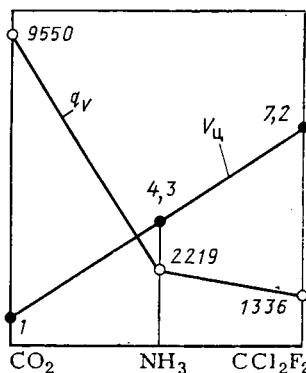


Рис. 9.5. Объемные холодопроизводительности q_v и относительные объемы цилиндра компрессора $V_{ц}$ для различных хладагентов

формуле

$$q_v = q_0 \rho, \quad (9.10)$$

где q_0 — разность между энтальпиями пара на выходе из испарителя и хладагента после дросселирования, кг; ρ — плотность пара, кг/м³.

Объем циркулирующего в системе хладагента и, следовательно, объем цилиндра компрессора обратно пропорциональны величине q_v .

На диаграмме (рис. 9.5) приведены значения q_v и относительные объемы $V_{ц}$ цилиндра компрессора для различных хладагентов. О преимуществах и недостатках хладагентов судят по следующим основным показателям: давлению конденсации; нормальной температуре кипения; количестве холода, производимого 1 м³ хладагента; токсичности.

При работе с аммиаком и хладонами не требуется высоких давлений; хладоны не обладают таким раздражающим запахом, как аммиак, безвредны и взрывобезопасны.

Основное количество выпускаемых в настоящее время холодильных машин работает на аммиаке и хладонах.

В парокompрессионной холодильной машине вместо адиабатического расширения хладагента используют более простой прием — изотальпическое расширение.

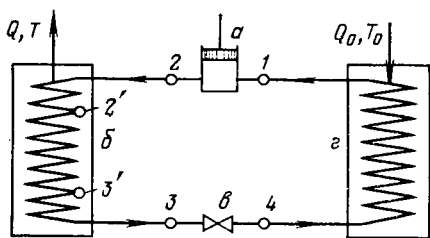


Рис. 9.6. Схема парокompрессионной холодильной машины:

а — компрессор; б — конденсатор; в — дросселирующий вентиль; г — испаритель (состояние хладагента в точках 1—4 отображено на диаграммах рис. 9.7)

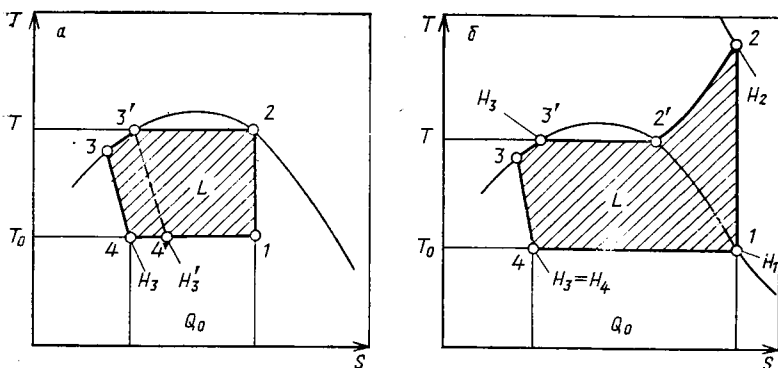


Рис. 9.7. Цикл парокомпрессионной холодильной машины с влажным (а) и сухим (б) ходами компрессора

Принципиальная схема парокомпрессионной холодильной машины показана на рис. 9.6. Циркулирующий хладагент засасывается компрессором *a*, сжимается до рабочего давления и конденсируется при температуре T в конденсаторе *b* путем охлаждения водой, воспринимающей тепло $Q = Q_0 + L$. После конденсации следует дросселирование хладагента в дросселирующем вентиле *в* и испарение его в испарителе *г* при температуре T_0 за счет тепла Q_0 , отнимаемого от охлаждаемого материала.

Парокомпрессионные холодильные машины могут работать с влажным или сухим ходом компрессора. В первом случае (рис. 9.7, а) компрессор всасывает влажный пар и сжимает его по адиабате 1—2 до состояния насыщения, далее следует конденсация пара при постоянной температуре по изотерме 2—3', затем переохлаждение жидкости 3'—3, дросселирование по изоэнтальпе 3—4 и испарение по изотерме 4—1.

Во втором случае (рис. 9.7, б) компрессор всасывает сухой пар и сжимает его по адиабате 1—2 до рабочего давления. Далее следуют охлаждение перегретого пара до состояния насыщения по изобаре 2—2', конденсация по изотерме 2'—3', переохлаждение 3'—3, дросселирование по изоэнтальпе 3—4 и испарение по изотерме 4—1.

В большинстве случаев парокомпрессионные холодильные машины работают с сухим ходом компрессора. Сопоставление циклов с влажным и сухим ходом компрессора показывает, что первый ближе к циклу Карно и холодильный коэффициент для этого цикла больше, чем для цикла с сухим ходом компрессора. Следовательно, термодинамически цикл с влажным ходом компрессора более выгоден. Однако при сухом ходе компрессора отсутствуют гидравлические удары и повышается коэффициент подачи компрессора, поэтому цикл с влажным ходом практически менее выгоден, чем цикл с сухим ходом.

Повышению холодильного коэффициента машины способствует переохлаждение жидкого хладагента. Действительно (рис. 9.7), при переохлаждении водой уменьшается энтальпия жидкого хладагента на $H'_3 - H_3$ и соответственно увеличивается количество тепла, отнимаемого на низшем температурном уровне при тех же энергетических затратах.

Энергетические соотношения для парокompрессионных холодильных машин рассмотрим на примере машины, работающей с сухим ходом компрессора (рис. 9.7, б).

Обозначим: H_1 — энтальпия пара на входе в компрессор; H_2 — энтальпия пара после сжатия в компрессоре; H'_3 — энтальпия жидкости после конденсации в конденсаторе; H_3 — энтальпия жидкости после переохлаждения; H_4 — энтальпия хладагента после дросселирования.

Количество тепла, отнимаемого 1 кг хладагента при испарении, или удельная холодопроизводительность, составит (в кДж/кг)

$$q_0 = H_1 - H_4, \quad (9.11)$$

объемная холодопроизводительность (в кДж/м³)

$$q_v = q_0 \rho = (H_1 - H_4) \rho, \quad (9.12)$$

где ρ — плотность хладагента.

Количество циркулирующего в холодильной машине хладагента (в кг/с)

$$G = Q_0 / q_0, \quad (9.13)$$

где Q_0 — холодопроизводительность холодильной машины, кВт.

Для принятых условий холодильный коэффициент

$$\varepsilon = H_1 - H_4 / (H_2 - H_1). \quad (9.14)$$

Теоретическая мощность (в кВт) компрессора

$$N_T = G (H_2 - H_1). \quad (9.15)$$

Эффективную мощность компрессора определяют по уравнению

$$N_e = (N_T / \eta_i) + N_f, \quad (9.16)$$

где η_i — индикаторный к. п. д. компрессора; N_f — потеря мощности на преодоление трения.

Индикаторный к. п. д. компрессора зависит от степени сжатия p/p_0 , а потеря мощности на преодоление трения — от объема, описываемого поршнем компрессора; обе величины определяют обычно по соответствующим графикам.

При принятых обозначениях тепло, отнимаемое в конденсаторе, составляет Q_K кВт, тепло, отнимаемое при переохлаждении, $Q_{ох}$ кВт:

$$Q_K = G (H_2 - H'_3); \quad (9.17) \quad Q_{ох} = G (H'_3 - H_3). \quad (9.18)$$

Одна и та же парокомпрессионная холодильная машина, как это следует из представлений о холодильном коэффициенте, может дать большую холодопроизводительность при меньшей разности температурных уровней и меньшую холодопроизводительность при большей разности температурных уровней.

В настоящее время введены понятия стандартной и рабочей холодопроизводительностей, определяемых четырьмя сравнительными температурами: кипения, конденсации, переохлаждения, всасывания. Для стандартного режима при работе с аммиаком и хладагентами приняты следующие температуры: кипения — 15°C , конденсации 30 , переохлаждения 25 , всасывания соответственно — 10 и 15°C .

Для стандартного режима работы по уравнению (9.12) можно вычислить стандартную объемную холодопроизводительность q_v , а также коэффициент подачи компрессора $\lambda_{\text{ст}}$. Аналогично определяют соответствующие величины для рабочих условий $q_{v,p}$ и λ_p .

Если секундный объем, описываемый поршнем компрессора, составляет V , то холодопроизводительность машины в рабочих и стандартных условиях выражается соответственно уравнениями (9.19) и (9.20):

$$Q_p = V \lambda_p q_{v,p}; \quad (9.19) \quad Q_{\text{ст}} = V \lambda_{\text{ст}} q_{v,\text{ст}}. \quad (9.20)$$

Из равенств (9.19) и (9.20) можно получить формулу для определения рабочей производительности по стандартной:

$$Q_p = Q_{\text{ст}} \lambda_p q_{v,p} / (\lambda_{\text{ст}} q_{v,\text{ст}}). \quad (9.21)$$

Коэффициент подачи компрессора, зависящий от степени сжатия p/p_0 , определяют на основании опытных данных (обычно по соответствующим графикам).

Газокомпрессионные холодильные машины. Эти машины по принципу действия отличаются от парокомпрессионных тем, что хладагент в рабочем цикле газокомпрессионных машин не конденсируется и не испаряется. Следовательно, изобары в обратном цикле Карно не соответствуют изотермам. В этих машинах хладагентом обычно служит воздух.

Схема газокомпрессионной холодильной машины и рабочий цикл ее показаны на рис. 9.8 и 9.9. Воздух сжимается компрессором a по адиабате $1-2$, и температура его повышается от T_1 до T_2 . Далее следует охлаждение его водой по изобаре $2-3$ в холодильнике b до температуры T_3 ; охлажденный воздух адиабатически расширяется ($3-4$) в детандере $в$, при этом температура его снижается до T_4 .

Из детандера охлажденный воздух поступает в теплообменник $г$, где отнимает тепло (на низшем температурном уровне), нагреваясь до T_1 по изобаре $4-1$.

Из-за малой объемной холодопроизводительности газов газокомпрессионные холодильные машины требуют большого количества газа и поэтому поршневые компрессоры заменяют турбо-

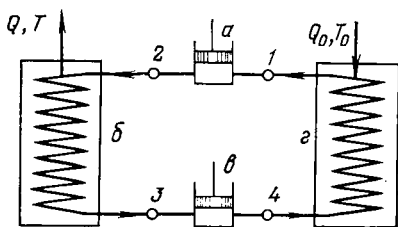


Рис. 9.8. Схема газокompрессионной холодильной машины:

α — компрессор; δ — холодильник; θ — детандер (расширительная машина); ε — теплообменник; 1—4 — точки, в которых состояние хладагента соответствует точкам на диаграмме рис. 9.9

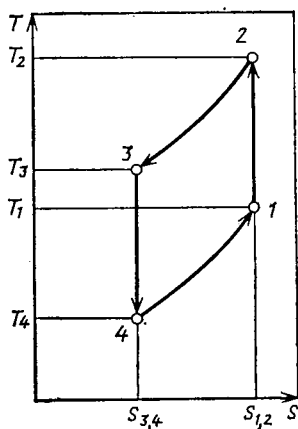


Рис. 9.9. Цикл газокompрессионной холодильной машины

машинами. По сравнению с термокомпрессионными машинами они отличаются повышенным расходом энергии и становятся экономичными только при температурах ниже -100°C .

Абсорбционные холодильные машины. В этих машинах хладагентом служит аммиак, который, кроме высоких холодильных свойств, хорошо растворяется в воде.

Схема абсорбционной холодильной машины показана на рис. 9.10. Газообразный аммиак ($\approx 99\% \text{NH}_3$), выделившийся из водноаммиачного раствора в кипятильнике 1, при высоком давлении поступает в конденсатор 2, где конденсируется при высокой температуре T , отдавая тепло Q охлаждающей воде. Сжиженный аммиак проходит дросселирующий вентиль 3 и испаряется в испарителе 4, воспринимая тепло Q_0 на низком температурном уровне T_0 . По выходе из испарителя газообразный аммиак направляется в абсорбер 5 и при охлаждении (отвод теплоты растворения) поглощается водой с образованием высококонцентрированного раствора ($\approx 50\% \text{NH}_3$).

Полученный раствор нагнетается насосом 6 через теплообменник 7 в кипятильник 1, где в результате нагревания водяным паром (подвод тепла испарения) большая часть аммиака испаряется и в виде газа поступает в конденсатор 2. Обедненный водноаммиачный раствор ($\approx 20\% \text{NH}_3$) уходит из кипятильника через теплообменник 7 и дроссельный вентиль 8 в абсорбер 5, где вновь концентрируется в результате абсорбции газообразного аммиака.

Из сопоставления рис. 9.6 и 9.10 видно, что в абсорбционной холодильной машине роль компрессора выполняет термокомпрессор — агрегат, включающий кипятильник, абсорбер и теплообменник.

Изменения состояния аммиака в конденсаторе, дроссельном вентиле и испарителе абсорбционной холодильной машины соот-

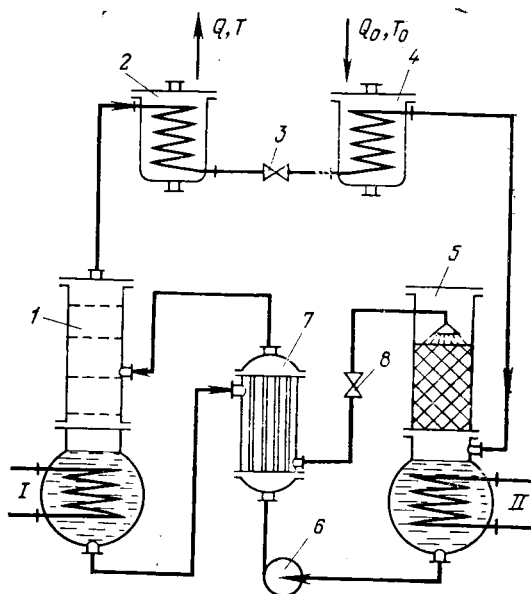


Рис. 9.10. Схема абсорбционной холодильной машины:

1 — кипятильник; *2* — конденсатор; *3*, *8* — дросселирующие вентили; *4* — испаритель; *5* — абсорбер; *6* — насос; *7* — теплообменник; *I* — греющий пар; *II* — охлаждающая вода

ветствуют изменениям в тех же аппаратах компрессионной холодильной машины. Следовательно, количество циркулирующего газообразного аммиака (в кг/с) можно вычислить по уравнению (9.13): $G_r = Q_0/q_0$.

Обозначим: G_k — количество водноаммиачного раствора, поступающего в кипятильник, кг/ч; G_a — количество водноаммиачного раствора, поступающего в абсорбер, кг/ч; x_k — концентрация раствора, поступающего в кипятильник, % (масс.); x_a — концентрация раствора, поступающего в абсорбер, % (масс.).

При принятых обозначениях материальный баланс для термодомпрессора можно выразить следующими уравнениями:

$$G_k = G_r + G_a,$$

$$G_k x_k / 100 = G_a x_a / 100 + G_r.$$

Из этих уравнений определяют

$$G_k = G_r (100 - x_a) / x_k - x_a; \quad (9.22) \quad G_a = G_k - G_r. \quad (9.23)$$

Для определения количества тепла Q_k , которое необходимо подвести в кипятильник, пренебрегают потерями тепла в окружающую среду и работой, затрачиваемой насосом, и вводят понятие *теплового коэффициента* ζ

$$\zeta = Q_0 / Q_k, \quad (9.24) \quad \text{откуда} \quad Q_k = Q_0 / \zeta. \quad (9.25)$$

В последние годы широкое распространение получили бромистолитиевые абсорбционные холодильные машины, в которых

хладоагентом является вода, а абсорбентом — бромид лития. Эти машины применяют для получения холодной воды, используемой для кондиционирования воздуха и для охлаждения (в технологических процессах).

Пароводяные эжекторные холодильные машины. Эти машины работают на рассолах или на чистой воде; в первом случае охлаждение возможно до температуры -15°C , во втором — до $+5^{\circ}\text{C}$.

Принципиальная схема пароводяной эжекторной холодильной машины приведена на рис. 9.11. Водяной пар высокого давления поступает в эжектор 2, который отсасывает пар из испарителя 1. В результате этого остаточное давление в испарителе снижается до 250—500 Па и циркулирующий рассол вследствие испарения из него воды охлаждается до $-10 \div -15^{\circ}\text{C}$. Охлажденный таким способом рассол откачивается насосом 5 в аппаратуру, предназначенную для охлаждения перерабатываемых материалов. Водяной пар из эжектора поступает в конденсатор смешения 3, конденсируется разбрызгиваемой водой и отводится в виде конденсата мокровоздушным насосом 4.

Пароводяные эжекторные холодильные машины, работающие на рассолах, неэкономичны, и поэтому не получили распространения.

Пароводяные эжекторные холодильные машины, работающие на воде, благодаря высокому холодильному коэффициенту, обусловленному небольшой разностью температурных уровней, а также простоте, надежности и компактности современных паровых эжекторов весьма экономичны и удобны в эксплуатации.

Схема такой машины аналогична схеме пароводяной эжекторной холодильной машины, работающей на рассоле. Вода охлаждается в испарителе вследствие испарения части ее при

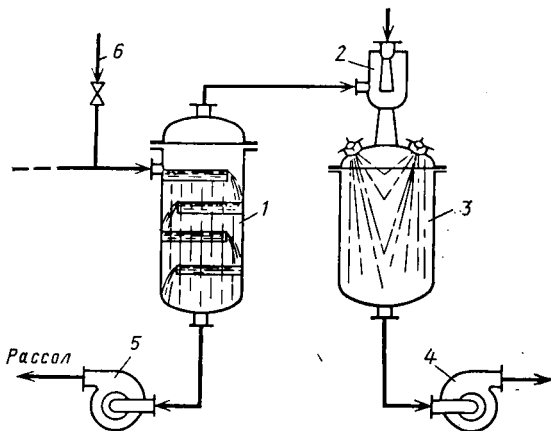


Рис. 9.11. Схема пароводяной эжекторной холодильной машины:

1 — испаритель; 2 — эжектор; 3 — конденсатор смешения; 4, 5 — насосы; 6 — трубопровод для подачи воды

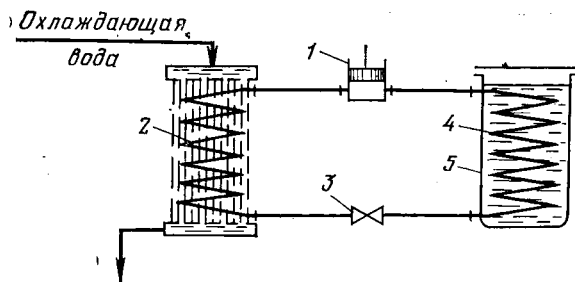


Рис. 9.12. Схема непосредственного охлаждения с помощью испарителя холодильной машины:

1 — компрессор; 2 — конденсатор с водяным охлаждением; 3 — дросселирующий вентиль; 4 — испаритель; 5 — аппарат с охлаждаемым материалом

очень низком остаточном давлении. Высокий вакуум создается паровым эжектором (в большинстве случаев многоступенчатым). Пары из эжектора конденсируются в конденсаторе смешения, и образовавшийся конденсат вместе с охлаждающей водой удаляется мокровоздушным насосом или с помощью барометрической трубы. Охлажденная в испарителе вода насосом направляется в аппарат для охлаждения обрабатываемых материалов. Нагретая в аппарате вода возвращается для охлаждения в испаритель. Убыль воды в системе компенсируют непрерывной подачей ее по трубопроводу 6.

Водоиспарительные холодильные машины. Эти машины работают так же, как и пароводяные эжекторные.

Испарение воды для получения холода достигается не созданием вакуума, а пропусканием воздуха через воду или водные растворы.

В холодильных машинах охлаждение материалов осуществляется непосредственно или с помощью промежуточных, предварительно охлажденных в холодильной машине теплоносителей (переносчиков холода).

В первом случае (рис. 9.12) испаритель холодильной машины помещается в аппарате, используемом для охлаждения тех или иных материалов. Такой способ охлаждения рационален и единственно правильный в том случае, если холодильная машина обслуживает один аппарат.

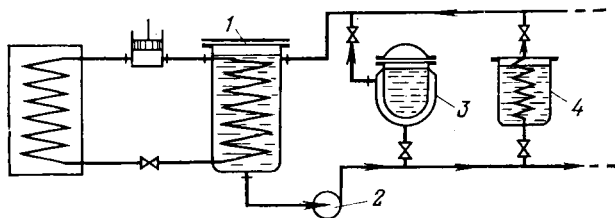


Рис. 9.13. Схема охлаждения холодильными рассолами:

1 — емкость с рассолом; 2 — насос; 3, 4 — аппараты с охлаждаемым материалом

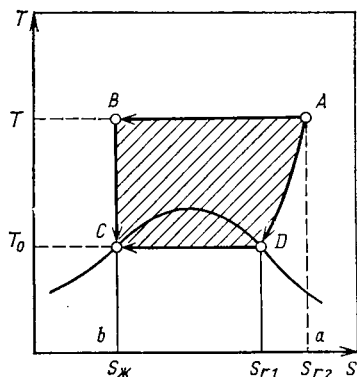
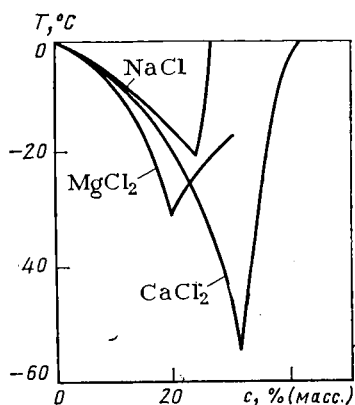


Рис. 9.14. Температуры замерзания водных растворов некоторых солей

Рис. 9.15. Идеальный процесс сжижения газа на T — S -диаграмме

Если холодильная установка обслуживает несколько аппаратов, работающих при различных температурах, используют несколько промежуточных теплоносителей, в частности водные растворы некоторых минеральных солей с низкой температурой замерзания, называемые холодильными рассолами.

При использовании холодильных рассолов (рис. 9.13) испаритель холодильной машины размещается в емкости 1, наполненной рассолом. В результате испарения хладагента рассол охлаждается до заданной температуры и насосом 2 перекачивается в общую магистраль, из которой распределяется по аппаратам 3, 4 и т. д. Нагретый в аппаратах рассол собирается в общий трубопровод и возвращается на охлаждение в емкость 1.

В качестве холодильных рассолов используют водные растворы поваренной соли, хлористого магния и хлористого кальция. Кривые температур замерзания этих растворов показаны на рис. 9.14. По этим кривым выбирают растворы и их концентрации. Например, соответственно приведенным данным раствор хлористого натрия можно рекомендовать для температур не ниже -15°C . Рабочую концентрацию растворов надо выбирать по левой ветви кривой замерзания. Она должна быть на несколько процентов меньше концентрации, соответствующей криогидратной точке*.

Из изложенного выше следует, что охлаждение до температуры $+5^{\circ}\text{C}$ целесообразно осуществлять в пароводяных эжекторных холодильных машинах, работающих на воде, а также в бромистолитиевых холодильных машинах.

* Криогидратной называют точку, которой соответствует равновесие раствора, кристаллов льда и соли.

Парокомпрессионные холодильные машины позволяют получить температуры до -80°C , а при применении каскадных циклов до -120°C и даже -140°C .

С помощью водоаммиачных абсорбционных машин возможно охлаждение до -60 , -65°C .

Парокомпрессионные холодильные машины компактнее абсорбционных, для их изготовления расходуется меньше металла, они потребляют меньше охлаждающей воды и их энергетическая эффективность выше. Однако при наличии на предприятиях отбросного тепла в виде вторичных энергоресурсов использование водоаммиачных абсорбционных холодильных машин экономически целесообразно и они широко применяются на многих химических предприятиях (синтез аммиака, получение ацетилена и др.).

9.3. ГЛУБОКОЕ ОХЛАЖДЕНИЕ

Процессы глубокого охлаждения используют главным образом для разделения газовых смесей их сжижением и ректификацией, а также для сжижения водорода и гелия.

Для процессов ректификации необходимо предварительное сжижение газовых смесей, которое следует рассматривать как основное техническое назначение глубокого охлаждения. Сжижение газов возможно различными способами. Важнейший показатель совершенства процессов сжижения газов — затрата работы на сжижение, а эталон сравнения — минимальная работа сжижения.

Минимальной работе сжижения соответствует следующее проведение процесса (рис. 9.15): изотермическое сжатие AB и изэнтропическое расширение BC .

Общее количество тепла, которое отнимается от газа в этом процессе, эквивалентно площади $bBAa$, а количество тепла, которое отнимается для собственно сжижения, равное теплу, отнимаемому при изобарическом охлаждении газа (AD) и изотермической конденсации его (DC), эквивалентно площади $bCDAa$. Разность между указанными площадями, т. е. площадь $ABCD$, выражает минимальную работу сжижения.

Очевидно, что площади $bBAa$ эквивалентно количество тепла

$$Q = T(S_{г2} - S_{ж}), \quad (9.26)$$

где T — начальная температура газа; $S_{г2}$ — энтропия газа до изобарического охлаждения; $S_{ж}$ — энтропия сжиженного газа.

Количество тепла, эквивалентное площади $bCDAa$

$$Q_0 = H_{г} - H_{ж}, \quad (9.27)$$

где $H_{г}$ — начальная энтальпия газа; $H_{ж}$ — энтальпия сжиженного газа.

Таким образом, минимальная работа сжижения газа

$$L_m = Q - Q_0 = T(S_{г2} - S_{ж}) - (H_{г} - H_{ж}). \quad (9.28)$$

Минимальная работа сжижения невелика. Так, для сжижения 1 кг воздуха необходимо затратить 0,19 кВт·ч.

Давление, до которого должен быть сжат сжижаемый газ, можно определить следующим образом.

При охлаждении газа отнимается тепло

$$dQ = c_p dT = T dS.$$

Следовательно

$$S_{r2} - S_{r1} = \int_{T_0}^T c_p \frac{dT}{T} = c_p \ln \frac{T}{T_0}, \quad (9.29)$$

где S_{r1} — энтропия газа после изобарического охлаждения.

При конденсации 1 кг газа отнимается тепло

$$\lambda = T_0 (S_{r1} - S_{ж}), \quad (9.30)$$

где λ — теплота испарения газа.

Из равенств (9.29) и (9.30) следует

$$S_{r2} - S_{ж} = c_p \ln (T/T_0) + \lambda/T_0.$$

Из термодинамики газов известно, что

$$S_{r2} - S_{ж} = R \ln (p_2/p_1).$$

Следовательно,

$$R \ln \frac{p_2}{p_1} = c_p \ln \frac{T}{T_0} + \frac{\lambda}{T_0}. \quad (9.31)$$

Уравнение (9.31) позволяет вычислить давление, до которого должен быть сжат газ в процессе сжижения с минимальной затратой работы. Расчет для сжижения воздуха дает по этому уравнению величину $p_2 \approx 46000$ МПа.

Работа установок при давлениях в несколько сотен тысяч атмосфер практически невозможна, поэтому реальные циклы сжижения не соответствуют рассмотренному идеальному циклу и отличаются более низким давлением сжатия.

При сжижении газов реальные процессы охлаждения можно разделить на две группы: каскадное охлаждение с применением промежуточных хладагентов и непосредственное охлаждение.

Каскадное (ступенчатое) охлаждение. Основано на использовании соединенных последовательно нескольких парокомпрессионных холодильных машин с различными теплоносителями, отличающимися температурами кипения. Используя дополнительно к охлаждению дросселирование сжатого охлажденного газа, можно получить, например, жидкий водород или гелий.

Примером установки со ступенчатым охлаждением может служить установка для конденсации газообразного водорода (рис. 9.16).

Установка включает ряд парокомпрессионных холодильных машин, в каждой из которых по замкнутому контуру циркули-

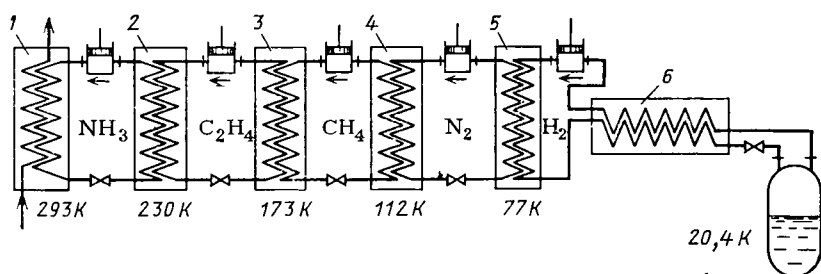


Рис. 9.16. Схема установки со ступенчатым охлаждением для конденсации водорода:

1—6 — рекуперативные теплообменники

рует хладагент. В первом контуре хладагентом является аммиак. Во втором контуре сжижается этилен, конденсирующий под давлением в аммиачном испарителе 2. Этилен испаряется при температуре 173 К и сжижает сжатый метан, циркулирующий в третьем контуре. В свою очередь, метан, испаряясь при температуре 112 К, сжижает сжатый азот в четвертом контуре, который испаряется при 77 К. Испарением азота под вакуумом можно снизить температуру в испарителе 5 до 63 К. Однако и эта температура выше критической температуры водорода, поэтому сжижение водорода невозможно при простом продолжении каскада. Для сжижения водорода используют дополнительный дроссельный цикл, при этом предварительное охлаждение сжатого до 15 МПа водорода осуществляется в теплообменнике 5.

Таким образом, тепло передается с низшего температурного уровня на высший через ряд ступеней, каждая из которых представляет собой обычную парокомпрессионную холодильную машину.

При ступенчатом охлаждении не требуется больших энергетических затрат. Однако необходимо большое количество довольно громоздких машин и аппаратов, поэтому рассмотренный способ глубокого охлаждения используют лишь в лабораторной технике.

Непосредственное охлаждение. Непосредственное охлаждение газов, сопровождаемое сжижением, может быть осуществлено различными способами, характеризующимися термодинамическим циклом, по которому протекает процесс.

Основными способами (циклами) являются: простой регенеративный цикл с изохальным расширением сжатого газа; регенеративный цикл с изохальным расширением и предварительным охлаждением; регенеративный цикл с изохальным расширением сжатого газа; цикл с изохальным расширением сжатого газа и низким давлением.

Рассмотрим холодильный цикл, основанный на дросселировании газа (рис. 9.17, а). Газ давлением p_1 при температуре T_1 изотермически сжимается компрессором до давления p_2 (1—2).

Изотермическое сжатие в компрессоре обеспечивается комплектацией его специальным холодильником, который на схемах условно не показан. Далее газ проходит через дросселирующий вентиль, где расширяется до первоначального давления p_1 . При этом температура газа снижается (линия 2—3) при постоянной энтальпии. Охлажденный газ нагревается до первоначальной температуры T_1 , отнимая от охлаждаемой среды количество тепла, равное его холодопроизводительности:

$$q_0 = H_1 - H_2. \quad (9.32)$$

В холодильном цикле, основанном на изоэнтروпическом расширении газа, последний также изотермически (рис. 9.17, б) сжимается компрессором от давления p_1 до p_2 (1—2). Далее он расширяется в расширительной машине (детандере) до давления p_1 теоретически при $S = \text{const}$ по линии 2—3 до T_3 , а практически по политропе 2—3' до температуры T'_3 . Охлажденный газ нагревается до первоначальной температуры T_1 (3'—1), отнимая от охлаждающей среды количество тепла, равное его холодопроизводительности:

$$q_0 = H_1 - H_3'. \quad (9.33)$$

Прибавляя и отнимая H_2 в правой части уравнения (9.33), получим:

$$q = (H_1 - H_2) + (H_2 - H_3').$$

Из этого равенства следует, что при изоэнтропическом расширении холодопроизводительность газа больше, чем при изоэнтальпическом, на величину $H_2 - H_3'$, т. е. на работу, совершенную детандером.

Простой регенеративный цикл (Линде) с изоэнтальпическим расширением сжатого газа и схема холодильной машины, в которой он осуществляется, показаны на рис. 9.18. Исходный газ сжимается (линия 1—2) изотермически при температуре T_1 и затем охлаждается (линия 2—3) при постоянном давлении за счет холода «обратного» газа. Далее следует дросселирование поли-

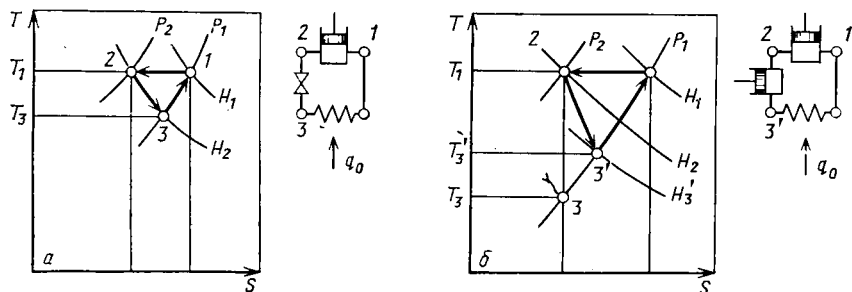


Рис. 9.17. Диаграмма холодопроизводительности газа при изоэнтальпийном (а) и изоэнтропийном (б) расширении сжатого газа

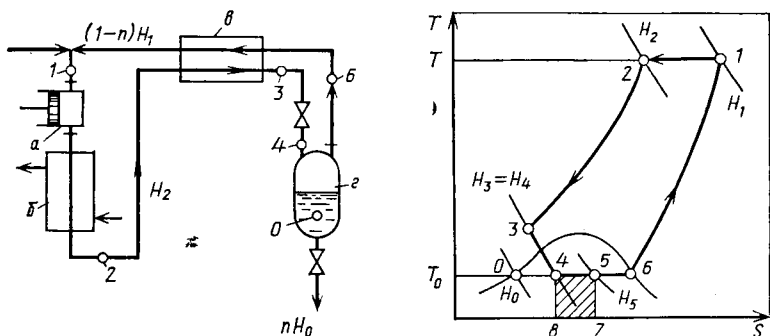


Рис. 9.18. Простой регенеративный цикл (цикл Линде) с изэнтальпийным расширением сжатого газа:

a — компрессор; *б* — холодильник компрессора, обеспечивающий изотермическое сжатие; *в* — теплообменник; *г* — сборник жидкости

нии $H = \text{const}$ (линия 3—4), в результате чего получается смесь пара с жидкостью, причем содержание жидкости в смеси определяет отношение отрезка 4—6 к отрезку 0—6.

Полученные жидкость и пар используют для отнятия тепла на низшем температурном уровне T_0 от охлаждаемого материала, при этом часть образовавшейся жидкости изотермически испаряется (линия 4—5) и энтальпия смеси возрастает от H_4 до H_5 .

Жидкость и пар (точка 5) направляются в качестве обратного газа в теплообменник для охлаждения сжатого газа. Здесь жидкость испаряется по изотерме 5—6, а образовавшийся сухой насыщенный пар перегревается по изобаре 6—1. Таким образом, при полной регенерации холода газ возвращается к первоначальному состоянию (точка 1).

От газа высокого давления в теплообменнике отнимается тепло $H_2 - H_3$. Паро-жидкостная смесь низкого давления воспринимает в теплообменнике тепло $H_1 - H_5$.

Очевидно, что

$$H_1 - H_5 = H_2 - H_3 = H_2 - H_4. \quad (9.34)$$

Разность $H_5 - H_4$ (соответствующая заштрихованной площади 8—4—5—7) представляет собой тепло, воспринимаемое 1 кг паро-жидкостной смеси при температуре T_0 и расходуемое на испарение части жидкости перед теплообменником. Это тепло, воспринимаемое на низшем температурном уровне, соответствует холодопроизводительности 1 кг циркулирующего газа.

Из равенства (9.34)

$$H_5 - H_4 = H_1 - H_2, \quad (9.35)$$

т. е. холодопроизводительность равна уменьшению энтальпии газа при изотермическом сжатии.

Если холодильную машину применяют для сжижения газа (что соответствует схеме на рис. 9.18), то полученную после

дросселирования жидкость отделяют от паро-жидкостной смеси и отводят из системы.

Обозначим долю газа, сжижаемую при дресселировании, через n . Тогда тепловой баланс холодильной машины, отнесенный к 1 кг циркулирующего газа, можно выразить равенством:

$$H_2 = nH_0 + (1 - n) H_1, \quad (9.36)$$

где H_2 — энтальпия газа высокого давления на входе в теплообменник, кДж/кг; nH_0 — энтальпия отводимой жидкости, кДж/кг исходного газа; $(1-n)H_1$ — энтальпия газа низкого давления на выходе из теплообменника, кДж/кг исходного газа.

Из уравнения (9.36) сжижаемую долю газа определяют как отношение холодопроизводительности 1 кг газа к количеству тепла, которое необходимо отвести от 1 кг газа для его сжижения, т. е.

$$n = (H_1 - H_2)/(H_1 - H_0). \quad (9.37)$$

В действительных условиях работы холодильных машин холодопроизводительность газа $H_1 - H_2$ уменьшается вследствие потерь холода в окружающую среду q_n кДж/кг исходного газа и за счет недорекуперации в теплообменнике q_n кДж/кг исходного газа.

Обозначив суммарные потери холода

$$\sum q = q_n + q_n,$$

получим действительную холодопроизводительность:

$$H_1 - H_2 - \sum q.$$

Для определения сжиженной доли газа в действительных условиях работы установки получим уравнение

$$n_d = \frac{H_1 - H_2 - \sum q}{H_1 - H_0}. \quad (9.38)$$

В этом цикле удельный расход энергии в кДж/кг на сжижение газа составляет

$$N_3 = \frac{RT \ln(p_2/p_1)}{n_d \eta_{из}}, \quad (9.39)$$

где $\eta_{из}$ — изотермический к. п. д. компрессора; R — газовая постоянная, кДж/(кг·град); T — температура; p_1 — давление на входе в компрессор; p_2 — давление после компрессора.

Расход энергии на сжижение газа с применением простого регенеративного цикла Линде в несколько раз больше теоретически необходимого, что объясняется необратимым увеличением энтропии при дресселировании сжатого газа.

При снижении температуры газа необратимое изменение энтропии в процессе дресселирования уменьшается, поэтому уменьшаются и энергетические затраты. Для снижения темпера-

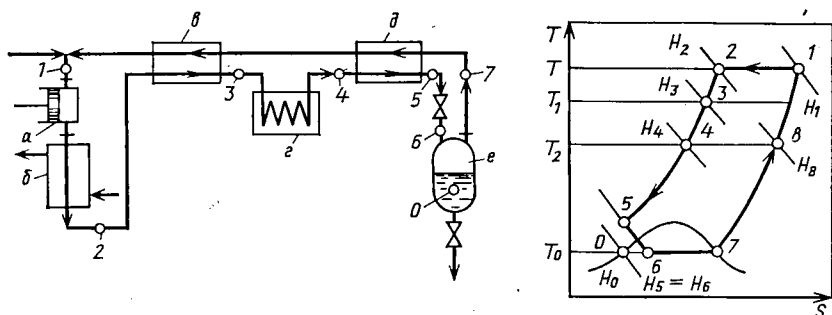


Рис. 9.19. Регенеративный цикл с изоэнтальпийным расширением и предварительным охлаждением газа:

a — компрессор; *b* — холодильник компрессора, обеспечивающий изотермическое сжатие; *в* — предварительный теплообменник; *г* — холодильник парокompрессионной холодильной машины; *д* — основной теплообменник; *е* — сборник жидкости

туры газа перед дросселированием целесообразно дополнительное охлаждение с помощью парокompрессионной холодильной машины. Схема холодильной машины с предварительным охлаждением и осуществляемый в ней цикл показаны на рис. 9.19.

Исходный газ изотермически сжимается (линия 1—2) при температуре T компрессором *a*, изобарически охлаждается (линия 2—3) обратным газом в предварительном теплообменнике *в* до температуры T_1 , после этого он охлаждается (линия 3—4) в холодильнике *г* парокompрессионной холодильной машины (обычно аммиачном) до температуры T_2 и, наконец, охлаждается (линия 4—5) обратным газом в основном теплообменнике *д*; обратный газ нагревается (линия 7—1), охлаждая газ высокого давления.

В этом цикле холодопроизводительность 1 кг газа увеличивается по сравнению с холодопроизводительностью при простом цикле на количество холода $H_3 - H_4$, подводимого в аммиачном холодильнике, и составляет теоретически

$$(H_1 - H_2) + (H_3 - H_4),$$

а практически — меньше на величину Σq .

Сжиженную долю газа можно определить также как для простого цикла, но начатого в основном теплообменнике при температуре T_2 и описанного линиями 4—5—6—7—8:

$$n = (H_8 - H_4) / (H_8 - H_0) \quad (9.40)$$

или

$$n_d = (H_8 - H_4 - \Sigma q) / (H_8 - H_0). \quad (9.41)$$

Удельный расход энергии на сжижение газа можно вычислить сложив количества энергии, расходуемые основным и аммиачным компрессорами.

Энергия, расходуемая основным компрессором (кВт·ч/кг), составляет

$$N' = \frac{RT \ln(p_2/p_1)}{n_d \eta_{из}}.$$

Энергия, расходуемая аммиачным компрессором, составляет

$$N'' = (H_3 - H_4) / (\epsilon n_d \eta_A),$$

где ϵ — холодильный коэффициент парокompрессионной холодильной машины; η_A — общий к. п. д. аммиачного компрессора.

Таким образом, суммарный расход энергии на сжижение 1 кг газа

$$N_3 = \frac{RT \ln(p_2/p_1)}{n_d \eta_{из}} + \frac{H_3 - H_4}{\epsilon n_d \eta_A}. \quad (9.42)$$

Эффективным является цикл, основанный на изэнтропическом расширении предварительно сжатого газа. Примером такого холодильного цикла может служить цикл Клода (рис. 9.20).

Исходный газ сжимается (линия 1—2) компрессором *a*, охлаждается (линия 2—3) в предварительном теплообменнике *b* и делится на части *m* и (1—*m*). Часть *m* охлаждается в теплообменнике *г* обратным воздухом из детандера *e* по изобаре 3—5, затем охлаждается в теплообменнике *д* по изобаре 5—6, дросселируется (линия 6—7), в результате чего образуются жидкость и пар. Пар направляется в теплообменник *д* и отдает холод исходному газу (линия 8—4).

Часть газа (1—*m*) расширяется в детандере *e* по политропе 3—4 с отдачей работы. В результате расширения температура газа снижается, охлажденный газ присоединяется к обратному газу. Общий поток газа направляется в теплообменники *г* и *в*, где и отдает свой холод исходному газу (изобара 4—1).

Холодопроизводительность в циклах с изэнтропическим расширением больше, чем в циклах с изэнтальпическим расширением, на величину, эквивалентную работе, воспроизводимой де-

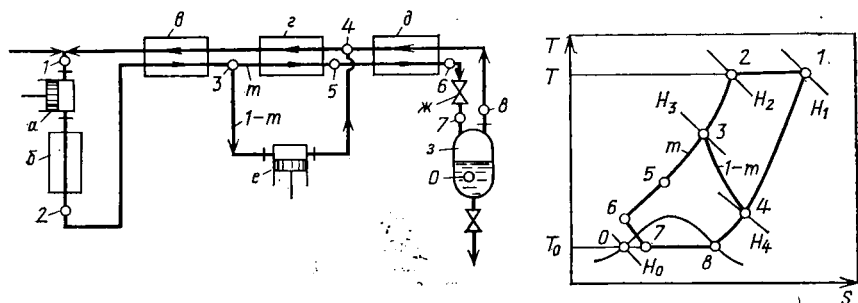


Рис. 9.20. Регенеративный цикл с изэнтропийным расширением:

a — компрессор; *б* — холодильник компрессора, обеспечивающий изотермическое сжатие; *в* — предварительный теплообменник; *г*, *д* — теплообменники; *е* — детандер; *ж* — дросселирующий вентиль; *з* — сборник жидкости

тандером, т. е. на $(1-m)(H_3-H_4)$. Следовательно, холодопроизводительность 1 кг газа

$$H_1 - H_2 + (1-m)(H_3 - H_4).$$

Соответственно сжижаемая часть газа

$$n = \frac{H_1 - H_2 + (1-m)(H_3 - H_4)}{H_1 - H_0}; \quad (9.43)$$

$$n_d = \frac{H_1 - H_2 + (1-m)(H_3 - H_4) - \sum q}{H_1 - H_0}. \quad (9.44)$$

Расход энергии на сжижение газа при изоэнтальпическом расширении уменьшается на значение работы, совершаемой детандером. Удельный расход энергии на сжижение

$$N_э = \frac{RT \ln(p_2/p_1)}{n_d \eta_{из}} - \frac{(1-m)(H_3 - H_4) \eta_{т}}{n_d}, \quad (9.45)$$

где η — общий к.п.д. детандера.

Рассмотренный холодильный цикл Клода наиболее экономичен в том случае разделения смесей, когда разделенные компоненты должны быть получены в виде жидкостей.

Если же в результате разделения газовых смесей необходимо получить газообразные компоненты, то применяют другие холодильные циклы, основанные также на изоэнтальпическом расширении газа, например, цикл Капицы.

Регенеративный цикл Капицы с изоэнтальпическим расширением газа особенно эффективен в том случае, когда в результате разделения газовой смеси должны быть получены газообразные компоненты, а установка имеет большую производительность. Отличительной аппаратурно-технологической особенностью установки Капицы является низкое избыточное давление (для воздуха 0,5—0,6 МПа) и применение турбинных машин: (компрессора и детандера).

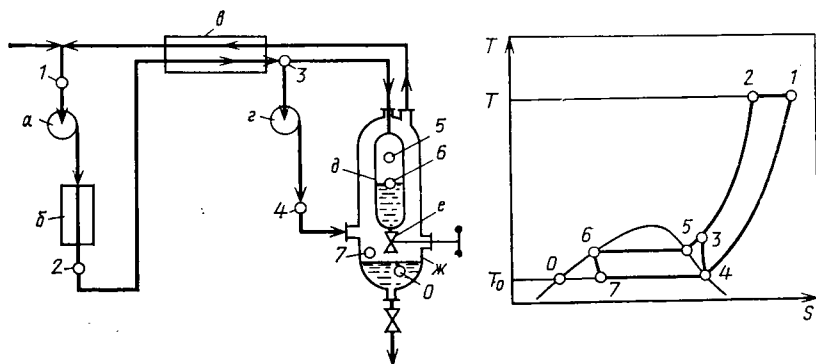


Рис. 9.21. Регенеративный цикл Капицы с изоэнтальпическим расширением газа: а — турбокомпрессор; б — холодильник компрессора; в — теплообменник; г — турбодетандер; д — охладитель; е — дросселирующий вентиль; ж — сборник сжиженного газа

Холодильный цикл показан на рис. 9.21. Исходная газовая смесь сжимается (линия 1—2) турбокомпрессором *а* и охлаждается (линия 2—3) в теплообменнике *в*. После охлаждения газ делится на два потока, один из них направляется в ожижитель *д*, где охлаждается и конденсируется (линия 3—5—6). Далее следует дросселирование (линия 6—7). Конечная жидкость *о* собирается в сборнике ожиженного газа *ж*. Другая часть потока (большая) охлажденного в теплообменнике газа направляется на расширение (линия 3—4) в турбодетандер *г*. Охлажденный после турбодетандера газ направляется в качестве холодильного агента в ожижитель *д* и далее в теплообменник *в* для охлаждения сжатого газа (линия 4—1).

ГЛАВА 10

ТЕПЛООБМЕННЫЕ АППАРАТЫ

Аппараты, предназначенные для проведения тепловых процессов, называют *теплообменными*. Эти аппараты имеют разнообразное конструктивное оформление, которое зависит от характера протекающих в них процессов и условий проведения этих процессов. По принципу действия теплообменные аппараты делят на *рекуперативные*, *регенеративные* и *смесительные*.

В рекуперативных аппаратах — рекуператорах — теплоносители разделены стенкой и тепло передается от одного теплоносителя к другому через эту разделяющую их стенку.

В регенеративных аппаратах — регенераторах — одна и та же поверхность твердого тела омывается попеременно различными теплоносителями. При омывании твердого тела одним из теплоносителей оно нагревается за счет его тепла; при омывании твердого тела другим теплоносителем оно охлаждается, передавая тепло последнему. Таким образом, в регенераторах, кроме теплоносителей, обменивающихся теплом, необходимо наличие твердых тел, которые воспринимают тепло от одного теплоносителя и аккумулируют его, а затем отдают другому.

В смесительных аппаратах передача тепла происходит при непосредственном соприкосновении и смешении теплоносителей.

10.1. РЕКУПЕРАТИВНЫЕ ТЕПЛООБМЕННЫЕ АППАРАТЫ

Существенным для теплообменных аппаратов рекуперативного типа является наличие стенки из теплопроводного материала, разделяющей потоки теплоносителей. Эта стенка служит поверхностью теплообмена, через которую теплоносители обмениваются теплом.

В зависимости от конструктивного выполнения поверхности теплообмена рекуператоры разделяют на теплообменники — ко-

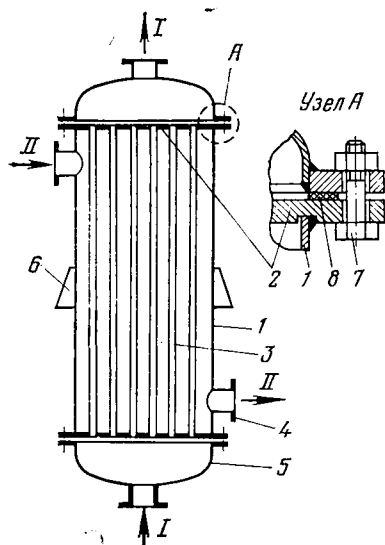


Рис. 10.1. Вертикальный кожухотрубчатый теплообменник с неподвижными трубными решетками:

1 — кожух; 2 — трубная решетка; 3 — трубы; 4 — патрубок; 5 — днище; 6 — опорная лапа; 7 — болт; 8 — прокладка; I, II — теплоносители

жухотрубчатые, двухтрубчатые, змеевиковые, спиральные, оросительные, специальные — и на трубчатые выпарные аппараты.

Кожухотрубчатые теплообменники — наиболее распространенный в химической технике тип теплообменной аппаратуры. Они допускают создание больших поверхностей теплообмена в одном аппарате, просты в изготовлении и надежны в работе.

Простейший теплообменник этого типа — кожухотрубчатый

вертикальный теплообменник с неподвижными трубными решетками — представлен на рис. 10.1. Он состоит из цилиндрической обечайки-кожуха 1, к которой с двух сторон приварены трубные решетки 2. В трубных решетках плотно закреплен пучок труб 3. К кожуху с помощью фланцев присоединены болтами 7 днища (камеры) 5. Уплотнение создается прокладкой 8. Для ввода и вывода теплоносителей к кожуху и днищам приварены патрубки. Теплообменник устанавливают на опорных лапах 6. Один поток теплоносителя (I) направляется через патрубок в нижнюю камеру, проходит по трубкам и выходит через патрубок в верхней камере. Другой поток теплоносителя (II) вводится через верхний патрубок на кожухе в межтрубное пространство теплообменника, омывает снаружи трубы и выводится через нижний патрубок. Тепло от одного теплоносителя другому передается через стенки труб. В отличие от показанного на рисунке противоточного движения теплоносителей может осуществляться параллельный ток.

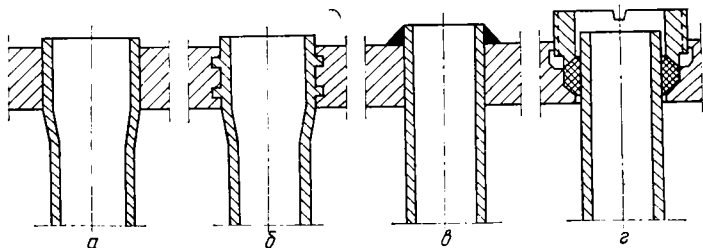


Рис. 10.2. Способы уплотнения труб в трубных решетках:

а — развальцовкой; б — развальцовкой в отверстии с канавками; в — сваркой; г — с помощью сальника

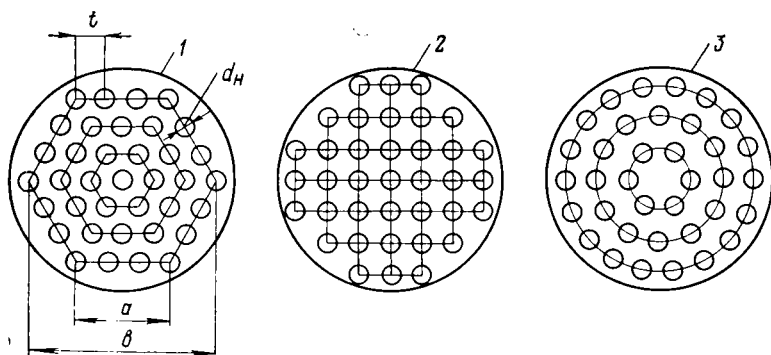


Рис. 10.3. Схемы размещения труб в трубных решетках:

1 — по сторонам и вершинам правильных шестиугольников; 2 — по сторонам и вершинам квадратов; 3 — по концентрическим окружностям

Плотность соединения труб с трубной решеткой обеспечивается развальцовкой или сваркой (рис. 10.2). Применяют также сложное и дорогостоящее сальниковое уплотнение, допускающее продольное перемещение труб при температурных удлинениях.

Существует несколько способов размещения труб в трубных решетках: по сторонам и вершинам правильных шестиугольников, по сторонам и вершинам квадратов и по концентрическим окружностям (рис. 10.3). Эти способы размещения диктуются требованием наибольшей компактности теплообменника.

Преимущественное распространение имеет размещение труб по сторонам и вершинам правильных шестиугольников. Для этого случая при подсчете общего числа труб n в теплообменнике исходят из числа труб a , расположенных по стороне наибольшего шестиугольника (10.1); число труб b , расположенных по диагонали наибольшего шестиугольника, находят по формуле (10.2):

$$n = 3a(a - 1) + 1; \quad (10.1) \quad b = 2a - 1. \quad (10.2)$$

При закреплении труб в трубной решетке развальцовкой шаг размещения труб t выбирают в зависимости от наружного диаметра труб в пределах

$$t = (1,3 - 1,5) d_{\text{н}}. \quad (10.3)$$

При закреплении труб сваркой шаг размещения труб выбирают меньшим, равным $t = 1,25 d_{\text{н}}$.

Диаметр D теплообменника находят по соотношению

$$D = t(b - 1) + 4d_{\text{н}}. \quad (10.4)$$

Длину труб l определяют исходя из необходимой теплообменной поверхности F и среднего диаметра $d_{\text{ср}}$ труб по формуле

$$l = F / (\pi d_{\text{ср}} n). \quad (10.5)$$

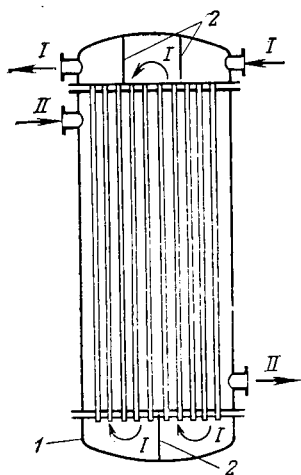


Рис. 10.4. Многоходовой (по трубному пространству) теплообменник:

1 — днище; 2 — перегородки; I, II — теплоносители

Различают *одноходовые* и *многоходовые кожухотрубчатые теплообменники*. В одноходовом теплообменнике (см. рис. 10.1) один поток теплоносителей движется параллельно во всех трубах, другой — в межтрубном пространстве параллельно трубам. В многоходовом (по трубному пространству) теплообменнике (рис. 10.4) пучок труб разделен на несколько секций (ходов), по которым теплоноситель I проходит последовательно. Разбивка труб на секции осуществляется перегородками 2 в верхнем и нижнем днищах 1 теплообменника. Путь теплоносителя I по четырем ходам показан стрелками.

В многоходовых теплообменниках увеличивается (соответственно числу ходов) скорость теплоносителя и, следовательно, коэффициент теплоотдачи. На рис. 10.5 показан многоходовый (по межтрубному пространству) теплообменник, в котором увеличение скорости теплоносителя I в межтрубном пространстве достигается установкой ряда направляющих перегородок 2.

Из двух теплоносителей, движущихся по трубному и межтрубному пространствам, нужно в первую очередь увеличивать скорость того, который при теплообмене имеет большее термическое сопротивление и, следовательно, обменивается теплом при меньших значениях коэффициента теплоотдачи.

В рассмотренных кожухотрубчатых теплообменниках (рис. 10.1, 10.4, 10.5) трубы жестко закреплены в трубной решетке. Вследствие разности температур между кожухом и трубами в них возникают температурные напряжения, которые могут привести к разрушению аппарата. Теплообменники с жестким креплением труб в трубной решетке надежно работают при разностях температур между кожухом и трубами 25—30°. Если эта разность превышает указанные пределы, применяют теплообменники с различными компенсаторами температурных удлинений.

В рассмотренных кожухотрубчатых теплообменниках (рис. 10.1, 10.4, 10.5) трубы жестко закреплены в трубной решетке. Вследствие разности температур между кожухом и трубами в них возникают температурные напряжения, которые могут привести к разрушению аппарата. Теплообменники с жестким креплением труб в трубной решетке надежно работают при разностях температур между кожухом и трубами 25—30°. Если эта разность превышает указанные пределы, применяют теплообменники с различными компенсаторами температурных удлинений.

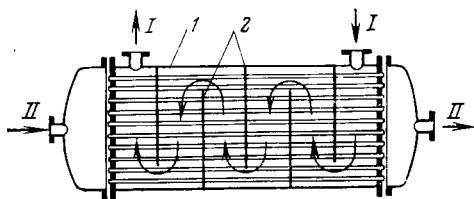


Рис. 10.5. Многоходовой (по межтрубному пространству) теплообменник:

1 — кожух; 2 — направляющие перегородки; I, II — теплоносители

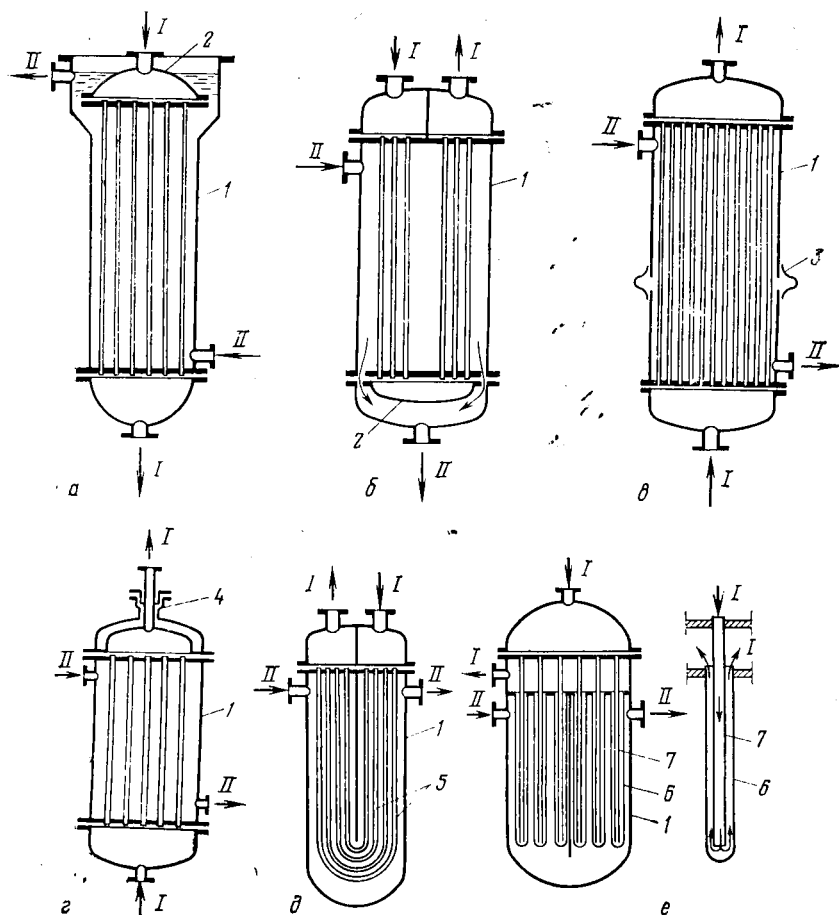


Рис. 10.6. Теплообменники с компенсацией температурных удлинений:

а — с «плавающей» головкой открытого типа; *б* — с «плавающей» головкой закрытого типа; *в* — с линзовым компенсатором; *г* — с сальниковым компенсатором; *д* — с U-образными трубами; *е* — с двойными трубами; *1* — кожух; *2* — «плавающая» головка; *3* — линзовый компенсатор; *4* — сальник; *5* — U-образные трубы; *6* — наружная труба с закрытым нижним концом; *7* — внутренняя труба с открытыми концами; *I, II* — теплоносители

На рис. 10.6, *а* и *б* показаны теплообменники с «плавающей» головкой, в которых одна из трубных решеток не соединена с кожухом и может свободно перемещаться вдоль оси при температурных удлинениях. В теплообменнике на рис. 10.6, *а* «плавающая» головка открытого типа, на рис. 10.6, *б* — закрытого.

На рис. 10.6, *в* показан теплообменник с линзовым компенсатором на корпусе. Температурные деформации компенсируются осевым сжатием или расширением этого компенсатора. Такие теплообменники применяют при температурных деформациях, не превышающих 10—15 мм, и при давлении в межтрубном пространстве не выше 0,25 МПа.

В теплообменнике с сальниковым компенсатором (рис. 10.6, *г*) одна из трубных решеток при температурных расширениях может свободно перемещаться вдоль оси. Уплотнение патрубка, по которому выводится из теплообменника теплоноситель *I*, достигается установкой на верхнем днище сальника 4.

В теплообменнике с U-образными трубами (рис. 10.6, *д*) оба конца труб закреплены в одной трубной решетке. Каждая труба может свободно удлиняться независимо от других; при этом температурные напряжения не возникают.

В теплообменнике с двойными трубами (рис. 10.6, *е*) каждый из теплообменных элементов состоит из двух труб: трубы 6 с закрытым нижним концом и расположенной внутри нее трубы 7 с открытыми концами. Верхний конец трубы 7 закреплен в верхней трубной решетке, верхний конец трубы 6 — в нижней трубной решетке. Теплоноситель *I* поступает в трубу 7 сверху и, пройдя ее, движется далее по кольцевому каналу между трубами 6 и 7. Теплообмен между теплоносителями *I* и *II* осуществляется через стенку трубы 6. Каждая из труб 7 и 6 может свободно удлиняться без возникновения температурных напряжений.

Очень важным фактором, определяющим работу теплообменников, является скорость движения теплоносителей. При увеличении скорости возрастает интенсивность теплообмена, но увеличивается гидравлическое сопротивление. Оптимальные скорости обычно соответствуют устойчивому турбулентному режиму движения теплоносителей и в большинстве случаев лежат в пределах 0,1—2 м/с для жидкостей и 2—20 кг/(м²·с) — для газов.

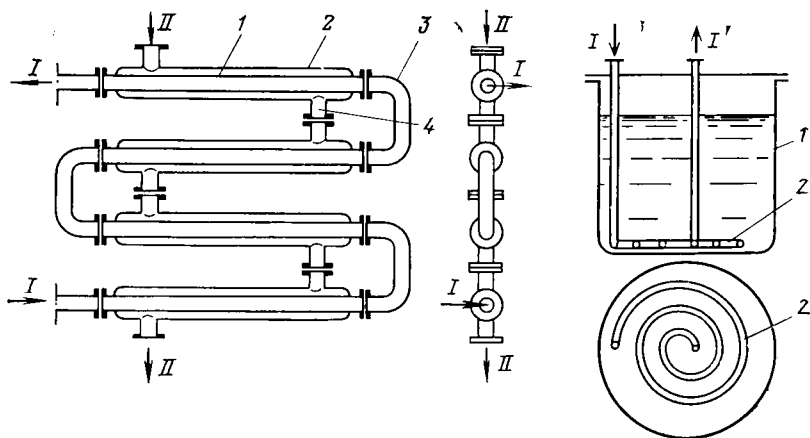


Рис. 10.7. Двухтрубный теплообменник типа «труба в трубе»:

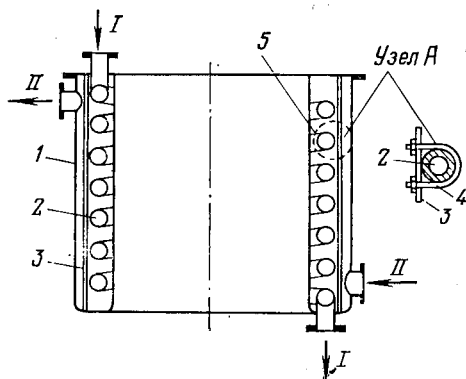
1 — внутренняя труба; 2 — наружная труба; 3 — соединительное колено; 4 — соединительный патрубок; *I*, *II* — теплоносители

Рис. 10.8. Змеевиковый теплообменник с плоской спиралью:

1 — резервуар; 2 — плоский спиральный змеевик; *I*, *I'* — теплоноситель

Рис. 10.9. Теплообменник со змеевиком, согнутым по винтовой линии:

1 — емкость; 2 — змеевик; 3 — стойка; 4 — хомут; 5 — вытеснительный сосуд; I, II — теплоносители



Теплообменники типа «труба в трубе». Теплообменники этого типа (рис. 10.7) представляют собой батарею из нескольких теплообменных элементов, расположенных один под другим.

Каждый из элементов состоит из внутренней трубы 1 и охватывающей ее наружной трубы 2. Внутренние трубы отдельных элементов соединены последовательно коленами (калачами) 3. Наружные трубы соединены также последовательно патрубками 4. Теплоноситель I движется по внутренним трубам, теплоноситель II — по кольцевым каналам между трубами 1 и 2.

Теплообмен между теплоносителями осуществляется через стенки внутренних труб. В двухтрубчатых теплообменниках обеспечиваются высокая скорость теплоносителей (даже при малых расходах) и высокая интенсивность теплообмена. Однако эти теплообменники громоздки и металлоемки; поэтому их применяют преимущественно для проведения процессов нагрева или охлаждения при высоких давлениях. При необходимости создания больших поверхностей теплообмена устанавливают несколько параллельно соединенных батарей.

Змеевиковые теплообменники. Теплообменники этого типа отличаются простотой устройства. Теплообменный элемент — змеевик — представляет собой трубу, согнутую каким-либо образом. Змеевик погружен в жидкость, которая нагревается или охлаждается теплоносителем, движущимся по змеевику.

На рис. 10.8 изображен змеевиковый теплообменник с плоской спиралью. В резервуаре 1 находится нагреваемая жидкость. Горячий теплоноситель подается в плоский спиральный змеевик 2, расположенный у дна резервуара.

Теплообменник со змеевиком, согнутым по винтовой линии, изображен на рис. 10.9. В цилиндрической емкости 1 расположен змеевик 2. Витки змеевика закреплены на стойках 3 хомутами 4. Теплоноситель I проходит по змеевику, теплоноситель II — через емкость 1. Обычно в емкости 1 теплоноситель II движется с малыми скоростями и теплоотдача от змеевика к теплоносителю II осуществляется при малых значениях коэффициента теплоотдачи. Для увеличения скорости движения теплоносителя II и, следовательно, интенсификации теплообмена в емкости 1 установлен вытеснительный сосуд 5. Движение теплоносителя II по кольцевому пространству между стенками ем-

кости *1* и вытеснительного сосуда *5* происходит при повышенных скоростях.

Змеевики таких теплообменников имеют большое гидравлическое сопротивление, поэтому скорости теплоносителей в змеевиках выбирают меньшими, чем в теплообменниках с прямыми трубами; для жидкостей до 1 м/с, для газов до 10 кг/(м²·с). Как недостаток змеевиковых теплообменников следует отметить трудность очистки змеевиков.

Спиральные теплообменники. Поверхность теплообмена в спиральных теплообменниках (рис. 10.10) обычно образуется двумя согнутыми в виде спиралей металлическими листами *1* и *2*. Внутренние концы спиралей присоединены к перегородке *3*. Между листами образованы каналы прямоугольного сечения, по которым движутся теплоносители *I* и *II*. С торцов каналы закрыты плоскими крышками *4* и уплотнены прокладками *6*. Крышки крепятся болтами к фланцам *5*. Иногда расстояние между спиралями фиксируется приваренной к ним дистанционной полосой *7*, которая, кроме того, придает спиралям жесткость и прочность. У наружных концов спиралей и у центра крышки приварены патрубки *8* для ввода и вывода теплоносителей.

Достоинством спиральных теплообменников является их компактность и возможность работы при больших скоростях теплоносителей: для жидкостей до 2 м/с, для газов до 20 кг/(м²·с).

Благодаря отсутствию резких изменений скоростей теплоносителей гидравлическое сопротивление спиральных теплообменников меньше, чем кожухотрубчатых. Из недостатков спиральных теплообменников необходимо отметить сложность изготов-

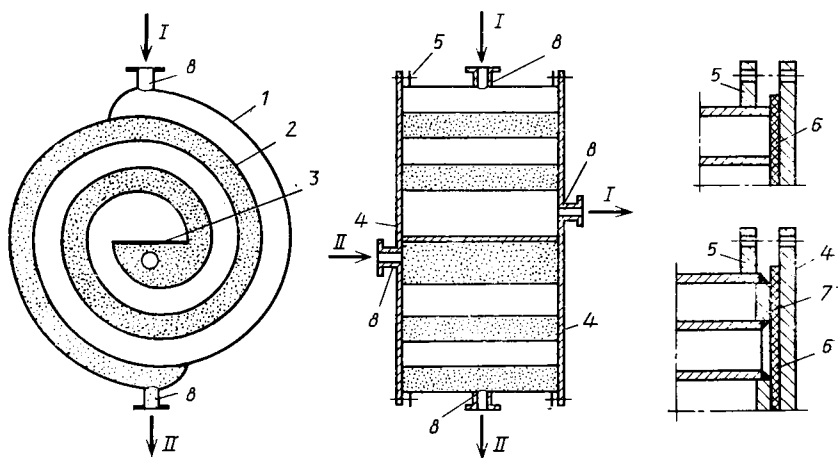


Рис. 10.10. Спиральный теплообменник:

1, 2 — металлические листы; *3* — перегородка; *4* — крышка; *5* — фланец; *6* — прокладка; *7* — дистанционная полоса; *8* — патрубки; *I, II* — теплоносители

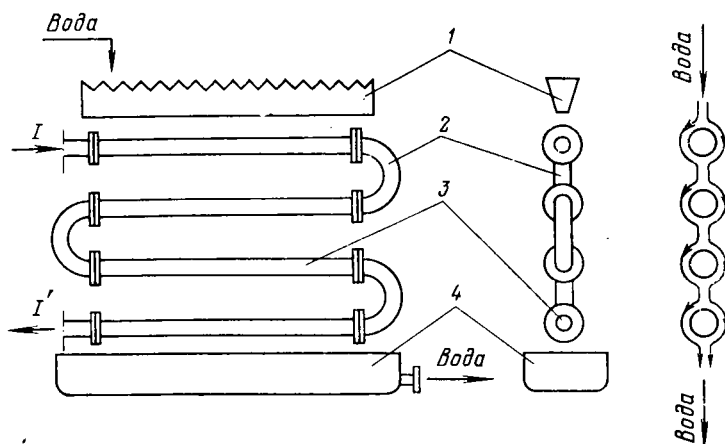


Рис. 10.11. Оросительный теплообменник:

1 — желоб; 2 — соединительное колено; 3 — труба; 4 — корыто; I , I' — теплоноситель

ления и практическую невозможность работы при давлениях выше 1 МПа.

Оросительные теплообменники применяют главным образом для охлаждения жидкостей и газов или конденсации паров. Оросительный теплообменник (рис. 10.11) состоит из ряда расположенных одна над другой труб 3, соединенных коленами 2. Снаружи трубы орошаются водой. По трубам протекает охлаждаемый теплоноситель. Орошающая вода подается на верхнюю трубу, с которой стекает на расположенные ниже трубы. Для равномерного орошения верхней трубы на ней установлен желоб 1 с зубчатыми краями. В нижней части имеется корыто 4 для сбора воды.

Оросительные теплообменники просты по устройству, но довольно громоздки. Теплообмен от труб к орошающей воде характеризуется невысокими значениями коэффициентов теплоотдачи.

Орошающая трубы вода частично испаряется, благодаря чему расход воды в оросительных теплообменниках меньше, чем в теплообменниках других типов. При недостаточном орошении происходит сильное испарение воды, поэтому оросительные теплообменники устанавливают обычно на открытом воздухе. При установке оросительных теплообменников в помещениях во время их работы сильно увлажняется воздух. Чтобы этого избежать, теплообменники приходится помещать в громоздкие кожухи, подключенные к системе вытяжной вентиляции.

Специальные теплообменники. К специальным теплообменникам относятся аппараты, в которых нагревание или охлаждение теплоносителей происходит в каких-либо специфических условиях.

К этой группе теплообменников относят аппараты с рубашками. В них нагревание или охлаждение осуществляют наряду

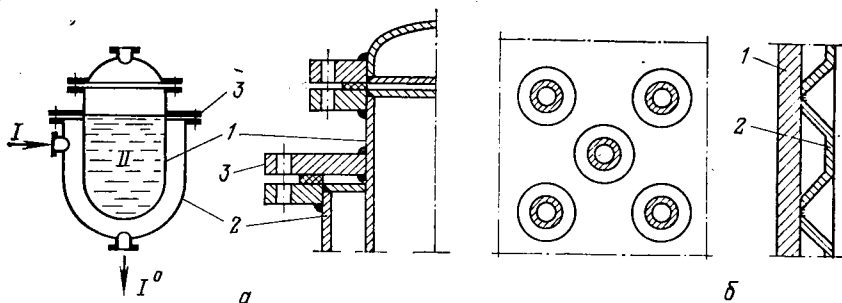


Рис. 10.12. Аппараты с рубашками:

а — для низких давлений; *б* — для высоких давлений; 1 — корпус; 2 — рубашка; 3 — фланцевое соединение; *1*, *1'* — теплоноситель

с другими процессами, например химическими. Аппарат с рубашкой изображен на рис. 10.12, *а*. Поверхностью теплообмена здесь служит стенка реактора. К корпусу 1 крепится рубашка 2 с помощью фланцевого соединения 3. В пространстве между рубашкой и наружной поверхностью корпуса аппарата циркулирует теплоноситель *1*. В аппарате размещается теплоноситель *II*. Применение таких аппаратов ограничено небольшой поверхностью теплообмена (до 10 м²) и давлением в рубашке (до 1 МПа).

Для работы при давлениях до 7,5 МПа рубашку выполняют из листов с большим числом отверстий; при этом кромки листов по периметру отверстий отгибают и приваривают к корпусу аппарата (рис. 10.12, *б*).

Теплообмен через стенку реактора осуществляется также в аппаратах с приваренными снаружи змеевиками (рис. 10.13). Теплоноситель подают в согнутый из трубы змеевик 2, приваренный снаружи к корпусу 1. Для улучшения теплообмена между змеевиком и корпусом устанавливают фасонную металлическую прокладку 3, обеспечивающую плотное прилегание трубы к корпусу (рис. 10.13, *а*). В трубчатых змеевиках допускается давление до 25 МПа. Иногда змеевики образуются приваркой к стенке аппарата согнутых половин разрезанных по длине труб

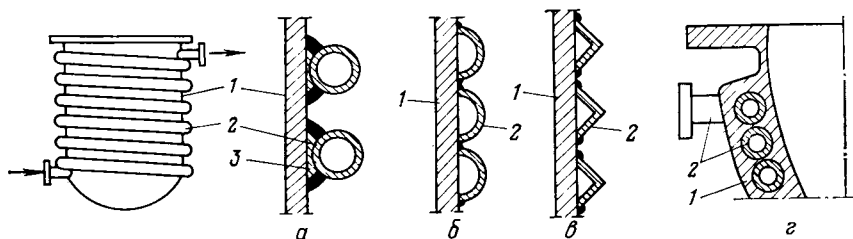
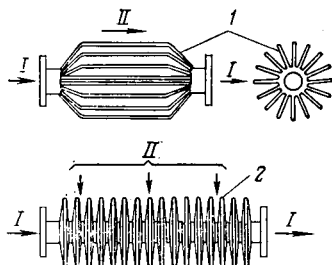


Рис. 10.13. Аппараты со змеевиками:

а, *б*, *в* — с приваренными снаружи змеевиками; *г* — с залитыми в стенке змеевиками; 1 — корпус; 2 — змеевик; 3 — металлическая прокладка

Рис. 10.14. Ребристые трубы:

I — продольные ребра; 2 — поперечные ребра; *I*, *II* — теплоносители



(рис. 10.13, б) или угловой стали (рис. 10.13, в); такие змеевики работают при давлениях до 6 МПа.

К специальным аппаратам относятся *теплообменники с ребристыми поверхностями теплообмена*. Поверхности теплообмена в них выполняют из труб с различными ребрами (рис. 10.14). Такие теплообменники применяют в тех случаях, когда условия теплоотдачи по обеим сторонам стенки трубы различны, например, в трубе происходит конденсация греющего пара, а снаружи труба омывается потоком нагреваемого воздуха. Значения коэффициентов теплоотдачи по обеим сторонам трубы существенно отличаются; от греющего пара к стенке трубы $\alpha_1 \approx 12000 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$, а от стенки к нагреваемому воздуху $\alpha_2 = 10\text{—}60 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$. Для улучшения теплоотдачи от стенки трубы к воздуху с паружной стороны трубы делают ребра. При наличии ребер наружная поверхность трубы увеличивается, в результате значительно улучшается теплоотдача.

Ребра размещают с той стороны теплообменной поверхности, где значение коэффициента теплоотдачи сравнительно меньше. Ребра значительно улучшают теплообмен только в том случае, если к ним обеспечивается хороший подвод тепла от стенки трубы, поэтому ребристые трубы изготовляют из материалов с большими коэффициентами теплопроводности. Направление ребер выбирают в зависимости от направления потока теплоносителя, омывающего ребра. Во всех случаях поверхность ребер должна быть параллельна направлению потока теплоносителя.

Трубчатые выпарные аппараты. Из большого числа конструкций выпарных аппаратов преимущественное распространение имеют трубчатые выпарные аппараты, теплообменное устройство которых (греющая камера или кипятильник) выполнено в виде какого-либо трубчатого теплообменника. С одной стороны стенок труб находится выпариваемый раствор, с другой — теплоноситель, подводящий тепло (обычно водяной пар). В выпарных аппаратах при выпаривании растворов образуется парожидкостная эмульсия, которую необходимо разделить при непрерывном выводе пара из аппарата. Отделение жидкости от пара осуществляется в специальной приспособленной для этого сепарационной части аппарата — сепараторе. Наличие сепарационной части является специфичным для выпарных аппаратов.

Различают выпарные аппараты с *естественной и искусственной циркуляцией* раствора, а также *пленочные* выпарные аппараты.

Простейшим аппаратом с естественной циркуляцией раствора является *выпарной аппарат с центральной циркуляционной*

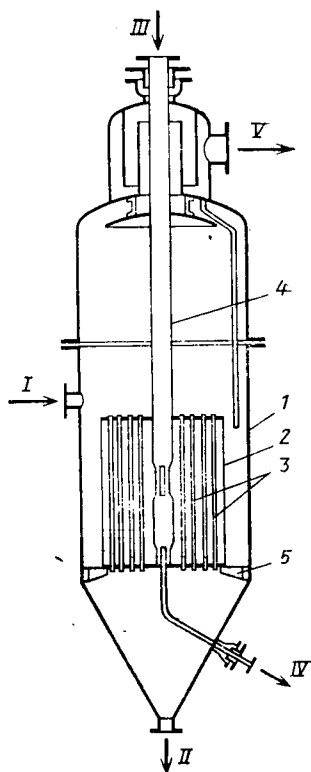
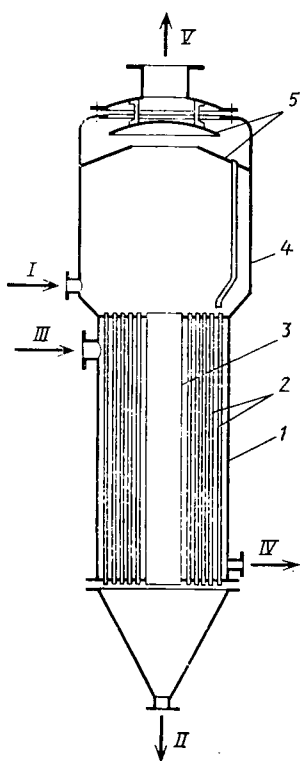


Рис. 10.15. Выпарной аппарат с центральной циркуляционной трубой:
1 — корпус; 2 — кипяtilьные трубы; 3 — циркуляционная труба; 4 — сепаратор; 5 — отбойники; I — исходный раствор; II — упаренный раствор; III — греющий пар; IV — конденсат; V — вторичный пар

Рис. 10.16. Выпарной аппарат с подвешенной греющей камерой:
1 — корпус; 2 — кожух греющей камеры; 3 — кипяtilьные трубы; 4 — труба для ввода пара в греющую камеру; 5 — кронштейн; обозначения потоков см. на рис. 10.15

трубой, изображенной на рис. 10.15. В нижней части аппарата размещена греющая камера (вертикальный кожухотрубчатый теплообменник). В кипяtilьных трубах 2 греющей камеры происходит выпаривание раствора. Снаружи кипяtilьные трубы обогрываются паром. По оси греющей камеры расположена циркуляционная труба 3 значительно большего диаметра, чем кипяtilьные трубы. В результате выпаривания раствора в кипяtilьных трубах образуется парожидкостная эмульсия, плотность которой значительно меньше плотности раствора.

В циркуляционной трубе на единицу объема раствора приходится меньшая теплообменная поверхность, чем в греющих трубах, поэтому хотя в циркуляционной трубе также происходит выпаривание раствора и образуется паро-жидкостная эмульсия, доля пара в этой эмульсии меньше, чем в эмульсии, образу-

щейся в кипятильных трубах. Плотность паро-жидкостной эмульсии в циркуляционной трубе больше плотности эмульсии в кипятильных трубах; вследствие этого в аппарате происходит упорядоченное движение (естественная циркуляция) кипящего раствора: в циркуляционной трубе сверху вниз, в кипятильных трубах — снизу вверх.

При циркуляции раствора возрастают значения коэффициентов теплоотдачи от кипящего раствора к стенкам кипятильных труб; кроме того, циркуляция предотвращает образование накипи на поверхности труб. Отделение капель раствора от образующегося при выпаривании вторичного пара происходит в сепараторе 4 и при движении пара через систему отбойников 5.

В выпарных аппаратах с подвесной греющей камерой (рис. 10.16) созданы благоприятные условия для естественной циркуляции кипящего раствора. Греющую камеру в таких аппаратах устанавливают на кронштейнах 5 и вынимают из аппарата для чистки и ремонта. Греющий пар подают в межтрубное пространство греющей камеры по трубе 4. Между корпусом аппарата 1 и кожухом 2 греющей камеры образовано кольцевое пространство, которое при работе заполнено раствором. Нагревание и выпаривание раствора в кольцевом пространстве происходит только со стороны кожуха греющей камеры, поэтому доля пара в образующейся здесь паро-жидкостной эмульсии незначительна. Плотности паро-жидкостной эмульсии в кипятильных трубах 3 и в кольцевом пространстве значительно отличаются; вследствие этого в аппарате создается интенсивная естественная циркуляция раствора; в кипятильных трубах снизу вверх, а в кольцевом пространстве сверху вниз.

Широко распространены выпарные аппараты с выносными кипятильниками. На рис. 10.17 изображен аппарат с вертикальным выносным кипятильником. Выпаривание раствора происходит в выносном вертикальном кипятильнике 1. Образовавшаяся в кипятильнике паро-жидкостная эмульсия вследствие естественной циркуляции поступает в сепаратор 2. Раствор, отделившийся в сепараторе от вторичного пара, возвращается по циркуляционной трубе 3 в кипятильник 1. При выполнении кипятильника с длинными трубами (до 7 м) в таком аппарате может быть достигнута интенсивная естественная циркуляция раствора и, следовательно, значительная интенсификация процесса выпаривания. Иногда к одному сепаратору присоединяют два кипятильника или более; в этом случае один из кипятильников можно отключить для чистки или ремонта, не прерывая работы всего аппарата.

В выпарных аппаратах с выносными кипятильниками удастся осуществить более интенсивную естественную циркуляцию раствора, чем в выпарных аппаратах с центральной циркуляционной трубой или с подвесной греющей камерой; кроме того, выносные кипятильники легко отделяются от сепаратора для ремонта и чистки.

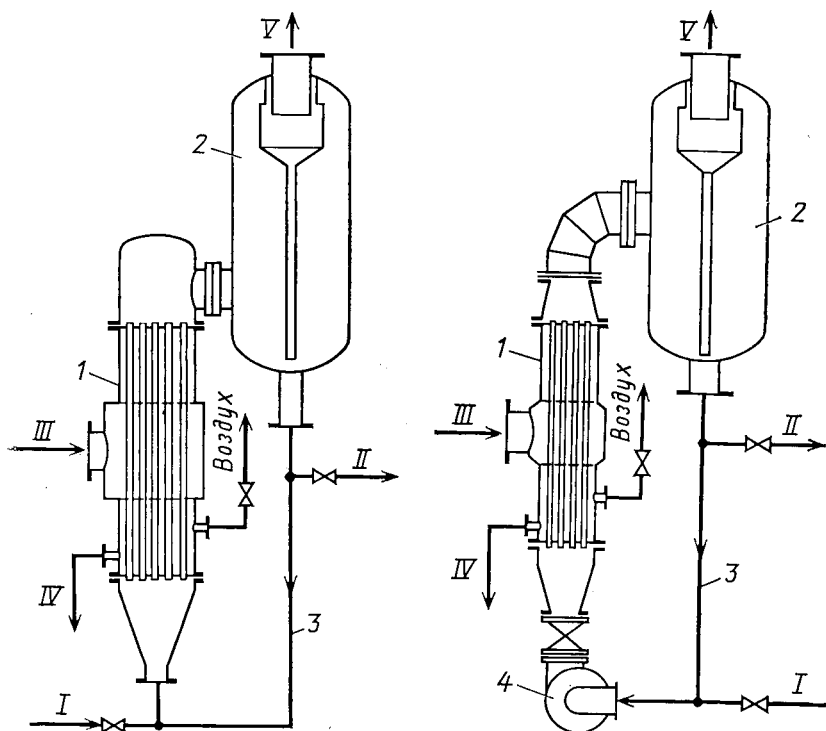


Рис. 10.17. Выпарной аппарат с выносным кипятильником:

1 — кипятильник; 2 — сепаратор; 3 — циркуляционная труба; обозначения потоков см. на рис. 10.15

Рис. 10.18. Выпарной аппарат с принудительной циркуляцией раствора:

1 — греющая камера; 2 — сепаратор; 3 — циркуляционная труба; 4 — циркуляционный насос; обозначения потоков см. на рис. 10.15

Значительно интенсифицировать процесс выпаривания удастся в *выпарных аппаратах с принудительной циркуляцией раствора*. Такой аппарат показан на рис. 10.18. Раствор подается на выпаривание в греющую камеру 1 циркуляционным насосом 4. Часть упаренного раствора выводится из сепаратора 2 в виде продукта, а основной поток возвращается по циркуляционной трубе 3 во всасывающую линию циркуляционного насоса, где смешивается с исходным раствором. В кипятильных трубах выпарных аппаратов с принудительной циркуляцией скорость движения раствора равна 1,5—3,5 м/с. При таких скоростях коэффициенты теплоотдачи в 3—4 раза выше, чем при естественной циркуляции. Кроме того, не происходит загрязнения поверхности кипятильных труб.

В аппаратах с принудительной циркуляцией можно выпаривать вязкие растворы при небольших разностях температур (3—5°) между греющим паром и раствором, так как интенсивность

циркуляции не зависит от температурного режима в аппарате, а определяется производительностью циркуляционного насоса. Недостатком этих аппаратов является необходимость расходовать энергию на работу циркуляционного насоса, а также более сложное обслуживание, чем аппаратов с естественной циркуляцией раствора.

Значительно более высоких значений коэффициентов теплоотдачи, чем в аппаратах с естественной циркуляцией, удается достигнуть в пленочных выпарных аппаратах с вертикальными трубами (рис. 10.19). Греющая камера 1 такого аппарата имеет пучок длинных (обычно 6—9 м) кипятильных труб, обогреваемых снаружи паром. Выпариваемый раствор подается в трубы снизу. Образующийся в трубе пар заполняет почти все сечение трубы и движется снизу вверх с большой скоростью. Раствор в виде пленки находится только у стенки трубы, струя пара увлекает жидкую пленку вверх; таким образом, выпаривание раствора происходит в пленке, поднимающейся по стенке трубы. Обычно раствор однократно проходит кипятильные трубы и упаренным удаляется из сепаратора.

Регулирование процесса выпаривания в пленочных выпарных аппаратах очень затруднительно даже при незначительных

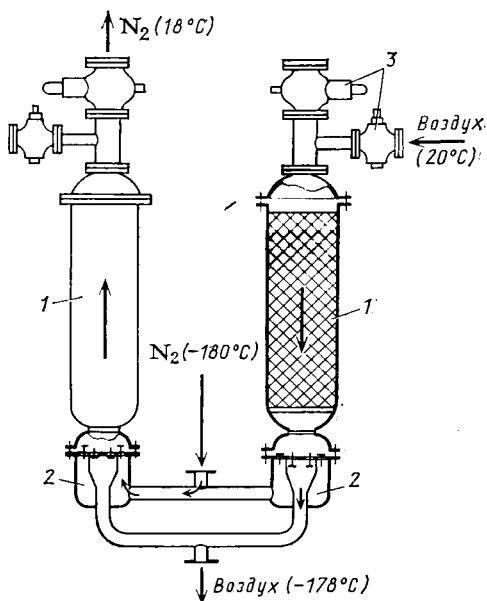
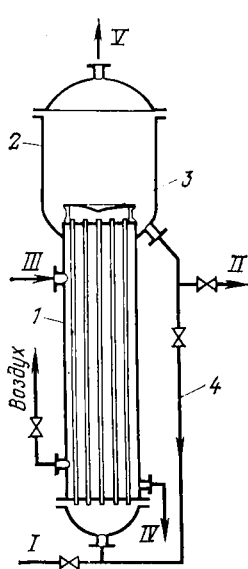


Рис. 10.19. Пленочный выпарной аппарат:

1 — греющая камера; 2 — сепаратор; 3 — отбойник; 4 — циркуляционная труба; обозначение потоков см. на рис. 10.15

Рис. 10.20. Регенеративный теплообменник периодического действия для охлаждения воздуха:

1 — аппарат с насадкой; 2 — клапанные коробки; 3 — задвижки

колебаниях давления греющего пара и начальной концентрации раствора. При нарушении нормального течения процесса переходят на работу с рециркуляцией раствора. В этом случае часть упаренного раствора по циркуляционной трубе 4 направляется вновь на выпаривание.

Порядок расчета рекуперативных теплообменных аппаратов. Целью расчета является определение расхода теплоносителей и величины необходимой теплообменной поверхности аппарата. Расход теплоносителей определяют из теплового баланса аппарата. При составлении теплового баланса конечные температуры теплоносителей либо заданы, либо их принимают.

Наиболее трудоемкая часть расчета — определение теплообменной поверхности. Ее находят методом последовательных приближений; при этом для выбранной конструкции аппарата величину теплообменной поверхности находят из основного уравнения теплопередачи [6.2]: $F = Q / (K \Delta t_m)$.

Тепловую нагрузку аппарата Q определяют по тепловому балансу. Среднюю разность температур рассчитывают, исходя из теплового режима аппарата, по соответствующей рассматриваемому случаю формуле (6.88). Значение коэффициента теплопередачи K в первом приближении принимают ориентировочно, на основании опытных данных. Далее находят ориентировочное значение теплообменной поверхности и вычерчивают предварительный эскиз аппарата.

На следующем этапе рассчитывают значения коэффициентов теплоотдачи, термического сопротивления стенки и коэффициента теплопередачи применительно к предварительным конструкции и размерам аппарата. По вычисленному значению коэффициента теплопередачи уточняются величина теплообменной поверхности и эскиз аппарата. Расчет ведется до совпадения предварительно принятых величин с получающимися в результате расчета (обычно допускаются расхождения 2—5%).

10.2. РЕГЕНЕРАТИВНЫЕ ТЕПЛООБМЕННЫЕ АППАРАТЫ

Характерным для регенеративных теплообменников является наличие твердых тел, которые попеременно соприкасаются с горячим и холодным теплоносителями. При соприкосновении с горячим теплоносителем твердое тело нагревается; соприкасаясь с холодным теплоносителем, отдает ему свое тепло.

Разделяют *непрерывно действующие* и *периодически действующие регенеративные теплообменники*. Непрерывно действующими регенеративными теплообменниками являются нагревательные установки с циркулирующим зернистым материалом, принцип действия и устройство которых достаточно подробно описаны в гл. 5.

Регенеративный теплообменник периодического действия для охлаждения воздуха изображен на рис. 10.20. Применение таких теплообменников позволило осуществить строительство кисло-

родных установок высокой производительности. Теплообменник состоит из двух цилиндрических заполненных насадкой аппаратов / диаметром до 1 м и высотой рабочей части до 3 м. Элементы насадки представляют собой диски, смотанные из гофрированной алюминиевой ленты высотой 30—35 мм, толщиной 0,2—0,4 мм, высотой гофра ≈ 4 мм. Поверхность 1 м³ такой насадки 1000—2000 м².

В теплообменнике происходит охлаждение воздуха азотом, выходящим из воздухоразделительной установки. Теплопередача осуществляется в два периода. В период охлаждения через аппарат (левый на рисунке) продувают азот, который охлаждает насадку, а сам нагревается от 93 до 291 К. В период нагревания через аппарат (правый на рисунке) пропускают воздух, который охлаждается от 293 до 95 К, нагревая при этом насадку. Периоды охлаждения и нагревания продолжаются обычно 2—3 мин каждый. Потоки воздуха и азота переключаются с помощью задвижек 3 и клапанов, расположенных в клапанных коробках 2.

10.3. СМЕСИТЕЛЬНЫЕ ТЕПЛООБМЕННЫЕ АППАРАТЫ

В смесительных теплообменных аппаратах передача тепла от одного теплоносителя к другому происходит при их непосредственном соприкосновении и смешении. Такие аппараты применяют преимущественно для конденсации паров и охлаждения газов водой, а также для охлаждения воды воздухом. Тепловая производительность смесительных теплообменных аппаратов определяется поверхностью сопротивления теплоносителей, поэтому эту поверхность увеличивают, разбрызгивая воду на мелкие капли.

Смесительные теплообменные аппараты, в которых осуществляется конденсация каких-либо паров холодной жидкостью, называют *конденсаторами смешения*. Их широко применяют для конденсации водяных паров водой. По способу вывода потоков из аппаратов различают конденсаторы смешения мокрые и сухие. В мокрых конденсаторах охлаждающая вода, образующийся конденсат и неконденсирующиеся газы (обычно воздух) откачиваются из аппарата мокровоздушным насосом совместно. В сухих конденсаторах охлаждающая вода и конденсат выводятся из нижней части аппарата самотеком по одной трубе, а неконденсирующиеся газы откачиваются вакуум-насосом из верхней части аппарата по другой трубе.

По конструктивному устройству смесительные теплообменные аппараты разделяют на *полочные, насадочные, полые с разбрызгивателями охлаждающей жидкости и струйные*.

Полочные аппараты применяют преимущественно в качестве конденсаторов смешения. На рис. 10.21, а показан сухой противоточный полочный барометрический конденсатор с сегментными полками. Охлаждающая вода подается в аппарат на верх-

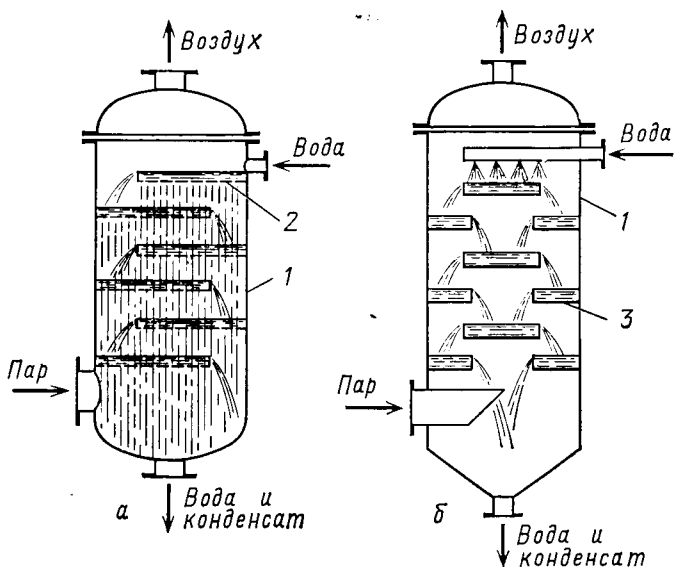


Рис. 10.21. Сухой противоточный полочный барометрический конденсатор:
 а — с сегментными полками; б — с кольцевыми полками; 1 — корпус; 2 — сегментная полка; 3 — кольцевая полка

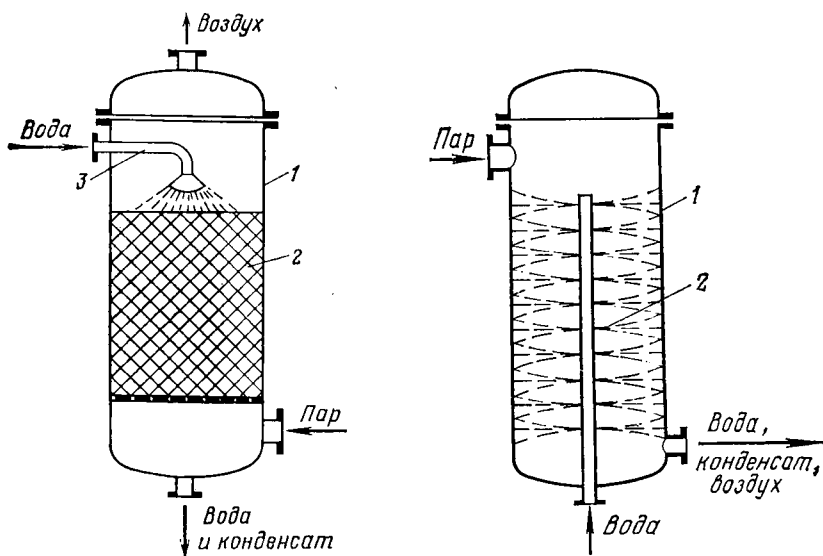


Рис. 10.22. Сухой насадочный конденсатор:
 1 — корпус; 2 — насадка; 3 — распределительное устройство для воды

Рис. 10.23. Мокрый полый конденсатор с разбрызгивателем:
 1 — корпус; 2 — разбрызгиватель воды

нюю сегментную перфорированную полку 2. Основная масса воды вытекает через отверстия в полке тонкими струями. Часть воды перетекает через борт на нижележащую тарелку.

Пар подается на конденсацию через патрубок в нижней части конденсатора и движется в аппарате противотоком к охлаждающей воде. Вода и конденсат выводятся из нижней части аппарата по барометрической трубе, а воздух отсасывается из верхней части. Кроме показанных на рисунке сегментных полок, в конденсаторах применяют кольцевые (рис. 10.21, б), конические и другие полки.

Насадочные аппараты применяют для конденсации паров и охлаждения газов какой-либо жидкостью. На рис. 10.22 изображен сухой насадочный конденсатор. Охлаждающую воду подают через распределительное устройство 3 в верхней части аппарата. Далее она растекается по насадке 2, при этом поверхность воды значительно увеличивается. Пар движется противотоком к воде. Вода и конденсат выводятся из нижней части аппарата, а воздух отсасывается из верхней части.

Полые аппараты с разбрызгивателями охлаждающей жидкости применяют для конденсации паров и охлаждения газов. На рис. 10.23 показан мокрый полый конденсатор с разбрызгивателем воды 2, выполненным в виде вертикальной трубы с отверстиями. Охлаждающая вода вытекает из отверстий в виде тонких струй, образующих в аппарате сплошную водяную завесу. Пар на конденсацию вводится в верхнюю часть аппарата. Вода, конденсат и воздух откачиваются совместно из нижней части аппарата мокровоздушным насосом. Конструктивное оформление разбрызгивателей весьма разнообразно.

ГЛАВА 11

ОСНОВЫ МАССОПЕРЕНОСА

11.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ О МАССООБМЕННЫХ ПРОЦЕССАХ

Технологические процессы, скорость протекания которых определяется скоростью переноса вещества (массы) из одной фазы в другую, называют массообменными процессами, а аппараты, предназначенные для проведения этих процессов, — массообменными аппаратами.

Массообменные процессы занимают особое место среди химико-технологических процессов.

В подавляющем большинстве случаев производственные установки химической промышленности создают по схеме, приведенной на рис. 11.1. Исходное сырье поступает в реактор, где лишь

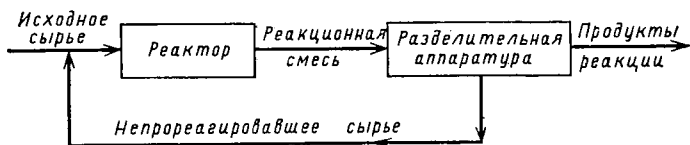


Рис. 11.1. Связь реактора с разделительной аппаратурой в технологической схеме

частично превращается в продукты реакции. Выходящая из реактора смесь продуктов реакции и непрореагировавшего сырья направляется в массообменную разделительную аппаратуру, в которой производится разделение смеси на продукты реакции и непрореагировавшее сырье. Последнее возвращается в реактор, а продукты реакции поступают на дальнейшую переработку.

Из изложенного следует, что между реакционными и разделительными аппаратами существует тесная технологическая связь. Общий закон этой связи таков: чем меньше нагрузка на реакционный аппарат, т. е. чем меньше превращение исходного сырья в продукты реакции, тем больше нагрузка на разделительный агрегат, и наоборот.

Очевидно, что оптимальное сочетание нагрузок на реакционный и разделительный аппараты приводит к минимальным производственным затратам — к оптимизированному процессу. Следовательно, основа химического производства — реактор — работает оптимально только в сочетании с оптимально работающим разделительным агрегатом, и работа последнего имеет в химической промышленности не меньшее значение, чем работа самого реактора.

В разделительном агрегате могут проводиться разнообразные процессы. Основными и важнейшими из них являются абсорбция, ректификация, экстракция, кристаллизация, адсорбция, сушка, ионообменные процессы и мембранное разделение. Кроме перечисленных основных процессов разделения должны быть упомянуты и такие, как термодиффузия, зонная плавка и другие. Рассмотрим основные процессы.

Абсорбция — избирательное поглощение газов или паров жидкими поглотителями — абсорбентами. Процесс используется во многих производствах, где из смеси газов необходимо извлечь какой-либо компонент или группу компонентов. В этом процессе имеет место *переход вещества или группы веществ из газовой или паровой фазы в жидкую*.

Ректификация — разделение жидкой смеси на чистые или обогащенные составляющие в результате противоточного взаимодействия потоков пара и жидкости. Процесс имеет большое значение в тех производствах, где необходимо частичное или полное разделение жидких однородных смесей на чистые компоненты или их группы. Очевидно, в этом процессе имеет место *переход вещества из жидкой фазы в паровую, и наоборот*.

Экстракция — извлечение растворенного в одной жидкости вещества или группы веществ другой жидкостью, которая не смешивается или только частично смешивается с первой. Процесс применяют в случаях, когда из раствора необходимо извлечь растворенное вещество или группу веществ. В этом процессе имеет место *переход вещества из одной жидкой фазы в другую жидкую фазу*.

Кристаллизация — выделение вещества из жидкой фазы в виде твердой фазы (кристаллов). Процесс применяют преимущественно в тех производствах, где требуется получение веществ повышенной чистоты. В этом процессе происходит *переход вещества из жидкой фазы в твердую*.

Адсорбция — избирательное поглощение газов, паров или растворенных в жидкостях веществ твердым поглотителем — адсорбентом, способным поглощать одно или несколько веществ из их смеси. Процесс используется во многих производствах, где из смеси газов, паров или растворенных веществ необходимо извлечение того или другого вещества. В этом процессе *вещества переходят из газовой или жидкой фаз в твердую*.

Сушка — удаление влаги из твердых влажных материалов путем ее испарения. Процесс имеет большое значение во многих производствах, где влажные природные вещества до их переработки должны быть предварительно обезвожены или должен быть обезвожен готовый продукт, получающийся в последней стадии производства. Нетрудно видеть, что в этом процессе имеет место *переход влаги из твердого влажного материала в паровую или газовую фазу*.

Ионообменный процесс — извлечение вещества из раствора, основанное на способности некоторых твердых веществ (ионитов) обменивать свои подвижные ионы на ионы извлекаемого вещества. Процесс применяется в тех производствах, где требуется извлечь вещества из растворов, в которых эти вещества находятся в малых концентрациях. В этом процессе *извлекаемые вещества переходят из жидкой фазы в твердую*.

Мембранное разделение — разделение находящихся в растворах веществ, основанное на способности некоторых тонких пленок (полупроницаемых мембран) пропускать одни вещества и задерживать другие. В этом процессе *вещества переходят через полупроницаемую мембрану из исходной жидкости или газа в выделяемую жидкую или газовую фазу*.

Из приведенной краткой характеристики следует, что для всех перечисленных процессов общим является *переход вещества из одной фазы в другую*, или *массопередача*. Переход вещества из одной фазы в другую связан с явлениями конвективного переноса и молекулярной диффузии, поэтому перечисленные выше процессы получили название *массообменных, или диффузионных, процессов*.

Массопередачей называют переход веществ из одной фазы в другую в направлении достижения равновесия.

В массообмене участвуют в большинстве случаев три вещества: распределяющее вещество (или вещества), составляющее первую фазу; распределяющее вещество (или вещества), составляющее вторую фазу; распределяемое вещество (или вещества), которое переходит из одной фазы в другую.

Назовем первую фазу G , вторую L , а распределяемое вещество M . Поскольку все рассматриваемые массообменные процессы обратимы, распределяемое вещество может переходить из фазы G в фазу L и наоборот, в зависимости от концентрации этого вещества в распределяющих фазах.

Допустим, что распределяемое вещество находится вначале только в фазе G и имеет концентрацию $\bar{Y}$. В фазе L в начальный момент распределяемого вещества нет и, следовательно, концентрация его в этой фазе $\bar{X}=0$.

Если распределяющие фазы привести в соприкосновение, начнется переход распределяемого вещества из фазы G в фазу L и в последней обнаружится определенная концентрация распределяемого вещества $\bar{X}>0$. С момента появления вещества M в фазе L начинается и обратный переход его в фазу G , но до некоторого момента число частиц M , переходящих в единицу времени через единицу поверхности соприкосновения из фазы G в фазу L , больше, чем число частиц, переходящих из фазы L в фазу G ; конечным итогом процесса является переход M из фазы G в фазу L .

Через определенный промежуток времени скорости перехода распределяемого вещества из фазы G в фазу L и обратно становятся одинаковыми. Такое состояние называется равновесным. В состоянии равновесия в каждом конкретном случае существует строго определенная зависимость между концентрациями распределяемого вещества, которые при равновесии системы называются равновесными.

Очевидно, что любой концентрации $\bar{X}$ соответствует равновесная концентрация $\bar{Y}_p$, и наоборот, любой концентрации $\bar{Y}$ соответствует равновесная концентрация $\bar{X}_p$, т. е.

$$\bar{Y}_p = f_1(\bar{X}) \quad (11.1) \quad \text{или} \quad \bar{X}_p = f_2(\bar{Y}). \quad (11.2)$$

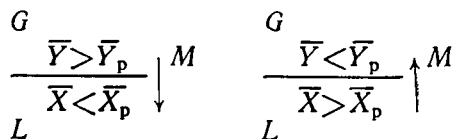
Функциональные зависимости (11.1) и (11.2) определяются в каждом случае особо и рассматриваются в последующих главах курса применительно к конкретным изучаемым процессам.

Условия равновесия и равновесные зависимости могут быть выражены не только через концентрации, но и через другие параметры. Так, например, энтальпия любой из распределяющих фаз является функцией ее состава, а следовательно, и состава другой из распределяющих фаз. На этом основании равновесную зависимость можно представить равенством

$$H_p = f_3(\bar{X}), \quad (11.3)$$

где H_p — энтальпия фазы G при концентрации распределяемого вещества $\bar{Y}_p$.

Рис. 11.2. Направления перехода распределяемого вещества



Аналогично могут быть использованы и другие параметры, особенно химический потенциал.

В ряде случаев выбор энтальпии в качестве характеризующего систему параметра имеет определенные преимущества; это относится прежде всего к тем массообменным процессам, в которых перенос распределяемого вещества сопровождается большим тепловым эффектом.

Знание равновесных концентраций позволяет выяснить направление течения процесса, которое определяется стремлением к равновесию. Если $\bar{Y} > \bar{Y}_p$ и, следовательно, $\bar{X} < \bar{X}_p$, распределяемое вещество M будет переходить из фазы G в фазу L . При условии $\bar{Y} < \bar{Y}_p$ ($\bar{X} > \bar{X}_p$) распределяемое вещество будет переходить из фазы L в фазу G (рис. 11.2).

Равновесные концентрации очень важны также для определения скорости течения процесса. При равновесии в единицу времени из фазы G в фазу L переходит m частиц распределяемого вещества и такое же количество частиц переходит из фазы L в фазу G .

Если количество частиц распределяемого вещества в фазе G увеличится на величину n , то распределяемое вещество будет перемещаться из фазы G в фазу L . Скорость этого перемещения, очевидно, будет определяться не общим $m+n$ числом частиц распределяемого вещества, находящегося в фазе G , а числом частиц n , избыточным по отношению к равновесному.

Так как концентрация пропорциональна числу частиц, то, следовательно, *скорость перехода распределяемого вещества из одной фазы в другую пропорциональна разности между фактической концентрацией распределяемого вещества в данной фазе и равновесной концентрацией.*

Основными вопросами, изучаемыми в массопередаче, являются: законы фазового равновесия, позволяющие установить равновесные концентрации и направление течения процесса; движущая сила массообменных процессов; коэффициенты скорости массообменных процессов.

Два последних вопроса составляют так называемую кинетику массопередачи и рассматриваются самостоятельно; вопросы фазового равновесия, как было показано выше, рассматриваются раздельно при изучении каждого конкретного процесса.

11.2. ОСНОВНОЕ УРАВНЕНИЕ МАССОПЕРЕДАЧИ

Основной закон массопередачи можно сформулировать, исходя из общих кинетических закономерностей химико-технологических процессов: скорость процесса равна движущей силе, делен-

ной на сопротивление, т. е.

$$\frac{d^*M}{dF d\tau} = \frac{\Delta}{R}, \quad (11.4)$$

где d^*M — количество вещества, перешедшего из одной фазы в другую; dF — поверхность фазового контакта; $d\tau$ — время; Δ — движущая сила массообменного процесса ($\Delta\bar{X}$ или $\Delta\bar{Y}$); R — сопротивление.

Если вместо R взять обратную величину K — коэффициент скорости или, как его называют в рассматриваемом явлении, коэффициент массопередачи, предыдущее уравнение примет вид:

$$\frac{d^*M}{dF d\tau} = K\Delta. \quad (11.5)$$

В случае, когда d^*M отнесено к единице времени, уравнение (11.5) можно переписать в виде

$$dM = K\Delta dF. \quad (11.6)$$

Уравнения (11.5) и (11.6) называют *основными уравнениями массопередачи*.

В аппаратуре, используемой для проведения массообменных процессов, *равновесные концентрации распределяемого вещества никогда не достигаются*. Действительные концентрации распределяемого вещества, или *рабочие концентрации*, всегда отличаются от равновесных. Разность между этими концентрациями, характеризующая степень отклонения от равновесия, и представляет собой движущую силу массообменных процессов.

11.3. МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС МАССООБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ

В общем виде материальный баланс массообменных (диффузионных) процессов может быть составлен на основе следующих рассуждений. Обозначим массовые скорости распределяющих фаз вдоль поверхности их раздела, выраженные в килограммах инертного вещества в час, через G и L , а концентрация распе-

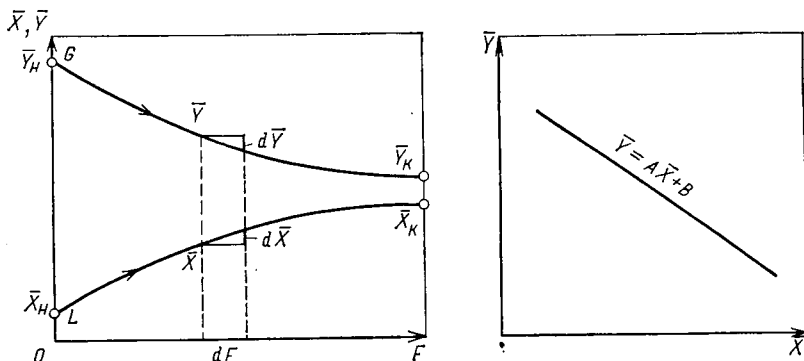


Рис. 11.3. К выводу уравнения рабочей линии процесса

Рис. 11.4. Рабочая линия процесса

деляемого вещества соответственно $\bar{Y}$ кг/кг инертного вещества и $\bar{X}$ кг/кг инертного вещества.

При $\bar{Y} > \bar{Y}_p$ и отсутствии потерь в процессе взаимодействия фаз при параллельных потоках вдоль поверхности раздела величина $\bar{Y}$ уменьшается, а $\bar{X}$ увеличивается (рис. 11.3). Для элемента поверхности dF имеем:

$$dM = G(-d\bar{Y}) = Ld\bar{X}. \quad (11.7)$$

Интегрируя уравнение (11.7) в пределах от начальных до конечных концентраций $\bar{Y}_H - \bar{Y}_K$ и $\bar{X}_H - \bar{X}_K$, получим:

$$M = -G(\bar{Y}_K - \bar{Y}_H) = G(\bar{Y}_H - \bar{Y}_K) = L(\bar{X}_K - \bar{X}_H). \quad (11.8)$$

Из уравнения (11.8) получим соотношения между массовыми потоками распределяющих фаз:

$$G = L \frac{\bar{X}_H - \bar{X}_K}{\bar{Y}_H - \bar{Y}_K}; \quad (11.9) \quad L = G \frac{\bar{Y}_H - \bar{Y}_K}{\bar{X}_K - \bar{X}_H}. \quad (11.10)$$

Интегрируя уравнение (11.7) в пределах от начальных концентраций до текущих $\bar{Y}_H - \bar{Y}$ и $\bar{X}_H - \bar{X}$, получим:

$$G(\bar{Y}_H - \bar{Y}) = L(\bar{X}_H - \bar{X}),$$

откуда

$$\bar{Y} = -\frac{L}{G} \bar{X} + \frac{L\bar{X}_H - G\bar{Y}_H}{G}. \quad (11.11)$$

или

$$\bar{Y} = A'\bar{X} + B', \quad (11.12)$$

где L/G — удельный расход одной из распределяющих фаз.

Аналогично для противоточного взаимодействия фаз можно получить уравнение

$$\bar{Y} = A''\bar{X} + B'', \quad (11.13)$$

где $A'' = L/G$; $B'' = (G\bar{Y}_H - L\bar{X}_H)/G$.

Из уравнений (11.12) и (11.13) следует, что концентрации распределяемого вещества в фазах G и L связаны линейной зависимостью. Поэтому удобно процессы массообмена представлять графически в координатах $\bar{X}-\bar{Y}$ (рис. 11.4), т. е. в виде зависимости между так называемыми рабочими концентрациями. Уравнение прямой, выражающее зависимость между рабочими концентрациями, называют *рабочей линией процесса*.

11.4. ДВИЖУЩАЯ СИЛА МАССООБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ

Как было указано ранее, движущая сила массообменных процессов определяется степенью отклонения от равновесия или «расстоянием» от равновесия. Последнее обусловлено разностью между рабочей и равновесной концентрациями или равновесной

и рабочей, в зависимости от того, какие из них больше. При этом очевидно, что движущую силу можно выражать либо через концентрации распределяемого вещества в фазе G , т. е. через $\bar{Y}$, либо через концентрации его в фазе L , т. е. через $\bar{X}$.

На рис. 11.5 показаны возможные варианты выражения движущей силы массообменных процессов при различных направлениях перехода распределяемого вещества. Поскольку концентрации распределяемого вещества можно выражать любыми способами, важно подчеркнуть, что во всех случаях движущей силой процесса будет разность между рабочей и равновесной концентрациями, взятая с положительным знаком.

Из изложенного следует, что основное уравнение массопередачи можно записать двояко:

$$dM = K_Y \Delta \bar{Y} dF \quad (11.14) \quad \text{или} \quad dM = K_X \Delta \bar{X} dF. \quad (11.15)$$

Индексы у K показывают, какие концентрации приняты для выражения движущей силы. В общем случае $\Delta \bar{Y} \neq \Delta \bar{X}$ и $K_Y \neq K_X$, но, очевидно, всегда

$$K_Y \Delta \bar{Y} = K_X \Delta \bar{X}. \quad (11.16)$$

Как видно из рис. 11.5, движущая сила меняется с изменением рабочих концентраций, поэтому для всего процесса массообмена, протекающего в пределах изменения концентраций от на-

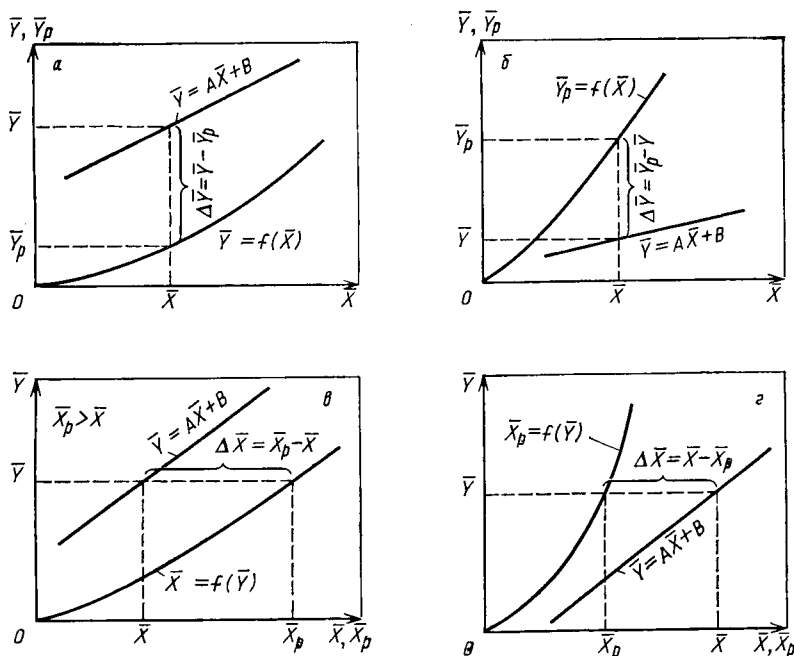


Рис. 11.5. Варианты выражения движущей силы диффузионных процессов

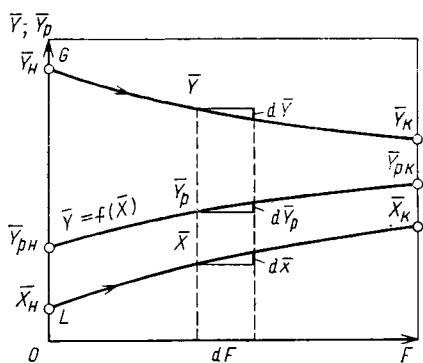


Рис. 11.6. К определению средней движущей силы диффузионных процессов

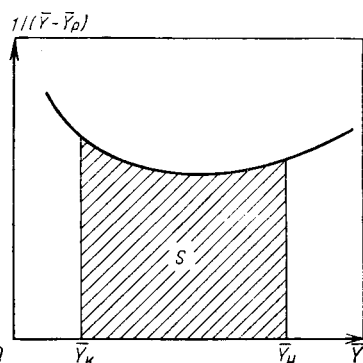


Рис. 11.7. К определению средней движущей силы процесса графическим интегрированием

чальных до конечных, должна быть определена *средняя движущая сила* ($\Delta \bar{Y}_m$ и $\Delta \bar{X}_m$).

С учетом средней движущей силы процесса основное уравнение массопередачи для всей поверхности контакта фаз может быть записано в виде

$$M = K_Y \Delta \bar{Y}_m F \quad (11.17) \quad \text{или} \quad M = K_X \Delta \bar{X}_m F. \quad (11.18)$$

При определении средней движущей силы могут встретиться два случая:

1) зависимость между равновесными концентрациями не линейна; для этого случая равновесная концентрация определяется общей функциональной зависимостью $\bar{Y}_p = f(\bar{X})$;

2) зависимость между равновесными концентрациями линейна, т. е. $\bar{Y}_p = A_p \bar{X}$ (где A_p — постоянная величина).

Сначала найдем среднюю движущую силу для случая $\bar{Y}_p = f(\bar{X})$.

Рассмотрим изменение концентраций $\bar{X}$ и $\bar{Y}$ вдоль поверхности раздела фаз при их взаимодействии. Для случая $\bar{Y} > \bar{Y}_p$ при взаимодействии параллельных потоков фаз вдоль поверхности раздела $\bar{Y}$ уменьшается, а $\bar{X}$ увеличивается (рис. 11.6). Каждой концентрации $\bar{X}$, согласно уравнению $\bar{Y}_p = f(\bar{X})$, соответствует равновесная концентрация $\bar{Y}_p$. Для элемента поверхности dF движущая сила процесса может быть выражена разностью $\bar{Y} - \bar{Y}_p$.

Для элемента поверхности dF имеем:

$$dM = K_Y (\bar{Y} - \bar{Y}_p) dF; \quad dM = G (-d\bar{Y}).$$

Из сопоставления этих равенств получим:

$$dF = -\frac{G}{K_Y} \cdot \frac{d\bar{Y}}{\bar{Y} - \bar{Y}_p}.$$

После интегрирования в пределах $0-F$ и $\bar{Y}_n-\bar{Y}_k$ имеем:

$$F = -\frac{G}{K_Y} \int_{\bar{Y}_k}^{\bar{Y}_n} \frac{d\bar{Y}}{\bar{Y} - \bar{Y}_p}.$$

Заменив из уравнения (11.8) $G=M/(\bar{Y}_n-\bar{Y}_k)$, найдем:

$$F = \frac{M}{K_Y(\bar{Y}_n-\bar{Y}_k)} \int_{\bar{Y}_k}^{\bar{Y}_n} \frac{d\bar{Y}}{\bar{Y} - \bar{Y}_p}. \quad (11.19)$$

или

$$M = K_Y F \frac{\bar{Y}_n - \bar{Y}_k}{\int_{\bar{Y}_k}^{\bar{Y}_n} d\bar{Y}/(\bar{Y} - \bar{Y}_p)}. \quad (11.20)$$

Выражая движущую силу через концентрации $\bar{X}$, аналогично предыдущему получим:

$$M = K_X F \frac{\bar{X}_k - \bar{X}_n}{\int_{\bar{X}_k}^{\bar{X}_n} d\bar{X}/(\bar{X}_p - \bar{X})}. \quad (11.21)$$

Сравнив уравнения (11.20) и (11.21) с уравнениями (11.17) и (11.18), найдем следующие выражения средней движущей силы:

$$\Delta \bar{Y}_m = \frac{\bar{Y}_n - \bar{Y}_k}{\int_{\bar{Y}_k}^{\bar{Y}_n} \frac{d\bar{Y}}{\bar{Y} - \bar{Y}_p}}; \quad (11.22) \quad \Delta \bar{X}_m = \frac{\bar{X}_k - \bar{X}_n}{\int_{\bar{X}_k}^{\bar{X}_n} \frac{d\bar{X}}{\bar{X}_p - \bar{X}}}. \quad (11.23)$$

Подобная структура уравнений сохранится и в тех случаях, когда вместо концентраций используют другие параметры, характеризующие систему: энтальпию, химический потенциал.

Уравнения (11.22) и (11.23) решают аналитически, графическим или численным интегрированием. Так, при графическом интегрировании знаменателя дроби в уравнении (11.22) в пределах концентраций $\bar{Y}_k-\bar{Y}_n$ через определенные интервалы для ряда значений $\bar{Y}$ находят соответствующие им значения $\bar{X}$, $\bar{Y}_p$, $\bar{Y}-\bar{Y}_p$ и $1/(\bar{Y}-\bar{Y}_p)$.

Далее на диаграмме в координатах $\bar{Y}$, $1/(\bar{Y}-\bar{Y}_p)$ строят кривую, как показано на рис. 11.7. Площадь под кривой, ограниченная ординатами $\bar{Y}_K$ и $\bar{Y}_H$, умноженная на масштаб диаграммы a , дает искомый интеграл (11.24). В случае выражения движущей силы через концентрацию $\bar{X}$ аналогичным путем определяют $S_X a'$ (11.25):

$$S_Y a = \int_{\bar{Y}_K}^{\bar{Y}_H} \frac{d\bar{Y}}{\bar{Y} - \bar{Y}_p}; \quad (11.24) \quad S_X a' = \int_{\bar{X}_H}^{\bar{X}_K} \frac{d\bar{X}}{\bar{X}_p - \bar{X}}. \quad (11.25)$$

В случае, когда между равновесными и рабочими концентрациями существует прямолинейная зависимость, для определения средней движущей силы могут быть выведены более простые соотношения. Так, например, для условий $\bar{Y} = A\bar{X}$ и $\bar{Y}_p = A_p\bar{X}$ имеем:

$$\begin{aligned} \int_{\bar{Y}_K}^{\bar{Y}_H} \frac{d\bar{Y}}{\bar{Y} - \bar{Y}_p} &= \int_{\bar{Y}_K}^{\bar{Y}_H} \frac{d\bar{Y}}{\bar{Y} - \frac{A_p}{A}\bar{Y}} = \frac{A}{A - A_p} \int_{\bar{Y}_K}^{\bar{Y}_H} \frac{d\bar{Y}}{\bar{Y}} = \\ &= \frac{A}{A - A_p} \ln \frac{\bar{Y}_H}{\bar{Y}_K}. \end{aligned}$$

Для вывода соотношения, определяющего среднюю движущую силу, преобразуем $\ln(\bar{Y}_H/\bar{Y}_K)$ следующим образом:

$$\begin{aligned} \ln \frac{\bar{Y}_H}{\bar{Y}_K} &= \ln \frac{\left(1 - \frac{A_p}{A}\right) \bar{Y}_H}{\left(1 - \frac{A_p}{A}\right) \bar{Y}_K} = \\ &= \ln \frac{\bar{Y}_H - \frac{A_p}{A} \bar{Y}_H}{\bar{Y}_K - \frac{A_p}{A} \bar{Y}_K} = \ln \frac{\bar{Y}_H - \bar{Y}_{pH}}{\bar{Y}_K - \bar{Y}_{pK}}. \end{aligned}$$

Разность $\bar{Y}_H - \bar{Y}_K$ представим следующим образом:

$$\begin{aligned} \bar{Y}_H - \bar{Y}_K &= \frac{A}{A - A_p} \left(\frac{A - A_p}{A} \bar{Y}_H - \frac{A - A_p}{A} \bar{Y}_K \right) = \\ &= \frac{A}{A - A_p} [(\bar{Y}_H - \bar{Y}_{pH}) - (\bar{Y}_K - \bar{Y}_{pK})]. \end{aligned}$$

На основе полученных выражений соотношение (11.22) может быть представлено в виде:

$$\Delta \bar{Y}_m = \frac{(\bar{Y}_H - \bar{Y}_{pH}) - (\bar{Y}_K - \bar{Y}_{pK})}{\ln \frac{\bar{Y}_H - \bar{Y}_{pH}}{\bar{Y}_K - \bar{Y}_{pK}}}.$$

или

$$\Delta \bar{Y}_m = \frac{\Delta \bar{Y}_H - \Delta \bar{Y}_K}{2,3 \lg (\Delta \bar{Y}_H / \Delta \bar{Y}_K)}, \quad (11.26)$$

где $\Delta \bar{Y}_H = \bar{Y}_H - \bar{Y}_{pH}$ — движущая сила в начале поверхности фазового контакта; $\Delta \bar{Y}_K = \bar{Y}_K - \bar{Y}_{pK}$ — движущая сила в конце поверхности фазового контакта.

Следовательно, для прямолинейной равновесной зависимости средняя движущая сила процесса определяется как средняя логарифмическая между движущими силами в начале и в конце поверхности фазового контакта.

Аналогичным путем может быть получено соотношение и для $\Delta \bar{X}_m$:

$$\Delta \bar{X}_m = \frac{\Delta \bar{X}_K - \Delta \bar{X}_H}{2,3 \lg (\Delta \bar{X}_K / \Delta \bar{X}_H)}, \quad (11.27)$$

где $\Delta \bar{X}_K = \bar{X}_{pK} - \bar{X}_K$ и $\Delta \bar{X}_H = \bar{X}_{pH} - \bar{X}_H$.

Интегралы, стоящие в правой части равенств (11.24) и (11.25), широко используют при расчете массообменной аппаратуры; их обозначают через m_Y и m_X и называют *числами единиц переноса*:

$$m_Y = \int_{\bar{Y}_K}^{\bar{Y}_H} \frac{d\bar{Y}}{\bar{Y} - \bar{Y}_p}; \quad (11.28) \quad m_X = \int_{\bar{X}_H}^{\bar{X}_K} \frac{d\bar{X}}{\bar{X}_p - \bar{X}}. \quad (11.29)$$

Число единиц переноса имеет физический смысл, характеризующий изменение рабочей концентрации фазы, приходящееся на единицу движущей силы.

Число единиц переноса определяют по средней движущей силе. Из соотношений (11.22), (11.28), (11.23) и (11.29) следует:

$$m_Y = \frac{\bar{Y}_H - \bar{Y}_K}{\Delta \bar{Y}_m}; \quad (11.30) \quad m_X = \frac{\bar{X}_K - \bar{X}_H}{\Delta \bar{X}_m}. \quad (11.31)$$

Соотношения (11.28) и (11.29) справедливы для случая, когда между рабочими и равновесными концентрациями существует зависимость — как нелинейная, так и линейная. Для линейной зависимости могут быть выведены более простые соотношения. Так, для условий $\bar{Y} = A\bar{X}$ и $\bar{Y}_p = A_p\bar{X}$ число единиц пере-

носа определяют следующим образом:

$$m_Y = \int_{\bar{Y}_K}^{\bar{Y}_H} \frac{d\bar{Y}}{\bar{Y} - \bar{Y}_p} = \int_{\bar{Y}_K}^{\bar{Y}_H} \frac{d\bar{Y}}{\bar{Y} - \frac{A_p}{A} \bar{Y}} = \frac{A}{A - A_p} \ln \frac{\bar{Y}_H}{\bar{Y}_K}; \quad (11.32)$$

$$m_X = \int_{\bar{X}_H}^{\bar{X}_K} \frac{d\bar{X}}{\bar{X}_p - \bar{X}} = \frac{A_p}{A - A_p} \ln \frac{\bar{X}_K}{\bar{X}_H}. \quad (11.33)$$

11.5. МОДИФИЦИРОВАННЫЕ УРАВНЕНИЯ МАССОПЕРЕДАЧИ

Часто в расчетной практике основное уравнение массопередачи используют в модифицированной форме.

В некоторых массообменных аппаратах поверхность соприкосновения фаз G и L , или *поверхность фазового контакта*, легко определяется простым геометрическим вычислением; в других аппаратах эта поверхность геометрически неопределима. В первом случае для расчета аппаратуры наиболее целесообразно применение основного уравнения массопередачи, во втором — модифицированных уравнений.

Если поверхность фазового контакта массообменного аппарата геометрически неопределима, основной технической характеристикой его может служить объем, высота или число ступеней фазового контакта.

Если в качестве основной характеристики аппарата выбирается его объем, основное уравнение массопередачи целесообразно видоизменить следующим образом.

Пусть V (м³) — объем аппарата, а σ (в м²/м³) — удельная поверхность фазового контакта, развиваемая в 1 м³ объема. Очевидно, что поверхность фазового контакта $F = V\sigma$ и, следовательно, с учетом (11.17) получим:

$$V = \frac{M}{K_Y \sigma \Delta \bar{Y}_m}. \quad (11.34)$$

Произведение $K_Y \sigma$ можно выразить объемным коэффициентом массопередачи

$$K_Y \sigma = K_{YV}. \quad (11.35)$$

Тогда уравнение (11.34) может быть представлено в виде (11.36), а при выражении движущей силы через концентрацию $\bar{X}$ — в виде (11.37):

$$V = \frac{M}{K_{YV} \Delta \bar{Y}_m}; \quad (11.36)$$

$$V = \frac{M}{K_{XV} \Delta \bar{X}_m}. \quad (11.37)$$

Очень часто за основную характеристику аппарата принимают его высоту. Обозначим через f (м²) площадь сечения аппарата, а через H (м) — его высоту; тогда $F = Hf\sigma$. Подставив значение F в (11.19), с учетом соотношения (11.8) найдем:

$$H = \frac{G}{K_Y f \sigma} \int_{\bar{Y}_H}^{\bar{Y}_H} \frac{d\bar{Y}}{\bar{Y} - \bar{Y}_P}. \quad (11.38)$$

Комплекс $G/(K_Y f \sigma)$ имеет определенный физический смысл: он представляет собой *высоту аппарата, эквивалентную единице переноса*.

Введем обозначения:

$$\frac{G}{K_Y f \sigma} = h_Y; \quad (11.39) \quad \frac{G}{K_X f \sigma} = h_X. \quad (11.40)$$

Тогда уравнение массопередачи (11.38) может быть написано в модифицированной форме (11.41), а при выражении движущей силы через концентрации $\bar{X}$ — в форме (11.42):

$$H = h_Y m_Y; \quad (11.41) \quad H = h_X m_X. \quad (11.42)$$

Высота, эквивалентная единице переноса, имеет смысл величины, обратной коэффициенту массопередачи, а число единиц переноса — величины, обратной движущей силе процесса.

Для определения числа единиц переноса в качестве вспомогательного приема может служить способ определения числа ступеней изменения рабочих концентраций.

Предположим, что в некотором процессе массопередачи зависимость между равновесными концентрациями распределяемого вещества представляет собой прямую $\bar{Y}_P = A_P \bar{X}$, а зависимость между рабочими концентрациями прямую $\bar{Y} = A \bar{X}$.

Определим число единиц переноса m_{0Y} для случая, когда рабочая концентрация на «входе» в элемент $\bar{Y}_1$, а рабочая концентрация на «выходе» из элемента аппарата $\bar{Y}_2$ равна равновесной концентрации на «входе» в него $\bar{Y}_{P1}$, т. е. при условии $\bar{Y}_2 = \bar{Y}_{P1}$ (рис. 11.8). Назовем такое изменение рабочих концентраций *ступенью изменения концентраций*. Согласно (11.28), имеем:

$$m_{0Y} = \int_{\bar{Y}_2}^{\bar{Y}_1} \frac{d\bar{Y}}{\bar{Y} - \bar{Y}_P}.$$

В данном случае

$$\frac{\bar{Y}_P}{A_P} = \frac{\bar{Y}}{A} \quad \text{и} \quad \bar{Y}_P = \frac{A_P}{A} \bar{Y}.$$

Следовательно,

$$m_{0Y} = \frac{A}{A - A_p} \int_{\bar{Y}_2}^{\bar{Y}_1} \frac{d\bar{Y}}{\bar{Y}} = \frac{A}{A - A_p} \ln \frac{\bar{Y}_1}{\bar{Y}_2}.$$

В то же время $\bar{Y}_2 = \bar{Y}_{p1}$, а $\bar{Y}_{p1} = \frac{A_p}{A} \bar{Y}_1$. Таким образом,

$$m_{0Y} = \frac{A}{A - A_p} \ln \frac{\bar{Y}_1}{(A_p/A) \bar{Y}_1} = \frac{A}{A - A_p} \ln \frac{A}{A_p}. \quad (11.43)$$

Из уравнения (11.43) следует, что только при условии $\bar{Y}_p = A_p \bar{X}$ и $\bar{Y} = A \bar{X}$ число единиц переноса m_{0Y} , отвечающее одной ступени изменения концентрации, есть величина постоянная, не зависящая от концентрации.

Это положение дает возможность легко определить графическим путем число единиц переноса. Пусть (рис. 11.9, а) в процессе массообмена рабочие концентрации изменяются в пределах $\bar{Y}_1 - \bar{Y}_2$ и $\bar{X}_1 - \bar{X}_2$. Число ступеней изменения рабочих концентраций может быть определено графически построением ломаной линии между равновесной и рабочей прямыми. В рассматриваемом на рис. 11.9 примере $n=4$. Число единиц переноса, соответствующее одной ступени, можно вычислить по уравнению (11.43), а общее число единиц переноса определить умножением m_{0X} на n , т. е.

$$m_Y = n \frac{A}{A - A_p} \ln \frac{A}{A_p}. \quad (11.44)$$

В этом случае число ступеней может быть легко определено и аналитически. На основе элементарных приемов аналитической геометрии легко сделать вывод о том, что число ступеней ломаной линии между двумя прямыми с углом наклона A_p (верхней) и A (нижней) выразится следующим образом:

$$n = \ln(\bar{X}_2/\bar{X}_1) / \ln(A_p/A). \quad (11.45)$$

Указанный путь определения числа единиц переноса допустим и в общем случае, когда зависимость $\bar{Y}_p = f(\bar{X})$ имеет любой вид, как это показано на рис. 11.9, б. При этом величина m_{0Y} будет переменной.

Допуская, что в пределах одной ступени можно с некоторым приближением принять существование ли-

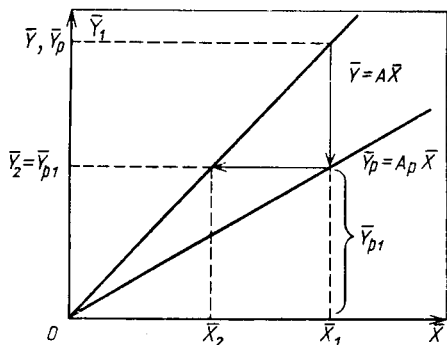


Рис. 11.8. Ступень изменения концентраций

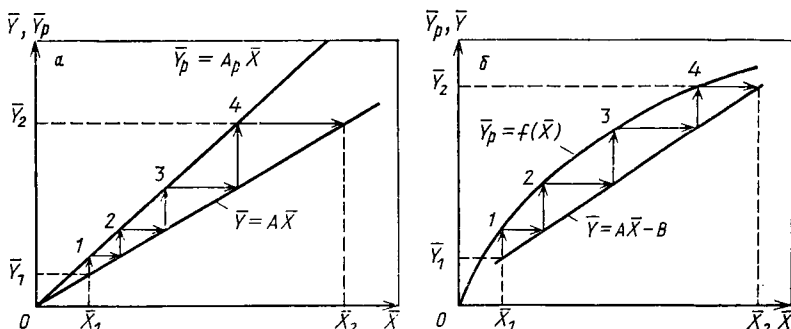


Рис. 11.9. Определение числа ступеней изменения концентраций графическим путем:

а — при линейной равновесной зависимости; б — при нелинейной равновесной зависимости

нейной равновесной зависимости, для определения общего числа единиц переноса можно предложить равенство

$$m_Y = \sum_1^n m_0 Y = \sum_1^n (\bar{Y}_n - \bar{Y}_K) / \Delta \bar{Y}_m. \quad (11.46)$$

Практическое использование последнего равенства предполагает предварительное графическое определение числа ступеней изменения концентрации, графическое определение величин $\bar{Y}_n$, $\bar{Y}_K$, $\Delta \bar{Y}_n$, $\Delta \bar{Y}_K$ и $\Delta \bar{Y}_m$ для каждой ступени с последующим определением общего числа единиц переноса. При принятой в пределах одной ступени линейной зависимости между равновесными концентрациями величина $\Delta \bar{Y}_m$ определяется как средняя логарифмическая. В подавляющем большинстве случаев $\Delta \bar{Y}_n / \Delta \bar{Y}_K < 2$ (при $\Delta \bar{Y}_n > \Delta \bar{Y}_K$) и величина $\Delta \bar{Y}_m$ может быть вычислена как средняя арифметическая.

11.6. ОСНОВНЫЕ ЗАКОНЫ МАССОПЕРЕДАЧИ

В процессах переноса распределяемого вещества (массы) из одной фазы в другую надлежит различать два случая: 1) перенос из потока жидкости в поток жидкости, или массообмен между потоками жидкости; 2) перенос из твердого тела в поток жидкости (или перенос в обратном направлении), т. е. массообмен между твердой фазой, содержащей внутри пор или капилляров распределяемое вещество, и потоком жидкости.

Элементарными законами, которым подчиняется перенос распределяемого вещества из одной фазы в другую, являются закон молекулярной диффузии, закон массоотдачи и закон массопроводности.

Закон молекулярной диффузии (первый закон Фика). Молекулярная диффузия в газах и растворах жидкостей происходит в результате хаотического движения молекул, не связанного

с движением потоков жидкости. В этом случае имеет место перенос молекул распределяемого вещества из областей высоких концентраций в область низких концентраций. Кинетика переноса подчиняется в этом случае первому закону Фика, формулировка которого аналогична закону теплопроводности: *количество продиффундировавшего вещества пропорционально градиенту концентраций, площади, перпендикулярной направлению диффузионного потока, и времени:*

$$d^2M = -D \frac{\partial \bar{C}}{\partial x} dF d\tau, \quad (11.47)$$

где dM — количество продиффундировавшего вещества; $\partial \bar{C} / \partial x$ — градиент концентрации в направлении диффузии; dF — элементарная площадка, через которую происходит диффузия; $d\tau$ — продолжительность диффузии; D — коэффициент пропорциональности, или коэффициент диффузии.

Из уравнения (11.47) следует: *коэффициент диффузии показывает, какое количество вещества диффундирует через поверхность 1 м^2 в течение 1 с при разности концентраций на расстоянии 1 м , равной единице.*

Знак минус в правой части уравнения показывает, что при молекулярной диффузии в направлении перемещения вещества концентрация убывает.

Очевидно, что способ выражения концентрации и ее размерность определяют размерность коэффициента диффузии.

Если принять единицы измерений $[M] = \text{кг}$, $[F] = \text{м}^2$, $[\tau] = [\text{с}]$, $[\bar{C}] = [\text{кг}/\text{м}^3]$ и $[x] = [\text{м}]$, то единица измерения D будет:

$$D = \left[\frac{Mx}{F\tau\bar{C}} \right] = \left[\frac{\text{кг} \cdot \text{м} \cdot \text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кг}} \right] = \left[\frac{\text{м}^2}{\text{с}} \right].$$

Коэффициент диффузии не является постоянной величиной; численные значения его обычно берут из справочников или находят по следующим формулам:

для газов

$$D = \frac{0,0435 T^{3/2}}{p (V_A^{1/3} + V_B^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}, \quad (11.48)$$

для жидкостей

$$D = \frac{8,2 \cdot 106 T}{\mu V_A^{1/3}} \left[1 + \left(\frac{3V_B}{V_A} \right)^{2/3} \right], \quad (11.49)$$

где T — абсолютная температура, К; p — давление, Па; V_A и V_B — молярные объемы взаимодействующих веществ, $\text{см}^3/\text{моль}$; M_A и M_B — молярные массы, $\text{кг}/\text{кмоль}$; μ — вязкость жидкости, в которой происходит диффузия, $\text{Па} \cdot \text{с}$.

Опытные данные и приведенные формулы показывают, что коэффициент диффузии зависит прежде всего от агрегатного состояния систем; так, коэффициент диффузии для газов примерно на четыре порядка выше, чем для жидкостей. Коэффициент диффузии увеличивается с ростом температуры и уменьшается с повышением давления.

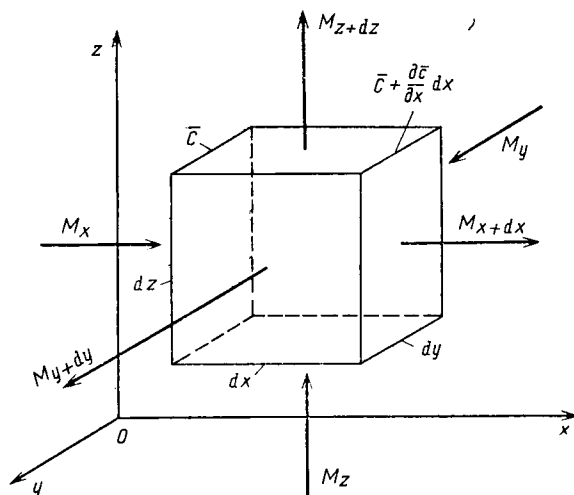


Рис. 11.10. К выводу дифференциального уравнения молекулярной диффузии

Следует иметь в виду, что коэффициент диффузии в газах, вычисляемый по формуле (11.48), можно считать независимым от концентрации диффундирующего вещества. Коэффициент диффузии в жидкостях весьма существенно изменяется с изменением концентрации. Формула (11.49) справедлива только для разбавленных растворов. Для концентрированных растворов необходим соответствующий пересчет, для которого может быть рекомендована зависимость:

$$D_k = D \frac{d \ln a}{d \ln \bar{C}} = D \left(1 + \frac{d \ln \gamma}{d \ln \bar{C}} \right), \quad (11.50)$$

где D_k — коэффициент диффузии в растворе с концентрацией $\bar{C}$; a — активность диффундирующего вещества; $\bar{C}$ — концентрация диффундирующего вещества; γ — коэффициент активности.

Дифференциальное уравнение молекулярной диффузии (второй закон Фика). Для вывода дифференциального уравнения молекулярной диффузии выделим в неподвижной среде или в движущемся ламинарном потоке элементарный параллелепипед с ребрами dx , dy и dz (рис. 11.10).

Если через этот элементарный параллелепипед за счет молекулярной диффузии перемещается распределяемое вещество, то через левую, заднюю и нижнюю грани за время dt в него входят количества вещества соответственно M_x , M_y и M_z , а через противоположные грани — правую, переднюю и верхнюю — выходят количества вещества соответственно M_{x+dx} , M_{y+dy} и M_{z+dz} . Следовательно, элемент за время dt приобретает диффундирующее вещество в количестве

$$dM = (M_x - M_{x+dx}) + (M_y - M_{y+dy}) + (M_z - M_{z+dz}).$$

При этом концентрация диффундирующего вещества повышается на $\frac{\partial \bar{C}}{\partial \tau} d\tau$.

Согласно основному закону молекулярной диффузии, $M_x = -D \frac{\partial \bar{C}}{\partial x} dydzd\tau$,

$$\begin{aligned} M_{x+dx} &= -D \frac{\partial \left(\bar{C} + \frac{d\bar{C}}{dx} dx \right)}{\partial x} dydzd\tau = \\ &= -D \frac{d\bar{C}}{dx} dydzd\tau - D \frac{\partial^2 \bar{C}}{\partial x^2} dx dydzd\tau. \end{aligned}$$

Следовательно,

$$M_x - M_{x+dx} = D \frac{\partial^2 \bar{C}}{\partial x^2} dx dydzd\tau.$$

Аналогично найдем:

$$M_y - M_{y+dy} = D \frac{\partial^2 \bar{C}}{\partial y^2} dx dydzd\tau;$$

$$M_z - M_{z+dz} = D \frac{\partial^2 \bar{C}}{\partial z^2} dx dydzd\tau.$$

Складывая левые и правые части трех последних равенств, получим:

$$dM = D \left(\frac{\partial^2 \bar{C}}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \bar{C}}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 \bar{C}}{\partial z^2} \right) dx dydzd\tau. \quad (11.51)$$

С другой стороны, тот же прирост количества диффундирующего вещества в элементе можно найти умножением объема элемента на изменение концентрации за время $d\tau$, т. е.

$$dM = dx dydz \frac{\partial \bar{C}}{\partial \tau} d\tau. \quad (11.52)$$

Сопоставляя соотношения (11.51) и (11.52), получим дифференциальное уравнение молекулярной диффузии:

$$\frac{\partial \bar{C}}{\partial \tau} = D \left(\frac{\partial^2 \bar{C}}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \bar{C}}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 \bar{C}}{\partial z^2} \right). \quad (11.53)$$

Закон массоотдачи (закон Шукарева). Основной закон массоотдачи, или конвективной диффузии, был впервые сформулирован Шукаревым при изучении кинетики растворения твердых тел. Нелишне заметить, что этот закон является, в определенной мере, аналогом закона охлаждения твердого тела, сформулированного Ньютоном (как законы Фика являются аналогами законов теплопроводности, сформулированных Фурье).

Закон Шукарева может быть сформулирован так: *количество вещества, перенесенного от поверхности раздела фаз в воспринимавшую фазу, пропорционально разности концентраций*

у поверхности раздела фаз и в ядре потока воспринимающей фазы, поверхности фазового контакта и времени (рис. 11.11):

$$d^2M = \beta (\bar{C}_r - \bar{C}_f) dF d\tau, \quad (11.54)$$

где β — коэффициент массоотдачи, характеризующий перенос вещества конвективными и диффузионными потоками одновременно; $\bar{C}_r$ — концентрация в воспринимающей фазе у поверхности раздела фаз; $\bar{C}_f$ — концентрация в ядре потока воспринимающей фазы; остальные обозначения прежние.

При этом важно отметить, что концентрация на границе $\bar{C}_r$ рассматривается как равновесная концентрация.

Если принять единицы измерений $[M] = \text{кг}$, $[F] = [\text{м}^2]$, $[\tau] = [\text{с}]$ и $[\bar{C}] = [\text{кг}/\text{м}^3]$, то единица измерения β будет:

$$[\beta] = \left[\frac{M}{F \tau (\bar{C}_r - \bar{C}_f)} \right] = \left[\frac{\text{кг} \cdot \text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кг}} \right] = \left[\frac{\text{м}}{\text{с}} \right].$$

Коэффициент массоотдачи показывает, какое количество вещества передается от поверхности раздела фаз в воспринимающую фазу через 1 м^2 поверхности фазового контакта в течение 1 с при разности концентраций, равной единице.

Для установившегося процесса коэффициент массоотдачи и концентрации сохраняют постоянное значение в рассматриваемом объеме. В этом случае в уравнении (11.54) исключается время $d\tau$, а dM выражает количество вещества, перенесенное от поверхности раздела фаз в воспринимающую фазу в единицу времени, т. е.

$$dM = \beta (\bar{C}_r - \bar{C}_f) dF. \quad (11.55)$$

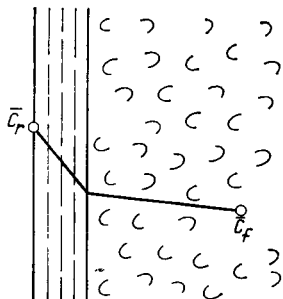
В ряде случаев при расчетах конкретных установившихся процессов принимают, что коэффициент массоотдачи сохраняет постоянное значение вдоль поверхности раздела фаз, и для этих условий уравнение (11.54) записывают в следующем виде:

$$M = \beta (\bar{C}_r - \bar{C}_f) F. \quad (11.56)$$

Дифференциальное уравнение массоотдачи (конвективной диффузии). В основу рассмотрения явления конвективной диффузии положена теория диффузионного граничного слоя. Согласно этой теории (рис. 11.11), распределяемое вещество переносится из ядра потока жидкости к границе раздела фаз непосредственно потоками жидкости и молекулярной диффузией. В рассматриваемой системе поток можно считать состоящим из двух частей: ядра и граничного диффузионного слоя. В ядре перенос вещества осуществляется преимущественно токами жидкости и в условиях достаточной турбулентности течения; концентрация распределяемого вещества в данном сечении в условиях стационарного режима сохраняется постоянной. По мере приближения к граничному диффузионному слою турбулентность и, следовательно, турбулентный перенос затухают, с приближением к границе начинает превалировать перенос за счет молекулярной диффузии. Соответственно этому появля-

Рис. 11.11. К формулировке закона конвективной диффузии

ется градиент концентрации распределяемого вещества, растущий по мере приближения к границе. Таким образом, область граничного диффузионного слоя — это область появления и роста градиента концентрации, область увеличения молекулярной диффузии от пренебрежимо малого значения до максимального.



При наличии конвективной диффузии концентрация распределяемого вещества в элементарном объеме фазы (см. рис. 11.10) изменяется не только вследствие молекулярной диффузии, но также и в результате механического переноса его из зоны одной концентрации в другую. В этом случае концентрация распределяемого вещества будет функцией не только координат x, y, z и времени τ (как в случае только молекулярной диффузии), но и составляющих скорости перемещения элемента w_x, w_y, w_z .

Перенос массы распределяемого вещества вследствие молекулярной диффузии математически описывается дифференциальным уравнением молекулярной диффузии (11.53):

$$\frac{\partial \bar{C}}{\partial \tau} = D \left(\frac{\partial^2 \bar{C}}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \bar{C}}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 \bar{C}}{\partial z^2} \right).$$

Левая часть этого уравнения представляет собой локальное изменение концентрации распределяемого вещества в неподвижном элементе, выделенном в среде [см. вывод уравнения (11.53)].

При конвективной диффузии элемент перемещается из одной точки пространства в другую. В этом случае изменение концентрации распределяемого вещества в элементе может быть выражено при помощи субстанциальной производной, которая учитывает изменение величины во времени и изменения, связанные с перемещением элемента из одной точки пространства в другую:

$$\frac{D\bar{C}}{d\tau} = \frac{\partial \bar{C}}{\partial \tau} + \frac{\partial \bar{C}}{\partial x} w_x + \frac{\partial \bar{C}}{\partial y} w_y + \frac{\partial \bar{C}}{\partial z} w_z. \quad (11.57)$$

В равенстве (11.57) $\frac{\partial \bar{C}}{\partial \tau}$ представляет собой локальное изменение концентрации распределяемого вещества, а $\frac{\partial \bar{C}}{\partial x} w_x + \frac{\partial \bar{C}}{\partial y} w_y + \frac{\partial \bar{C}}{\partial z} w_z$ — конвективное изменение концентрации.

Если в уравнении молекулярной диффузии (11.53) заменить локальное изменение концентрации $\frac{\partial \bar{C}}{\partial \tau}$ полным $\frac{D\bar{C}}{d\tau}$, согласно

(11.57), то в результате получим дифференциальное уравнение конвективной диффузии:

$$\frac{\partial \bar{C}}{\partial \tau} + \frac{\partial \bar{C}}{\partial x} w_x + \frac{\partial \bar{C}}{\partial y} w_y + \frac{\partial \bar{C}}{\partial z} w_z = \\ = D \left(\frac{\partial^2 \bar{C}}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \bar{C}}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 \bar{C}}{\partial z^2} \right). \quad (11.58)$$

Уравнение подобия конвективной диффузии. Выведенное дифференциальное уравнение (11.58) является математическим описанием процесса перемещения вещества в жидкой (газовой, паровой) фазе конвективной диффузией. Для полного математического описания процесса это уравнение должно быть дополнено уравнением, характеризующим условия на границе рассматриваемой фазы. Количество распределяемого вещества, перемещающегося из фазы в фазу у границы, можно определить исходя из основного закона конвективной диффузии:

$$dM = \beta (\bar{C}_r - \bar{C}_f) dF d\tau.$$

Обозначив $(\bar{C}_r - \bar{C}_f) = \Delta \bar{C}$, получим:

$$d^2 M = \beta \Delta \bar{C} dF d\tau. \quad (11.59)$$

Это же количество вещества dM может быть определено другим способом. У поверхности раздела фаз вещество переходит в другую фазу вследствие молекулярной диффузии. На этом участке пути количество переданного из фазы в фазу вещества dM можно найти исходя из основного закона молекулярной диффузии:

$$d^2 M = -D \frac{\partial \bar{C}}{\partial x} dF d\tau.$$

Очевидно, что величина dM в последнем уравнении и в уравнении (11.59) представляет собой одно и то же количество вещества, выраженное различными способами. Следовательно,

$$\beta \Delta \bar{C} = -D \frac{\partial \bar{C}}{\partial x}. \quad (11.60)$$

Уравнение (11.60) характеризует условия на границе рассматриваемой фазы. Уравнение (11.58) редко поддается решению, поэтому для описания массоотдачи обычно пользуются уравнениями подобия, полученными из уравнений (11.58) и (11.60). Коэффициенты этих уравнений подобия находят опытным путем.

Для получения диффузионных чисел подобия преобразуем уравнения (11.58) и (11.60) методами теории подобия. Из уравнения (11.60) делением обеих частей уравнения на правую часть получим безразмерный комплекс $\beta \Delta \bar{C} dx / D \partial \bar{C}$.

Вычеркнув в полученном комплексе символы дифференцирования, разности и направления (замена x на не ориентиро-

ванный в определенном направлении линейный размер l), после сокращения получаем *диффузионное число Нуссельта*:

$$Nu_d = \beta l / D. \quad (11.61)$$

Из дифференциального уравнения конвективной диффузии

$$\frac{\partial \bar{C}}{\partial \tau} + \frac{\partial \bar{C}}{\partial x} w_x + \dots = D \left(\frac{\partial^2 \bar{C}}{\partial x^2} + \dots \right)$$

получаем безразмерные комплексы делением всех членов уравнения на $D \frac{\partial^2 \bar{C}}{\partial x^2}$:

$$\frac{\partial \bar{C} \partial x^2}{\partial \tau D \partial^2 \bar{C}}; \quad \frac{\partial \bar{C} w_x \partial x^2}{\partial x D \partial^2 \bar{C}}.$$

Вычеркнув в полученных комплексах символы дифференцирования (включая символы порядка дифференцирования) и направления, после сокращений получаем *диффузионное число Фурье*

$$1/Fo_d = l^2/D\tau \quad \text{или} \quad Fo_d = D\tau/l^2 \quad (11.62)$$

и *диффузионное число Пекле*

$$Pe_d = \omega l / D. \quad (11.63)$$

Диффузионное число Fo_d характеризует изменение потока диффундирующей массы во времени; он необходим только для характеристики нестационарных процессов диффузии.

Число Pe_d обычно преобразуют и представляют его в виде произведения двух чисел подобия:

$$Pe_d = \frac{\omega l}{D} = \frac{\omega l}{v} \cdot \frac{v}{D} = Re \, Pr_d.$$

Re является числом гидродинамического подобия, а Pr_d — *диффузионное число Прандтля* — находится лишь по физическим параметрам и характеризует подобие полей физических величин:

$$Pr_d = \frac{v}{D} = \frac{\mu}{D\rho} = \frac{\mu g}{D\gamma}. \quad (11.64)$$

В случаях, когда массообмен протекает в условиях естественной конвекции, вызванной разностью плотностей растворов с различной концентрацией, для характеристики процесса вместо числа Re (или дополнительно к нему) вводят *число Грасгофа*.

Полученные числа подобия дают возможность найти уравнение подобия конвективной диффузии:

$$f(Re, Gr, Nu_d, Pr_d, Fo_d) = 0. \quad (11.65)$$

Из всех чисел подобия уравнения (11.65) только Nu_d не состоит целиком из условий однозначности, поэтому он является

определяемым числом. Исходя из этого уравнение (11.65) представляется в виде

$$Nu_d = f(Re, Gr, Pr_d, Fo_d). \quad (11.66)$$

Применительно к конкретным задачам массообмена общее уравнение подобия (11.66) может быть упрощено. При рассмотрении стационарных процессов массообмена из уравнения подобия выпадает число Fo_d , и оно имеет вид:

$$Nu_d = f(Re, Gr, Pr_d). \quad (11.67)$$

При вынужденном движении потока фазы естественной конвекцией можно пренебречь; тогда из уравнения выпадает число Gr :

$$Nu_d = f(Re, Pr_d), \quad (11.68) \quad \text{или} \quad Nu_d = A Re^n Pr^m. \quad (11.69)$$

В условиях естественной конвекции фазы из уравнения выпадает число Re :

$$Nu_d = f(Gr, Pr_d), \quad (11.70) \quad Nu_d = A Gr^n Pr^m. \quad (11.71)$$

Конкретные формы функциональной зависимости приводятся в последующих главах применительно к различным диффузионным процессам.

По найденным из уравнений подобия значениям Nu_d легко определяют коэффициенты массоотдачи

$$\beta = Nu_d (D/l), \quad (11.72)$$

а по ним — коэффициенты массопередачи.

Выражение коэффициента массопередачи через коэффициенты массоотдачи. Рассмотрим теперь с учетом понятий о коэффициенте массоотдачи процесс массопередачи при переходе распределяемого вещества из фазы G в фазу L при условии линейных зависимостей между рабочими и равновесными концентрациями. Рабочая и равновесная линии для такого процесса массопередачи показаны на рис. 11.12.

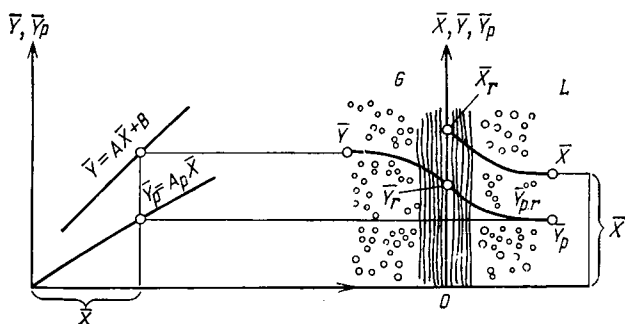


Рис. 11.12. Изменение рабочих и равновесных концентраций при переходе распределяемого вещества из одной фазы в другую

Количество распределяемого вещества, перемещающегося из фазы G к элементу поверхности на границе раздела фаз, может быть вычислено по уравнению (11.55), причем движущую силу в этом уравнении можно выразить разностью $\bar{Y} - \bar{Y}_r$:

$$dM = \beta_Y (\bar{Y} - \bar{Y}_r) dF,$$

где β_Y — коэффициент массоотдачи для фазы G .

То же количество распределяемого вещества, перемещающегося от элемента поверхности на границе раздела фаз в фазу L , может быть вычислено также по уравнению (11.55), если движущую силу выразить разностью $\bar{X}_r - \bar{X}$:

$$dM = \beta_X (\bar{X}_r - \bar{X}) dF,$$

где β_X — коэффициент массоотдачи для фазы L .

Поскольку известна равновесная зависимость ($\bar{Y}_p = A_p \bar{X}$), концентрации $\bar{X}$ можно выразить через $\bar{Y}$:

$$dM = \beta_X (\bar{X}_r - \bar{X}) dF = (\beta_X / A_p) (\bar{Y}_{p,r} - \bar{Y}_p) dF.$$

Концентрации $\bar{Y}_r$ и $\bar{Y}_{p,r}$ принимают равными согласно допущению о существовании на границе равновесия между фазами. Это допущение подтверждено многочисленными экспериментальными данными.

С учетом изложенного уравнения, определяющие dM , перепишем в следующем виде:

$$\frac{dM}{dF} \cdot \frac{1}{\beta_Y} = \bar{Y} - \bar{Y}_r \quad \text{и} \quad \frac{dM}{dF} \cdot \frac{A_p}{\beta_X} = \bar{Y}_{p,r} - \bar{Y}_p.$$

Складывая левые и правые части двух последних уравнений, получим:

$$\begin{aligned} \frac{dM}{dF} \left(\frac{1}{\beta_Y} + \frac{A_p}{\beta_X} \right) &= \bar{Y} - \bar{Y}_p; \\ dM &= \frac{1}{(1/\beta_Y) + (A_p/\beta_X)} (\bar{Y} - \bar{Y}_p) dF. \end{aligned} \quad (11.73)$$

Сравнивая уравнения (11.73) с уравнением (11.14), получим выражение для определения коэффициента массопередачи K_Y :

$$K_Y = \frac{1}{(1/\beta_Y) + (A_p/\beta_X)}. \quad (11.74)$$

Выражая концентрации распределяемого вещества через $\bar{X}$, аналогичным путем получим:

$$dM = \frac{1}{(1/A_p \beta_Y) + (1/\beta_X)} (\bar{X}_p - \bar{X}) dF. \quad (11.75)$$

Сравнивая уравнение (11.75) с уравнением (11.15), получим выражение для определения коэффициента массопередачи K_x :

$$K_x = \frac{1}{(1/A_p \beta_Y) + (1/\beta_X)} \quad (11.76)$$

Как видно из уравнений (11.74) и (11.76), численное значение коэффициентов массопередачи определяется значениями коэффициентов массоотдачи β_Y и β_X и углом наклона равновесной линии. Значения коэффициентов массоотдачи, в свою очередь, зависят от многих факторов.

11.7. МАССОПЕРЕДАЧА В СИСТЕМАХ С ТВЕРДОЙ ФАЗОЙ

Массопередача в системах с твердой фазой представляет собой особенно сложный процесс. В этом процессе, кроме массоотдачи от поверхности раздела фаз в поток жидкости (газа, пара), имеет место и перемещение вещества в твердой фазе *массопроводностью*.

К указанным процессам можно отнести процессы адсорбции, сушки и выщелачивания (извлечение вещества растворителем из пор твердого тела). Для этих процессов характерно уменьшение скорости по сравнению со скоростью молекулярной диффузии. Поэтому при их описании пользуются термином «стесненная диффузия».

В качестве иллюстрации изложенного интересна зависимость, выведенная Кади и Вильямсом для стесненной диффузии раствора:

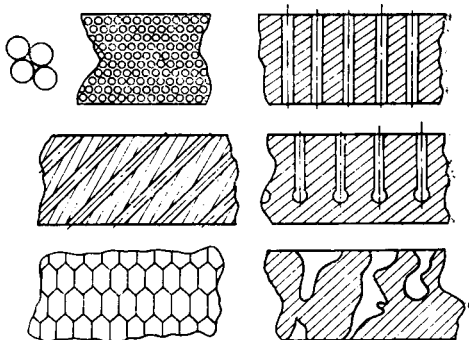
$$D_{ст} = D \frac{1}{1 + a(r/R)}$$

где $D_{ст}$ — коэффициент «стесненной» диффузии; D — коэффициент молекулярной диффузии; r — размер диффундирующих молекул; R — поперечный размер пор твердого тела; a — числовой коэффициент.

Вместо «стесненной диффузии» целесообразно ввести более общую кинетическую характеристику — коэффициент массопроводности. Тогда в качестве единого закона, которому подчинена кинетика переноса распределяемого вещества в твердом теле, может быть принят закон, аналогичный закону теплопроводности: *количество вещества, переместившегося в твердой фазе за счет массопроводности, пропорционально градиенту концентрации, площади, перпендикулярной направлению потока вещества, и времени, т. е.*

$$dM = -K \frac{\partial C}{\partial x} dF d\tau \quad (11.77)$$

Рис. 11.13. Структурные модификации пористых тел



В этом уравнении коэффициент пропорциональности K , имеющий размерность коэффициента диффузии, может быть назван *коэффициентом массопроводности*.

При принятом законе массопроводности процесс перемещения вещества внутри твердой фазы может быть описан дифференциальным уравнением массопроводности*

$$\frac{\partial \bar{C}}{\partial \tau} = K \left(\frac{\partial^2 \bar{C}}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \bar{C}}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 \bar{C}}{\partial z^2} \right). \quad (11.78)$$

Очевидно, что коэффициент массопроводности не является постоянной величиной. Он зависит от природы процесса (адсорбция, сушка, выщелачивание), от ряда факторов, определяющих значение коэффициента молекулярной диффузии, и от структуры твердого пористого тела.

На рис. 11.13 приведены типичные структурные модификации твердых пористых тел. Эти модификации наглядно показывают, что в отношении кинетики процесса различные структуры весьма неравноценны.

Идеализированная схема перемещения вещества из твердой в жидкую (газовую, паровую) фазу приведена на рис. 11.14. Твердая фаза представляет собой неограниченную пластину толщиной 2δ . В начальный момент времени концентрация распределяемого вещества постоянна во всем объеме пластины и равна $\bar{C}_n$. Пластину с двух сторон омывает поток воспринимающей (распределяющей) фазы. Вследствие симметрии системы рассматривается процесс, протекающий только по одну сторону от средней плоскости пластины. Принимаем, что в рассматриваемом сечении, перпендикулярном средней плоскости пластины и направлению потока, концентрация распределяемого вещества в ядре омывающей фазы постоянна в течение всего процесса и равна $\bar{Y}$.

При $\bar{C}_n > \bar{C}_p$ [предполагается, что зависимость $\bar{C}_p = f(\bar{Y})$ известна] распределяемое вещество перемещается из твердой фазы в ядро омывающей фазы, причем от средней плоскости пластины к поверхности вещество перемещается массопроводностью, а от поверхности в ядро омывающей фазы конвективной диффузией.

* Вывод этого уравнения аналогичен выводу дифференциального уравнения молекулярной диффузии (11.53).

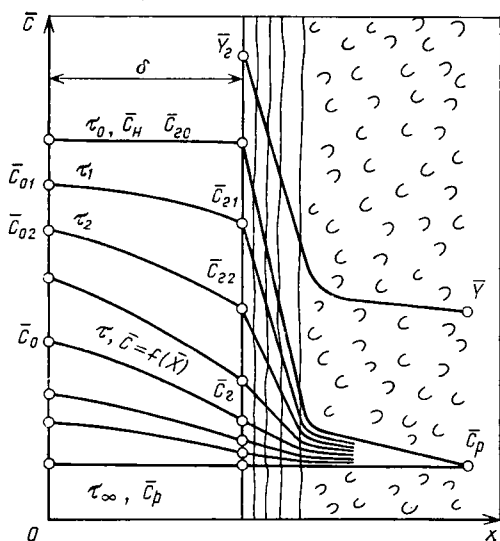


Рис. 11.14. Схема перемещения распределяемого вещества из твердой фазы в жидкую (газовую, паровую)

В начальный момент времени τ_0 градиент концентрации по толщине пластины $\frac{\partial \bar{C}}{\partial x} = 0$ ($\bar{C} = \text{const} = \bar{C}_n$) и вещество начинает перемещаться в омывающую фазу из твердой фазы только из объема, непосредственно примыкающего к поверхности раздела фаз. В омывающей

фазе концентрация изменяется от $\bar{Y}_r$ до $\bar{Y}$ или от $\bar{C}_{r0} = \bar{C}_n$ до $\bar{C}_p$.

В последующие моменты времени $\tau_1, \tau_2, \dots, \tau$ вследствие перехода вещества из твердой фазы в омывающую фазу по толщине пластины наблюдаются градиенты концентраций $\frac{\partial \bar{C}}{\partial x} \neq 0$ и концентрации в твердой фазе меняются соответственно от $\bar{C}_{01}, \bar{C}_{02}, \dots, \bar{C}_0$ в средней плоскости до $\bar{C}_{r1}, \bar{C}_{r2}, \dots, \bar{C}_r$ на границе раздела фаз, а в воспринимающей фазе от $\bar{C}_{r1}, \bar{C}_{r2}, \dots, \bar{C}_r$ до $\bar{C}_p$ в ядре потока.

Предельное (минимальное) значение концентрации в твердой фазе $\bar{C}_p$ соответствует времени $\tau \rightarrow \infty$ (τ_∞).

Как видно из рассмотренной схемы, особенностью массопроводности является *неустановившееся состояние процесса*.

Для решения задачи о перемещении вещества внутри твердой фазы дифференциальное уравнение массопроводности должно быть дополнено уравнением, характеризующим условия на границе раздела твердой и жидкой (газовой, паровой) фаз. Это уравнение может быть выведено в результате следующих рассуждений.

К элементарной площадке на границе раздела фаз подводится вещество из твердой фазы в количестве d^2M , которое можно определить исходя из закона массопроводности:

$$d^2M = -K \frac{\partial \bar{C}}{\partial x} dF d\tau.$$

От элементарной площадки отводится в омывающую фазу то же количество вещества d^2M , которое можно определить исходя из закона конвективной диффузии:

$$d^2M = \beta (\bar{C}_r - \bar{C}_p) dF d\tau.$$

Приравнивая правые части двух последних уравнений, получим дифференциальное уравнение, характеризующее условия на границе раздела фаз:

$$-K \frac{\partial \bar{C}}{\partial x} = \beta \Delta \bar{C}. \quad (11.79)$$

Из уравнений (11.78) и (11.79) могут быть получены числа подобия, характеризующие перемещение вещества внутри твердой фазы. Из уравнения (11.79) получаем безразмерный комплекс делением правой части на левую:

$$\beta \Delta \bar{C} \partial x / K \partial \bar{C}.$$

Вычеркнув в этом комплексе символы дифференцирования, разности и направления, после сокращения получим *диффузионное число Био*:

$$Bi_d = \beta l / K. \quad (11.80)$$

Из дифференциального уравнения массопроводности

$$\frac{\partial \bar{C}}{\partial \tau} = K \left(\frac{\partial^2 \bar{C}}{\partial x^2} + \dots \right).$$

получаем безразмерный комплекс делением правой части на левую:

$$K \partial^2 \bar{C} \partial \tau / \partial x^2 \partial \bar{C}.$$

Вычеркнув в полученном комплексе символы дифференцирования и направления, после сокращений получим *диффузионное число Фурье*:

$$Fo_d = K \tau / l^2, \quad (11.81)$$

характеризующее изменение скорости потока вещества, перемещаемого массопроводностью в твердом теле.

Диффузионные числа Bi_d и Fo_d должны войти в уравнение подобия, которое описывает перемещение вещества в твердой фазе и является теоретической базой для обработки всех опытных исследований этого процесса. Дифференциальное уравнение массопроводности для простейших случаев одномерного перемещения вещества имеет аналитическое решение в виде

$$E = (\bar{C} - \bar{C}_p) / (\bar{C}_n - \bar{C}_p) = f(Bi_d, Fo_d, x/\delta), \quad (11.82)$$

где $(\bar{C} - \bar{C}_p) / (\bar{C}_n - \bar{C}_p)$ — число подобия, представляющее собой *безразмерную концентрацию* распределяемого вещества в твердой фазе в точке с координатой x ; $\bar{C}$ — концентрация в точке с координатой x в момент времени τ , соответствующий определенному Fo_d ; δ — определяющий размер тела, составляющего твердую фазу; x/δ — *безразмерная координата* точки, в которой концентрация равна $\bar{C}$.

В рассмотренном случае (рис. 11.14) в момент времени τ концентрация внутри пластины меняется от $\bar{C}_0$ до $\bar{C}_r$, в зависимости от координаты x , т. е. $\bar{C} = f(x)$.

Аналитическое решение дифференциального уравнения массопроводности в виде (11.82) имеет для простейших тел: неограниченной пластины, неограниченного цилиндра и шара. Функциональная зависимость представлена в виде бесконечных рядов. Для упрощения расчетов применительно к трем перечисленным телам составлены графики, дающие возможность по критериям Bi_d и Fo_d определить для каждого тела три представляющие наибольший для практики интерес безразмерные концентрации:

$$E_0 = \frac{\bar{C}_0 - \bar{C}_p}{\bar{C}_n - \bar{C}_p} = f(Bi_d, Fo_d); \quad (11.83)$$

$$E_r = \frac{\bar{C}_r - \bar{C}_p}{\bar{C}_n - \bar{C}_p} = f(Bi_d, Fo_d); \quad (11.84)$$

$$E_{cp} = \frac{\bar{C}_{cp} - \bar{C}_p}{\bar{C}_n - \bar{C}_p} = f(Bi_d, Fo_d), \quad (11.85)$$

где $\bar{C}_0$ — концентрация в момент времени τ в средней плоскости неограниченной пластины (на оси неограниченного цилиндра или в центре шара); $\bar{C}_r$ — концентрация на поверхности твердого тела; $\bar{C}_{cp}$ — средняя для всего тела концентрация.

Графики (по три для каждого тела), соответствующие уравнения (11.83), (11.84) и (11.85), целиком совпадают с графиками соответственно уравнениям (6.96), (6.97) и (6.98), если в них заменить символы температур символами концентраций и символы Bi и Fo — символами Bi_d и Fo_d .

Решения (11.82) — (11.85) справедливы также и для случаев, когда распределяемое вещество перемещается из омываемого потока в твердое тело, т. е. когда $\bar{C}_n < \bar{C}_p$.

Способы выражения концентраций. Из всего изложенного ранее следует, что движущая сила диффузионных процессов выражается в подавляющем большинстве случаев концентрациями распределяемого вещества в распределяющих фазах. В расчетной практике пользуются различными способами выражения концентраций, а именно x в кмоль/кмоль смеси — мольная доля; $\bar{x}$ в кг/кг смеси — массовая доля; X в кмоль/кмоль инертного вещества фазы — относительная мольная доля; $\bar{X}$ в кг/кг инертного вещества фазы — относительная массовая доля; C в кмоль/м³ — мольная концентрация распределяемого вещества в данной фазе; $\bar{C}$ в кг/м³ — массовая концентрация распределяемого вещества в данной фазе.

Очевидно, в зависимости от способа выражения концентраций численное значение движущей силы меняется. Связь между ними дана в табл. 4. В этой таблице обозначены: ρ — плотность инертного вещества фазы (кг/м³); M — масса 1 кмоль распределяемого вещества, кг/кмоль; M_0 — масса 1 кмоль инертного вещества распределяющей фазы, кг/кмоль.

АБСОРБЦИЯ И РЕКТИФИКАЦИЯ

Абсорбция — поглощение газов или паров из газовых или паровых смесей жидкими поглотителями, называемыми абсорбентами. Возможность осуществления процесса абсорбции основывается на растворимости газов в жидкостях. Процесс абсорбции является избирательным и обратимым, что дает возможность применять его не только с целью получения растворов газов в жидкостях, но также и для разделения газовых или паровых смесей.

В последнем случае после избирательной абсорбции одного или нескольких компонентов из газовой или паровой смеси проводят *десорбцию* — выделение этих компонентов из жидкости — и таким образом осуществляют разделение. Регенерированный абсорбент вновь возвращается на абсорбцию (круговой процесс).

Различают *физическую абсорбцию* и *хемосорбцию*. При физической абсорбции растворение газа не сопровождается химической реакцией. При хемосорбции абсорбируемый компонент вступает в химическую реакцию в жидкой фазе.

Примерами использования процессов абсорбции в технике могут служить разделение углеводородных газов на нефтеперерабатывающих установках, получение соляной кислоты, получение аммиачной воды, очистка отходящих газов с целью улавливания ценных продуктов или обезвреживание газосбросов и другие.

Аппаратурно-технологическое оформление процессов сравнительно просто, поэтому процессы абсорбции широко используются в технике.

Ректификация — разделение жидких однородных смесей на составляющие вещества или группы составляющих веществ в результате противоточного взаимодействия паровой смеси и жидкой смеси.

Этот процесс имеет большое значение в химической технике. В качестве примеров достаточно указать на разделение природных углеводородов нефти и синтетических углеводородов с целью получения моторных топлив, на выделение индивидуальных газов из их смесей путем предварительного ожижения и последующей ректификации жидкой смеси.

Возможность разделения жидкой смеси на составляющие ее компоненты ректификацией обусловлена тем, что состав пара, образующегося над жидкой смесью, отличается от состава жидкой смеси в условиях равновесного состояния пара и жидкости. Известные равновесные данные для конкретной смеси позволя-

ют проанализировать возможность разделения этой смеси, найти предельные концентрации разделения и рассчитать движущую силу процесса.

12.1. РАВНОВЕСИЕ В СИСТЕМАХ ЖИДКОСТЬ — ГАЗ

В качестве основного закона, характеризующего равновесие в системах газ — жидкость, обычно используется закон растворимости газов в жидкости, сформулированный Генри. Согласно этому закону, *при данной температуре мольная доля газа в растворе (растворимость) пропорциональна парциальному давлению газа над раствором:*

$$x = p/E, \quad (12.1) \quad \text{или} \quad p = Ex, \quad (12.2)$$

где p — парциальное давление газа над раствором, Па; x — концентрация газа в растворе, мол. доли; E — коэффициент пропорциональности (коэффициент Генри), Па.

Значения p и x , удовлетворяющие уравнению (12.1), имеют место при достижении равновесия между фазами; эти значения следует рассматривать как равновесные; p — парциальное давление газа, равновесное с раствором, имеющим концентрацию x , или x — концентрация газа в растворе, равновесная с газом, в котором парциальное давление распределяемого газа равно p .

Коэффициент E зависит от природы растворяющегося вещества и температуры:

$$\ln E = -q/(RT) + C, \quad (12.3)$$

где q — теплота растворения газа, кДж/кмоль; $R=8,314$ кДж/(кмоль·град) — универсальная газовая постоянная; T — температура растворения, К; C — постоянная, зависящая от природы газа и жидкости и определяемая опытным путем.

Из равенства (12.3) и рис. 12.1 видно, что с ростом температуры растворимость газов в жидкостях уменьшается. При растворении газа в жидкости температура последней обычно повышается вследствие выделения значительного количества тепла.

Количество тепла, выделяющегося при абсорбции, может быть найдено как

$$Q_{аб} = q_d L (x_1 - x_2), \quad (12.4)$$

где q_d — дифференциальная теплота растворения в пределах изменения концентраций x_1-x_2 , кДж/кг; L — количество абсорбента в кг.

Если абсорбция ведется без отвода тепла, то можно допустить, что все выделяющееся тепло идет на нагревание жидкости и температура последней повышается на величину

$$\Delta t = \frac{q_d}{c} (x_1 - x_2), \quad (12.5)$$

где c — теплоемкость раствора, кДж/(кг·град).

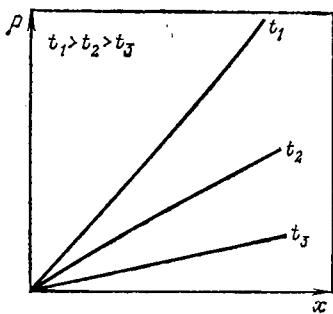


Рис. 12.1. Зависимость растворимости газа в жидкости от его парциального давления над раствором при различных температурах

Парциальное давление растворяемого газа в газовой фазе, соответствующее равновесию, может быть заменено равновесной концентрацией. Согласно закону Дальтона, парциальное давление компонента в газовой смеси равно общему давлению,

умноженному на мольную долю этого компонента в смеси, т. е.

$$p = Py \quad \text{и} \quad y = p/P,$$

где P — общее давление газовой смеси; y — концентрация распределяемого газа в смеси, мольн. доли.

Сопоставляя последнее равенство с (12.2), найдем

$$y = p/P = (E/P)x \quad \text{или} \quad y = A_p x, \quad (12.6)$$

где $A_p = E/P$ — константа фазового равновесия.

В общем случае константа фазового равновесия зависит от давления (P), температуры (T) и концентрации распределяемого компонента (x) в жидкости: $A_p = f(P, T, x)$. Эта функция для некоторых систем может быть вычислена, но в подавляющем большинстве случаев ее находят опытным путем.

Уравнение (12.6) выражает зависимость между равновесными концентрациями распределяемого газа в газовой и жидкой фазах. Анализ и расчет процесса абсорбции удобно проводить, выражая концентрации распределяемого газа в относительных единицах, так как в этом случае расчетные значения потоков газовой и жидкой фаз постоянны. Поэтому в уравнении (12.6) концентрации x и y , выраженные в мольных долях, заменяют на X и Y , выраженные в относительных мольных долях; тогда, имея в виду соотношения

$$Y = \frac{y}{1-y}; \quad X = \frac{x}{1-x}; \quad y = \frac{Y}{1+Y}; \quad x = \frac{X}{1+X},$$

уравнение (12.6) можно переписать так:

$$Y = \frac{A_p X}{1 + (1 - A_p) X}. \quad (12.7)$$

При незначительных концентрациях X величина $(1 - A_p)X \ll 1$, и уравнение (12.7) приобретает более простой вид:

$$Y = A_p X. \quad (12.8)$$

К факторам, улучшающим растворимость газов в жидкостях, и, следовательно, условия абсорбции, относятся повышенное давление и пониженная температура, а к факторам, спо-

собствующим десорбции, — пониженное давление, повышенная температура и прибавление к абсорбенту добавок, уменьшающих растворимость газов в жидкостях.

Жидкий абсорбент, как правило, обладает значительной летучестью и пары его насыщают газовую фазу. Это обстоятельство учитывают при расчетах процессов абсорбции следующим образом.

Пусть $P_{аб}$ — давление паров чистого абсорбента в условиях абсорбции; $p_{аб}$ — давление паров абсорбента в растворе; P — общее давление; x — мольная доля абсорбируемого газа в растворе; y — мольная доля распределяемого газа в газовой фазе; $y_{аб}$ — мольная доля абсорбента в газовой фазе; $y_{ин}$ — мольная доля инертных газов в газовой фазе.

Согласно закону Рауля, *парциальное давление компонента в растворе равно давлению пара чистого компонента, умноженному на его мольную долю в растворе*; таким образом, $p_{аб} = P_{аб}(1 - x)$.

Согласно закону Дальтона, парциальное давление абсорбента в газовой фазе равно $p_{аб} = Py_{аб}$.

При равновесии

$$Py_{аб} = P_{аб}(1 - x); \quad y_{аб} = P_{аб}(1 - x)/P. \quad (12.9)$$

В этом случае для выражения равновесных и рабочих концентраций целесообразно пользоваться относительной мольной долей. Имея в виду $y + y_{аб} + y_{ин} = 1$, найдем концентрацию поглощаемого газа в газовой фазе:

$$Y = \frac{y}{1 - y - y_{аб}}. \quad (12.10)$$

Выбранный способ выражения концентраций предполагает, что во всех последующих рассуждениях в качестве общего давления принимают $P'_{аб} = P - p_{аб}$.

12.2. МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС И КИНЕТИЧЕСКИЕ ЗАКОНОМЕРНОСТИ АБСОРБЦИИ

Материальный баланс процесса абсорбции выражается общим уравнением

$$G(Y_H - Y_K) = L(X_K - X_H),$$

где G — поток газовой смеси, кмоль/ч инертного газа; L — поток абсорбента, кмоль/ч абсорбента.

Кинетические закономерности абсорбции соответствуют общему уравнению массопередачи для двухфазных систем:

$$dM = K_y(Y - Y_p) dF; \quad dM = K_x(X_p - X) dF.$$

В этих уравнениях движущую силу $Y - Y_p$ часто заменяют на $p - p_p$, а $X - X_p$ — на $C_p - C$. Тогда

$$dM = K_p(p - p_p) dF; \quad (12.11)$$

$$dM = K_c(C_p - C) dF, \quad (12.12)$$

где p — рабочее парциальное давление распределяемого газа в газовой смеси, Па; p_p — равновесное давление газа над абсорбентом, соответствующее рабочей концентрации в жидкости, Па; C — рабочая концентрация распределяемого газа в жидкости, кмоль/м³; C_p — равновесная концентрация распределяемого газа в жидкости, соответствующая рабочему парциальному давлению его в газовой смеси.

При таком способе выражения концентраций уравнение для равновесной зависимости имеет вид:

$$C = \psi p, \quad (12.13)$$

а коэффициент ψ выражается в кмоль/(м³·Па).

Соответственно коэффициенты массопередачи выражаются в виде

$$K_p = 1 / \left[\frac{1}{\beta_p} + \frac{1}{\beta_c \psi} \right]; \quad (12.14) \quad K_c = 1 / \left[\frac{\psi}{\beta_p} + \frac{1}{\beta_c} \right], \quad (12.15)$$

где β_p — коэффициент массоотдачи от потока газа в поверхности фазового контакта, кмоль/(м²·ч·Па); β_c — коэффициент массоотдачи от поверхности фазового контакта к потоку жидкости, м/ч.

Чем выше растворимость газа, тем больше значение величины ψ ; для труднорастворимых газов ψ имеет наименьшее значение. Величина ψ влияет на структуру уравнений, описывающих коэффициенты массопередачи. Если ψ велико, то в уравнении (12.14) величина $1/\beta_c \psi \ll 1/\beta_p$; тогда можно считать $K_p = \beta_p$, т. е. в данном случае диффузионное сопротивление сосредоточено в газовой фазе. Если ψ мало, то в уравнении (12.15) $\psi/\beta_p \ll 1/\beta_c$, и можно полагать $K_c = \beta_c$, т. е. в этом случае диффузионное сопротивление сосредоточено в жидкой фазе.

12.3. ПРИНЦИПИАЛЬНЫЕ СХЕМЫ АБСОРБЦИИ

В химической технике используют следующие принципиальные схемы абсорбционных процессов: *прямоточные, противоточные, одноступенчатые с рециркуляцией и многоступенчатые с рециркуляцией.*

Прямоточная схема взаимодействия веществ в процессе абсорбции показана на рис. 12.2, а. В этом случае потоки газа

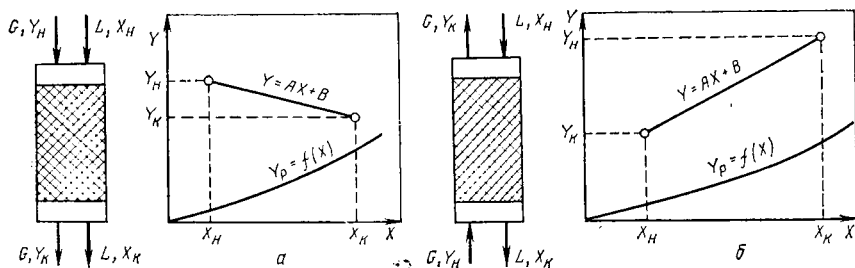


Рис. 12.2. Прямоточная (а) и противоточная (б) схемы абсорбции

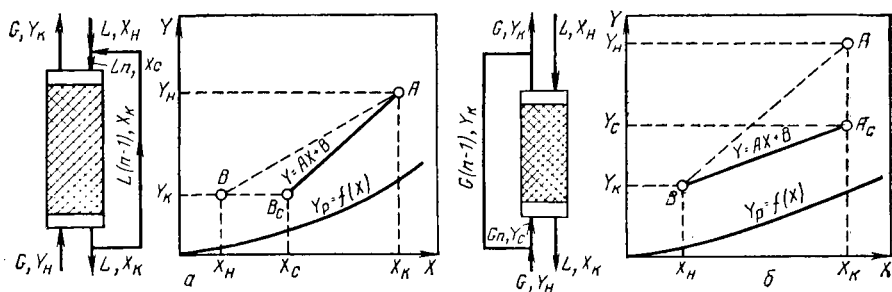


Рис. 12.3. Схема абсорбции с рециркуляцией жидкости (а) и газа (б)

и абсорбента движутся параллельно друг другу; при этом газ с большей концентрацией распределяемого вещества приводится в контакт с жидкостью, имеющей меньшую концентрацию распределяемого вещества, а газ с меньшей концентрацией взаимодействует на выходе из аппарата с жидкостью, имеющей большую концентрацию распределяемого вещества.

Противоточная схема показана на рис. 12.2, б. По этой схеме в одном конце аппарата приводятся в контакт газ и жидкость, имеющие большие концентрации распределенного вещества, а в противоположном конце — меньшие.

Схемы с рециркуляцией предусматривают многократный возврат в аппарат либо жидкости, либо газа. Схема с рециркуляцией жидкости показана на рис. 12.3, а. Газ проходит через аппарат снизу вверх, и концентрация распределяемого вещества в нем изменяется от Y_H до Y_K . Поглощающая жидкость подводится к верхней части аппарата при концентрации распределяемого вещества X_H , затем смешивается с выходящей из аппарата жидкостью, в результате чего концентрация повышается до X_K . Рабочая линия представляется на диаграмме отрезком прямой; крайние точки его имеют координаты Y_H, X_K и Y_K, X_C соответственно. Значение X_C легко найти из уравнения материального баланса.

Обозначим отношение количества поглощающей жидкости на входе в аппарат к количеству свежей поглощающей жидкости через n . Тогда

$$G(Y_H - Y_K) = L(X_K - X_H) = Ln(X_K - X_C);$$

$$X_C = [X_K(n-1) + X_H]/n. \quad (12.16)$$

Схема абсорбции с рециркуляцией газа приведена на рис. 12.3, б. Здесь материальные соотношения аналогичны предыдущим. Положение рабочей линии определяют точки $A_C(Y_C, X_K)$ и $B(Y_K, X_H)$; ордината Y_C находится из уравнения материального баланса:

$$Y_C = [Y_K(n-1) + Y_H]/n. \quad (12.17)$$

Одноступенчатые схемы с рециркуляцией могут быть противоточными и прямоточными.

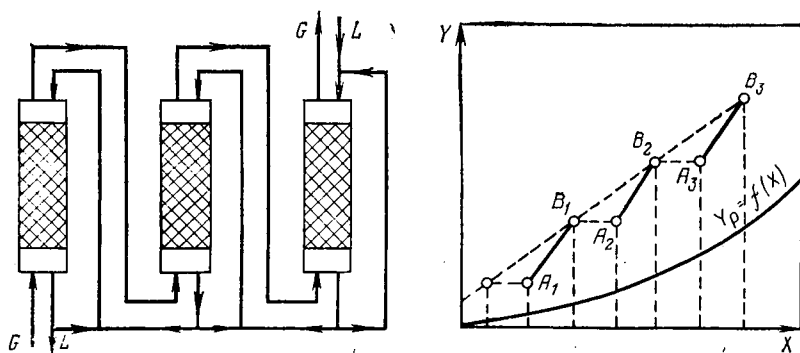


Рис. 12.4. Схема многоступенчатой абсорбции с рециркуляцией жидкости

Многоступенчатые схемы с рециркуляцией могут включать прямой ток, противоток, рециркуляцию жидкости и рециркуляцию газа. Большое практическое значение имеет многоступенчатая противоточная схема с рециркуляцией жидкости в каждой ступени, показанная на рис. 12.4. Рабочие линии наносят на диаграмму отдельно для каждой ступени, как и в случае нескольких отдельных одноступенчатых аппаратов. В рассматриваемом на рисунке примере рабочую линию составляют отрезки A_1B_1 , A_2B_2 и A_3B_3 .

Сопоставим рассмотренные схемы абсорбции, имея в виду следующие показатели процесса: удельный расход абсорбента, движущую силу процесса и коэффициенты массопередачи. На рис. 12.5 показаны прямоточный и противоточный процессы при заданных значениях: Y_n , Y_k и X_n . На рисунке показано также предельное положение рабочих линий, когда концентрации X'_k для прямого тока и X''_k для противотока достигают равновесных значений. Из приведенных графиков видно, что $X''_k > X'_k$.

Следовательно, противоточный процесс обеспечивает большую конечную концентрацию поглощаемого газа в абсорбенте, а вместе с этим и меньший расход абсорбента.

Одноступенчатые схемы с рециркуляцией абсорбента или газа по сравнению со схемами без рециркуляции имеют следующую особенность. При одном и том же расходе свежего абсорбента в схеме с рециркуляцией количество жидкости, проходящей через аппарат, больше; результатом этого являются повышение коэффициента массопередачи и некоторое уменьшение движущей си-

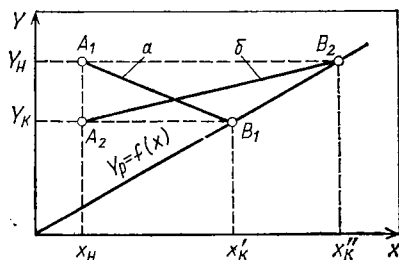


Рис. 12.5. Прямоточный (а) и противоточный (б) процессы абсорбции

лы, что может привести к уменьшению габаритов аппарата. Рециркуляция жидкости всегда предпочтительна при необходимости сопровождать процесс абсорбции охлаждением, так как в этом случае включение холодильника в ветвь рециркулирующего абсорбента позволяет весьма легко отводить тепло от взаимодействующих веществ.

Многоступенчатые схемы с рециркуляцией обладают всеми преимуществами одноступенчатых схем и вместе с тем обеспечивают большую движущую силу процесса. По указанной причине в большинстве случаев выбирают вариант многоступенчатых рециркуляционных схем.

12.4. ФАЗОВОЕ РАВНОВЕСИЕ В СИСТЕМЕ ЖИДКОСТЬ — ПАР

Различные смеси значительно отличаются по своим свойствам. Рассмотрим простейший случай — равновесие бинарной смеси, состоящей из компонентов *A* и *B*. Для изучения фазового равновесия целесообразно предварительно изучить поведение так называемых идеальных смесей, с которыми сравнивают поведение реальных растворов.

Если жидкую идеальную бинарную смесь в течение значительного времени выдержать в замкнутом объеме при кипении в условиях постоянной температуры и постоянного давления, система, состоящая из пара и жидкости, придет в состояние равновесия. Более строгим критерием установившегося равновесия будет равенство химических потенциалов всех компонентов в фазах.

В условиях равновесного состояния потоки компонентов из фазы в фазу будут одинаковы; при этом состав пара будет отличаться от состава жидкости. Введем обозначения: компонент *A* имеет меньшую температуру кипения $t_{кА}$ и называется низкокипящим или легколетучим компонентом бинарной смеси; компонент *B* имеет большую температуру кипения $t_{кВ}$ и называется высококипящим или труднолетучим компонентом. Давления паров чистых компонентов *A* и *B* соответственно обозначим P_A и P_B .

Идеальные смеси подчиняются закону Рауля:

$$p_A = P_A x; \quad p_B = P_B (1 - x), \quad (12.18)$$

где p_A , p_B — парциальные давления компонентов *A* и *B*; x , $(1-x)$ — мольные доли компонентов *A* и *B* в жидкой смеси.

В то же время парциальные давления компонентов в системе следуют закону Дальтона:

$$p_A = Py; \quad p_B = P(1 - y), \quad (12.19)$$

где P — общее давление в системе; y , $(1-y)$ — мольные доли компонентов *A* и *B* в паровой смеси.

Для установившегося равновесия

$$P_A x = Py; \quad P_B (1 - x) = P(1 - y), \quad (12.20)$$

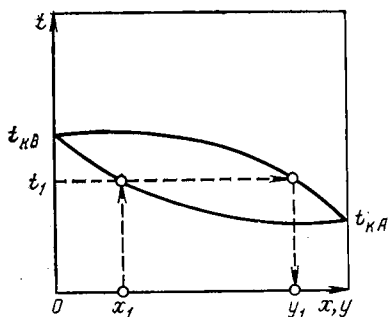


Рис. 12.6. Зависимость температуры паро-жидкостной системы от состава фаз в условиях равновесия

откуда следует:

$$y = \frac{P_A}{P} x \quad \text{или} \quad 1 - y = \frac{P_B}{P} (1 - x), \quad (12.21)$$

Обычно процесс ректификации проводят в изобарических условиях, поэтому рассмотрим поведение идеальной бинарной смеси при $P = \text{const}$.

Решив уравнение (12.21) относительно x , получим:

$$x = (P - P_B)/(P_A - P_B). \quad (12.22)$$

При известных значениях P_A и P_B в пределах температур кипения t_{KA} и t_{KB} по уравнению (12.22) можно найти значения x , а по выражению (12.21) — значения y .

Согласно правилу фаз

$$\Phi + S = K + 2, \quad (12.23)$$

(где Φ — число фаз, S — число степеней свободы, K — число компонентов смеси), получим для бинарной смеси $S = 2$. Следовательно, равновесную зависимость можно представить, используя две переменные величины (P и x , t и x , P и t , x и y). При $p = \text{const}$ равновесную зависимость можно представить в координатах $t - x$ или $y - x$. Зная температуры и располагая значениями рассчитанных величин x и y , построим диаграмму, характеризующую равновесие в системе. Графики $t - y$ и $t - x$ можно при этом совместить (рис. 12.6).

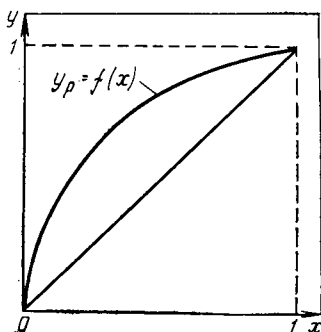


Рис. 12.7. Диаграмма равновесных составов

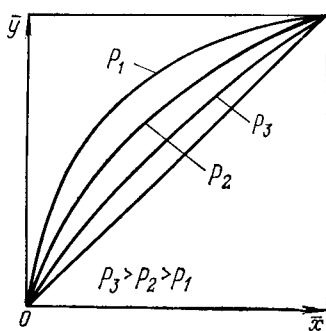


Рис. 12.8. Влияние изменения давления на положение равновесной кривой

Нижняя ветвь на диаграмме $t - x, y$ будет отвечать температурам кипения жидкой смеси, верхняя — температурам конденсации паровой фазы. Располагая этой диаграммой, можно по составу жидкой фазы x_1 найти равновесный ей состав пара y_1 и температуру в системе t_1 .

Для анализа процессов ректификации более удобна диаграмма $y - x$, построенная на основе диаграммы $t - x, y$ (рис. 12.7). Кривая зависимости $y_p = f(x)$ отвечает уравнению

$$y = \frac{P_A x}{P} = \frac{P_A x}{P_A x + P_B (1 - x)} = \frac{P_A x}{P_B + (P_A - P_B) x}. \quad (12.24)$$

Если ввести отношение $P_A/P_B = \alpha$, называемое относительной летучестью компонента A , то

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1) x}. \quad (12.25)$$

Величины P_A и P_B не являются постоянными в диапазоне температур $t_{кА}$ и $t_{кВ}$. Поэтому при упрощенных расчетах в уравнение (12.25) вводится усредненное значение относительной летучести

$$\alpha_{ср} = \sqrt{\alpha_1 \alpha_2}, \quad (12.26)$$

где α_1 и α_2 — относительные летучести при $t_{кА}$ и $t_{кВ}$.

Следует отметить, что изменение давления существенно влияет на положение равновесной зависимости $y_p = f(x)$. Примером может служить семейство равновесных кривых для смеси азот — кислород, построенных для различных давлений (рис. 12.8).

В случаях, когда идеальная смесь состоит из нескольких компонентов, уравнения, связывающие равновесные концентрации, могут быть получены так же, как и для идеальной бинарной смеси. Пусть жидкая смесь состоит из n компонентов, которые обозначаются A, B, C, D и т. д.; мольные доли компонентов в жидкости x_A, x_B, x_C, x_D и т. д.; мольные доли компонентов в паре y_A, y_B, y_C, y_D и т. д. На основе законов Рауля и Дальтона

$$y_A = \frac{P_A}{P} x_A; \quad y_B = \frac{P_B}{P} x_B; \quad y_C = \frac{P_C}{P} x_C; \quad ;$$

$$y_D = \frac{P_D}{P} x_D \text{ и т. д.} \quad (12.27)$$

Общее давление в системе равно

$$P = P_A x_A + P_B x_B + P_C x_C + P_D x_D + \dots = \sum_{i=1}^{i=n} P_i x_i. \quad (12.28)$$

Учитывая изложенное, получим:

$$y_j = P_j x_j \left| \sum_{i=1}^{i=n} P_i x_i \right. \quad (12.29)$$

Введя

$$\frac{P_A}{P_A} = \alpha_A; \quad \frac{P_B}{P_A} = \alpha_B; \quad \frac{P_C}{P_A} = \alpha_C; \quad \frac{P_D}{P_A} = \alpha_D \text{ и т. д.,}$$

получим равновесные концентрации в паре и жидкости для j -го компонента в виде

$$y_j = \alpha_j x_j \left| \sum_{i=1}^{i=n} \alpha_i x_i \right. \quad (12.30)$$

Поведение большинства реальных смесей отличается от поведения идеальных. *Реальные жидкие смеси* характеризуются теплотами смешения компонентов, изменением объема при смешении и т. д.; реальная паровая фаза отклоняется от поведения идеальных газов при больших давлениях: становится необходимым учитывать силы взаимодействия молекул паровой фазы, их собственный объем и т. д. В случае, когда неидеальны паровая и жидкая фазы, зависимость между равновесными концентрациями можно записать в виде зависимости, по форме похожей на уравнение, связывающее равновесные концентрации для идеальных смесей:

$$y_j P v_j = \gamma_j x_j a_j, \quad (12.31)$$

где v_j — поправка на неидеальность паровой фазы; γ_j — поправка на неидеальность жидкой фазы.

Вместо давления насыщенного пара чистого компонента вводится активность a_j , являющаяся функцией температуры и давления.

При умеренных давлениях активность равна давлению насыщенного пара чистого компонента; величина v_j близка к единице, а уравнение, связывающее равновесные концентрации, имеет вид:

$$y_j P = \gamma_j x_j P_j. \quad (12.32)$$

Чтобы использовать это уравнение для расчета равновесных составов, необходимо для каждого компонента знать коэффициент активности γ_j , характеризующий поведение молекул в растворе и их взаимодействие. Коэффициент активности зависит как от концентрации компонентов в смеси, так и от температуры смеси. Имеются уравнения для определения коэффициентов активности как для бинарной, так и для многокомпонентной смесей. Такими уравнениями для бинарной смеси являют-

ся, например, уравнения Ван-Лаара:

$$\lg \gamma_A = \frac{A'}{\left(1 + \frac{x_A}{x_B} \cdot \frac{A'}{B'}\right)^2}; \quad (12.33)$$

$$\lg \gamma_B = \frac{B'}{\left(1 + \frac{x_B}{x_A} \cdot \frac{B}{A'}\right)^2}. \quad (12.34)$$

Величины A' и B' являются постоянными. Приближенно их можно определить теоретически; более точно рассчитать значения A' и B' можно на основе знания некоторого минимума данных по равновесию. Располагая значениями равновесных концентраций в нескольких точках и значениями коэффициентов активности, можно найти A' и B' . Далее из найденных значений A' и B' находим средние. Считая их постоянными и задаваясь значениями x_A , подставляем их в уравнения (12.33) и (12.34); определяем γ_A , γ_B . Затем рассчитываем y_A . Прделав эту расчетную операцию для ряда значений x_A , можно построить кривую равновесной зависимости.

Рассмотрим пример, когда неидеальна жидкая фаза (смесь составлена из компонентов A и B , полностью нерастворимых друг в друге), а паровая фаза идеальна. В случае полной нерастворимости компонентов A и B силы взаимодействия молекул этих компонентов равны нулю, а каждый из них ведет себя независимо друг от друга. Рассматриваемая смесь закипает при давлении

$$P = P_A + P_B. \quad (12.35)$$

При нерастворимости компонентов парциальное давление каждого компонента равно давлению насыщенного пара при той же температуре. Температура кипения смеси $t_{см}$ остается постоянной независимо от состава жидкой смеси (линия $a-b-d$ на рис. 12.9, a). Так как в природе нет абсолютно нерастворимых друг в друге веществ, в интервалах незначительной растворимости одного компонента в другом температура кипения по линиям ac или de будет меняться до температуры кипения основного компонента смеси. В областях растворимости будет происходить плавное изменение температур конденсации пара по линиям cb и eb . В точке b будет конденсироваться пар состава y_0 , причем значение этой величины равно

$$y_0 = P_A/P = \text{const.} \quad (12.36)$$

На основе представленной диаграммы $t-x$, y можно построить равновесную зависимость в координатах $y-x$ (рис. 12.9, b). Равновесная зависимость — кривая, пересекающая диагональ квадрата $y-x$.

Для частично растворимых смесей линия постоянных температур уже (рис. 12.10, a). Для неидеальных хорошо раство-

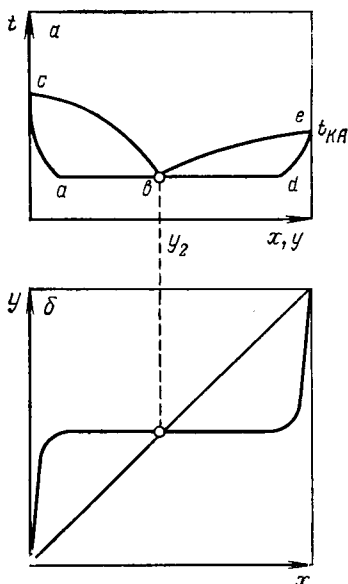


Рис. 12.9. Диаграммы $x, y-t$ (а) и $x-y$ (б) для взаимно нерастворимых жидкостей

римых смесей характерны зависимости с явно выраженными минимумами (рис. 12.10, б) или максимумами (рис. 12.10, в) температур кипения смеси.

На приведенных диаграммах имеются точки пересечения равновесной линии с диагональю, в которых состав пара равен составу жидкости. Это так называемые точки азеотропных составов, которые определяют возможные границы разделения жидких смесей методом ректификации.

12.5. ПРИНЦИП РЕКТИФИКАЦИИ

Сущность процесса ректификации рассмотрим на простейшем примере разделения двухкомпонентной смеси. При ректификации исходная смесь делится на две части: часть, обогащенную легколетучим компонентом, — дистиллят, и часть, обедненную легколетучим компонентом — остаток. Обозначим: G_f — количество смеси, поступающей на ректификацию, кмоль; G_p — количество поступающего дистиллята, кмоль; G_w — количество получающегося остатка, кмоль; x_f, x_p, x_w — содержание легколетучего компонента соответственно в исходной смеси, дистилляте и остатке, мольн. доли.

При принятых обозначениях материальному балансу разделения отвечают два равенства:

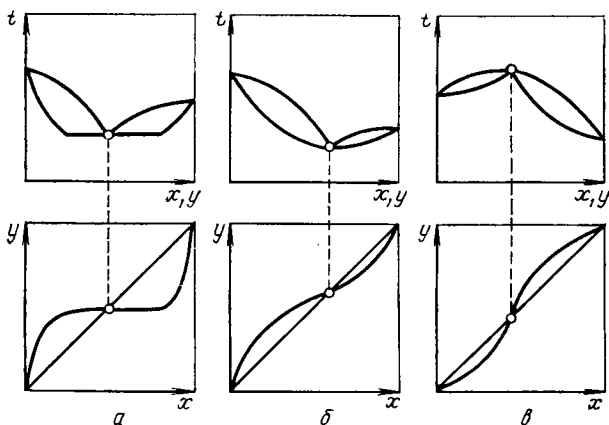


Рис. 12.10. Равновесные кривые для различных типов двойных смесей

для всей смеси

$$G_f = G_p + G_w; \quad (12.37)$$

для легколетучего компонента в смеси

$$G_f x_f = G_p x_p + G_w x_w. \quad (12.38)$$

Из двух последних равенств найдем:

$$G_p = G_f \frac{x_f - x_w}{x_p - x_w}; \quad G_w = G_f \frac{x_p - x_f}{x_p - x_w}. \quad (12.39)$$

Отнесем количество исходной смеси и остатка к 1 кг дистиллята и обозначим $G_f/G_p = F$, а $G_w/G_p = W$. Тогда уравнения (12.37) и (12.38) примут вид:

$$F = 1 + W; \quad (12.40)$$

$$F x_f = x_p + W x_w = x_p + (F - 1) x_w. \quad (12.41)$$

Обычно ректификационный аппарат состоит из двух частей, или ступеней — верхней и нижней, каждая из которых представляет собой любым способом организованную поверхность контакта фаз между паром и жидкостью.

Сущность процесса ректификации можно характеризовать как *разделение жидкой смеси на дистиллят и остаток в результате противоточного взаимодействия жидкости с парами*.

В нижней ступени (рис. 12.11) исходная, подвергаемая разделению смесь, взаимодействует с паром, начальный состав которого равен составу остатка; вследствие этого из смеси извлекается легколетучий компонент.

В верхней ступени пар начального состава, соответствующего составу исходной смеси, взаимодействует с жидкостью, начальный состав которой равен составу дистиллята; вследствие этого пар обогащается легколетучим компонентом до требуемого предела, а менее летучий компонент извлекается из паровой фазы.

Пар для питания ректификационного аппарата получается многократным испарением жидкости, имеющей тот же состав, что и остаток, а жидкость — многократной конденсацией пара, имеющего состав, одинаковый с составом дистиллята.

Рассматривая взаимодействие пара и жидкости в ректификационном аппарате, сделаем следующие допущения:

а) мольные теплоты испарения компонентов одинаковы, поэтому каж-

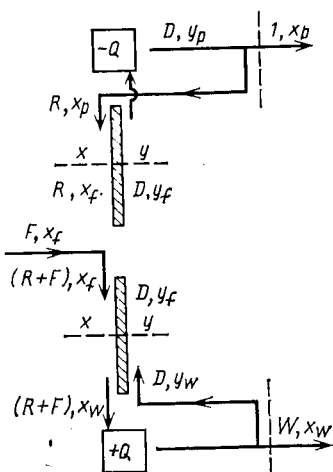


Рис. 12.11. Принципиальная схема ректификации

дый килограмм-моль пара при конденсации испаряет соответственно килограмм-моль жидкости и, следовательно, мольный поток пара, движущегося в аппарате снизу вверх, одинаков в любом сечении аппарата;

б) при конденсации пара в конденсирующем устройстве агрегата не происходит изменения состава пара и, следовательно, состав пара, уходящего из ректификационного аппарата, равен составу дистиллята $y_p = x_p$;

в) при испарении жидкости в нижней части агрегата испарителя не происходит изменения ее состава и, следовательно, состав пара, образующегося в испарителе, равен составу остатка $y_w = x_w$.

Количество дистиллята, полученного в конденсаторе, равно количеству пара, направляющемуся в это устройство. Полученный в конденсаторе дистиллят делится на две части — одна часть направляется обратно в колонну (флегма), другая является отбираемым продуктом (дистиллят).

Пусть для получения 1 кмоль дистиллята необходимы испарение D кмоль жидкости и возврат в аппарат путем конденсации для взаимодействия с паровым потоком R кмоль. Последнюю величину назовем *флегмовым числом*; она представляет собой отношение количества возвращенного в колонну дистиллята (флегмы) к количеству отобранного дистиллята в виде продукта.

Количество пара, полученного в нижней части ректификационного аппарата, проходящего по колонне и переходящего в конденсатор, называемый дефлегматором, равно

$$DG_p = G_p R + G_p \quad \text{или} \quad D = R + 1. \quad (12.42)$$

Полученное равенство доказывает, что *разделение смеси при ректификации возможно в результате взаимодействия потоков паров и жидкостей в ректификационном аппарате при кратности испарения $(R+1)$ и кратности конденсации R* .

Для определения флегмового числа и вывода уравнений линий рабочих концентраций необходимо рассмотреть материальный баланс ректификации.

Материальный баланс ректификации по летучему компоненту может быть выражен общим для всех массообменных процессов равенством

$$Gdy = L(-dx). \quad (12.43)$$

Пусть количество взаимодействующих паров составит G кмоль, а жидкости L кмоль. Тогда, согласно принятым обозначениям, $G = (R+1) G_p$, а $L = R G_p$ — для верхней части ректификационного аппарата и $L = (R+F) G_p$ — для нижней части аппарата. Таким образом, для верхней и нижней частей аппарата уравнения материального баланса запишутся в виде

$$(R+1) dy = R(-dx); \quad (12.44)$$

$$(R+1) dy = (R+F)(-dx). \quad (12.45)$$

Для произвольного сечения верхней части аппарата, где рабочие концентрации x и y , и верха, где концентрации x_p и y_p , из уравнения (12.44) получим:

$$(R+1)(y_p - y) = (R+1)(x_p - x) = R(x_p - x). \quad (12.46)$$

или

$$y = \frac{R}{R+1} x + \frac{x_p}{R+1} = Ax + B. \quad (12.47)$$

Для произвольного сечения нижней части аппарата, где рабочие концентрации x и y , и низа, где концентрации жидкости и пара x_w и y_w , из уравнения (12.45) найдем:

$$(R+1)(y - y_w) = (R+1)(y - x_w) = (F+R)(x - x_w). \quad (12.48)$$

или

$$y = \frac{R+F}{R+1} x - \frac{F-1}{R+1} x_w = A'x + B'. \quad (12.49)$$

Уравнения (12.47) и (12.49) являются уравнениями линий рабочих концентраций для верхней и нижней части ректификационного аппарата.

Кроме того, из уравнения (12.44) для сечения аппарата, соответствующего вводу исходной смеси (x_f , y_f), и верха аппарата (x_p , y_p) имеем:

$$(R+1)(x_p - y_p) = R(x_p - x_f), \quad (12.50)$$

откуда

$$R = (x_p - y_p)/(y_f - x_f). \quad (12.51)$$

12.6. РАБОЧИЕ ЛИНИИ ПРОЦЕССА РЕКТИФИКАЦИИ В $y-x$ -ДИАГРАММЕ

Положения линий рабочих концентраций в $y-x$ -диаграмме зависят не только от состава исходной смеси, но также от ее тепловых параметров. Возможны следующие случаи питания аппарата исходной смесью: 1) при температуре ниже, чем температура кипения; 2) при температуре кипения; 3) смесью насыщенного пара и жидкости; 4) насыщенным паром; 5) перегретым паром.

Рассмотрим подробно два случая: питание аппарата жидкой смесью при температуре кипения и питание аппарата исходной смесью в виде насыщенного пара.

Питание аппарата жидкой смесью при температуре кипения. В рассматриваемом случае возможны два предельных положения рабочих линий: $1-3'$ для верха и $3'-2$ для низа колонны; $1-3''$ для верха и $3''-2$ для низа колонны (рис. 12.12, а).

Первому положению отвечает бесконечно большое флегмовое число, при котором [уравнение (12.47)] отрезок, отсекаемый на оси ординат рабочей линией верхней части колонны,

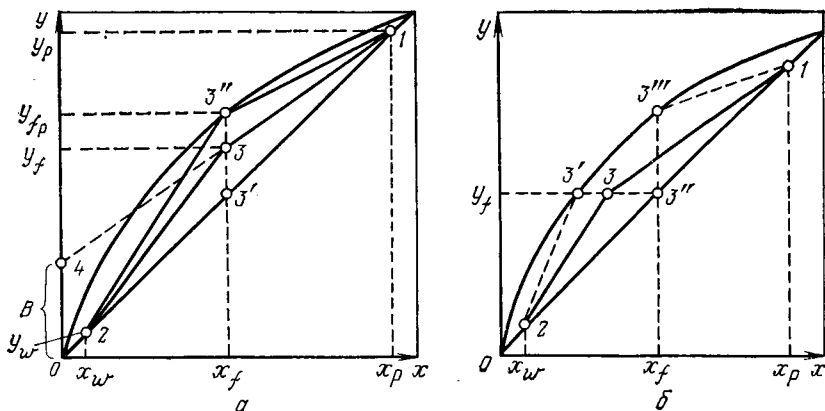


Рис. 12.12. Диаграмма x — y для случаев питания аппарата жидкостью (а) и паром (б)

$B = x_p / (R + 1) = 0$, и, следовательно, изменение рабочих концентраций в аппарате отвечает уравнению $y = x$ и обе рабочие линии лежат на диагонали диаграммы.

В этих условиях ректификационный аппарат работает без отбора дистиллята и кубовой жидкости, что допустимо и целесообразно только при испытаниях аппаратуры и при проведении научно-исследовательских работ. Как видно из рис. 12.13, а, бесконечно большому флегмовому числу соответствует максимальная движущая сила.

Второе предельное положение рабочих линий (1—3''—2) соответствует пересечению их на равновесной кривой в точке 3''. Очевидно, что в этой точке движущая сила $y_p - y = 0$ и, следовательно, ректификационный аппарат должен иметь бесконечно большую поверхность фазового контакта. Флегмовое число при этом минимально и равно

$$R_{\min} = (x_p - y_{fp}) / (y_{fp} - x_p), \quad (12.52)$$

где y_{fp} — состав пара, находящегося в равновесии с жидкостью, поступающей на ректификацию.

Положение рабочих линий 1—3—2 соответствует работе заводской ректификационной аппаратуры. Точка 3, очевидно, может приближаться либо к своему верхнему пределу 3'', либо к нижнему 3'. Соответственно этому изменяются флегмовое число и движущая сила процесса.

Поскольку проведение ректификации связано с испарением жидкости и соответствующими затратами тепла, на основании изложенного можно сформулировать одно из важнейших правил ректификации: с уменьшением флегмового числа и, следовательно, затрат тепла на проведение процесса уменьшается движущая сила, и наоборот.

Оптимальное (рабочее) флегмовое число можно найти, исходя из минимального объема колонны.

Количество пара, проходящего через ректификационную колонну, равно $G_p(R+1)$, а объемная скорость его

$$V_G = G_p(R+1)/(3600\rho_G), \quad (12.53)$$

где V_G — объемная скорость пара в колонне, $\text{м}^3/\text{с}$; ρ_G — плотность смеси, $\text{кг}/\text{м}^3$; G_p — количество дистиллята, $\text{кг}/\text{ч}$.

Сечение колонны при заданной скорости пара и G_p является величиной, пропорциональной $(R+1)$, а высота аппарата пропорциональна числу единиц переноса. Следовательно, произведение $m_x(R+1)$ пропорционально рабочему объему аппарата.

Как известно, число единиц переноса равно

$$m_x = \int_{x_B}^{x_H} \frac{dx}{x - x_p}.$$

В общем случае, при условии нелинейной равновесной зависимости величина m_x определяется графическим интегрированием.

Задаваясь рядом значений R в пределах $R_{\min} < R < \infty$, получим ряд положений рабочих линий 1—2—6, 1—3—6, 1—4—6, 1—5—6 (рис. 12.13). Для ряда положений рабочих линий графическим интегрированием найдем ряд значений m_x . Построив график зависимости $m_x(R+1) = f(R)$, по минимуму значения этой функции находим $R_{\text{опт}}$ (рис. 12.14).

Определение $R_{\text{опт}}$ при условии минимального рабочего объема дополняется иногда и условиями минимума эксплуатацион-

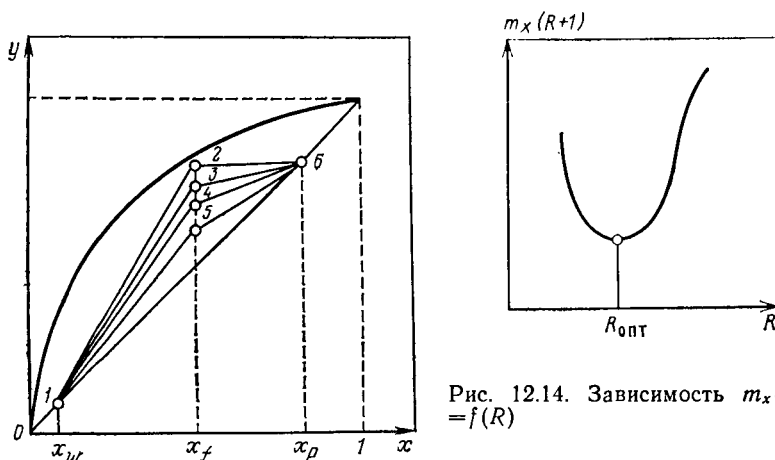


Рис. 12.14. Зависимость $m_x(R+1) = f(R)$

Рис. 12.13. К определению оптимального флегмового числа

ных расходов, хотя величина $R_{\text{опт}}$, определенная по изложенной выше методике, мало отличается от величины, найденной с учетом другого критерия оптимальности.

Построение рабочих линий на диаграмме $y-x$ (рис. 12.12, а) проводят обычно следующим путем. Точки 1 и 2 отмечают на диагонали диаграммы по заданным составам дистиллята x_p и остатка x_w соответственно ранее указанному допущению о равенстве составов паров, уходящих с верхней тарелки, и дистиллята, а также паров, поступающих на нижнюю тарелку, и кубовой жидкости.

Абсциссу точки 3 легко определить как точку пересечения рабочих линий для верхней и нижней частей колонны. Обозначив абсциссу точки пересечения рабочих линий через x_n , из уравнений (12.47) и (12.49) найдем:

$$\frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_p}{R+1} = \frac{F+R}{R+1} x_n - \frac{F-1}{R+1} x_w, \quad (12.54)$$

откуда

$$x_n = [x_p + (F-1) x_w] / F. \quad (12.55)$$

Но из уравнения (12.41) следует:

$$x_f = [x_p + (F-1) x_w] / F,$$

а это означает, что абсцисса точки пересечения рабочих линий соответствует составу исходной смеси, поступающей на ректификацию.

Для определения положения точки 3 на диаграмме $y-x$ находят рабочее флегмовое число $R > R_{\text{min}}$, вычисляют отрезок $B = x_p / (R+1)$ и откладывают его на оси ординат. После этого проводят прямые 1—4 и $x = x_f$; пересечением указанных прямых и определяется положение точки 3. Соединив точки 2 и 3 прямой, получают ломаную линию 1—3—2, отвечающую изменению рабочих концентраций в верхней и нижней частях ректификационного аппарата.

Питание аппарата насыщенными парами. В этом случае положение точки 3 можно выбирать в пределах отрезка 3'—3'' на прямой $y = y_f$ (см. рис. 12.12, б).

Точки 1, 2 и 3 наносят на диаграмму в рассматриваемом случае так же, как и в предыдущем. То же относится и к нахождению оптимального флегмового числа.

Нетрудно показать, что для питания ректификационного аппарата смесью, состоящей из насыщенных паров и жидкости, точка пересечения рабочих линий 3 должна находиться в области 3'—3''—3'''; при питании перегретыми парами — в области 2—3'—3''; при питании жидкостью, температура которой ниже, чем температура кипения, — в области 1—3''—3'''.

12.7. РЕКТИФИКАЦИЯ МНОГОКОМПОНЕНТНЫХ СМЕСЕЙ

Задача разделения многокомпонентных смесей в практике встречается гораздо чаще, чем двухкомпонентных, поэтому ректификация многокомпонентных смесей является основным процессом ректификации в производствах.

Возможные схемы разделения многокомпонентных смесей. Схема разделения на составляющие двухкомпонентных смесей однозначна, в то время как для многокомпонентных смесей представляется некоторая свобода выбора схемы разделения. Пусть смесь состоит из трех компонентов A , B и C , причем относительные летучести их α_A , α_B и α_C .

На первый взгляд разделение указанной смеси на компоненты возможно двумя путями, показанными на рис. 12.15. Следует подчеркнуть, что первая схема разделения и аналогичные ей возможны всегда. Вторая схема и аналогичные ей возможны не всегда, и использование их ограничивается соотношением относительных летучестей компонентов и их содержанием в исходной смеси.

Так, в рассмотренном примере возможность отделения смеси компонентов A и B от C имеется лишь при условии $\alpha_B > \Sigma \alpha_x$ (где $\Sigma \alpha_x$ — суммарная относительная летучесть остальных двух компонентов). Иными словами, отделение в паровой фазе j -го компонента возможно только в том случае, когда его относительная летучесть α_j больше средней относительной летучести всех компонентов:

$$\Sigma \alpha_x = \alpha_A x_A + \alpha_B x_B + \alpha_C x_C + \dots \quad (12.56)$$

Из рассмотренного примера одновременно следует, что для разделения многокомпонентных смесей непрерывным методом на n частей необходимо $n - 1$ ректификационных аппаратов. Уравнения, связывающие рабочие концентрации, в процессах ректификации многокомпонентных смесей. Составляя матери-

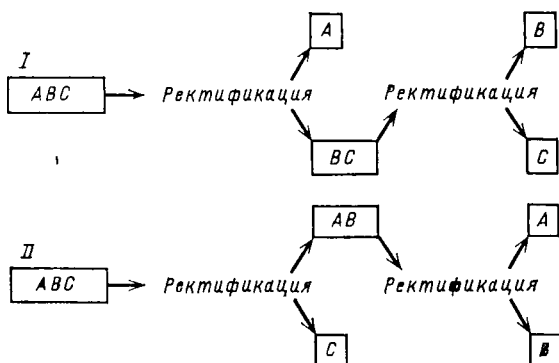


Рис. 12.15. Принципиальные схемы ректификации многокомпонентной смеси

альный баланс для каждого компонента смеси, аналогично уравнениям рабочих линий в случае разделения бинарной смеси, получим:

для верхней части колонны

$$\begin{aligned} y_A &= \frac{R}{R+1} x_A + \frac{x_{Ap}}{R+1}; \\ y_B &= \frac{R}{R+1} x_B + \frac{x_{Bp}}{R+1}; \\ y_C &= \frac{R}{R+1} x_C + \frac{x_{Cp}}{R+1}, \end{aligned} \quad (12.57)$$

где x_A, x_B, x_C — содержание компонентов A, B и C в жидкости в любом сечении укрепляющей части ректификационного аппарата, мол. доли; y_A, y_B, y_C — содержание компонентов A, B и C в паре в любом сечении укрепляющей части ректификационного аппарата (мол. доли), где концентрации жидкости соответственно равны x_A, x_B и x_C ; x_{Ap}, x_{Bp} и x_{Cp} — содержание компонентов A, B и C в дистилляте, мол. доли.

Для нижней части колонны

$$\begin{aligned} y_A &= \frac{R+F}{R+1} x_A - \frac{F-1}{R+1} x_{Aw}; \\ y_B &= \frac{R+F}{R+1} x_B - \frac{F-1}{R+1} x_{Bw}; \\ y_C &= \frac{R+F}{R+1} x_C - \frac{F-1}{R+1} x_{Cw}, \end{aligned} \quad (12.58)$$

где x_A, x_B, x_C — содержание компонентов A, B и C в жидкости в любом сечении исчерпывающей части ректификационного аппарата, мол. доли; y_A, y_B, y_C — содержание компонентов A, B и C в паре в любом сечении исчерпывающей части ректификационного аппарата (мол. доли), где концентрации жидкости соответственно равны x_A, x_B и x_C ; x_{Aw}, x_{Bw}, x_{Cw} — содержание компонентов A, B и C в кубовом остатке, мол. доли.

Аналогично, как и в случае разделения бинарной смеси, минимальное флегмовое число можно определить по уравнению (12.52) — например, по компоненту A :

$$R_{\min} = (x_{Ap} - y_{Af}) / (y_{Af} - x_{Af}),$$

где y_{Af} — концентрация компонента A в паре, равновесном с жидкостью состава исходной смеси, мол. доли; x_{Af} — концентрация компонента A в исходной смеси, мол. доли.

12.8. ТЕПЛОВОЙ БАЛАНС ПРОЦЕССА РЕКТИФИКАЦИИ

Обозначим: Q_1 — тепло, поступающее в кипятильник ректификационного аппарата с греющим паром, кДж/ч; Q_2 — тепло, поступающее с разделяемой смесью, кДж/ч; Q_3 — тепло, поступающее с флегмой, кДж/ч; Q_4 — тепло, уходящее с парами, кДж/ч; Q_5 — тепло, уходящее с остатком, кДж/ч; Q_6 — тепло, теряемое в окружающую среду, кДж/ч (рис. 12.16).

При принятых обозначениях тепловой баланс процесса может быть выражен равенством:

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5 + Q_6. \quad (12.59)$$

или

$$Q_1 = G_f c_f t_f + R G_p c_p t_p = G_p (R + 1) (r_p + c_p t_p) + G_w c_w t_w + Q_6, \quad (12.60)$$

где c_f , c_p , c_w — теплоемкости соответственно исходной смеси, дистиллята и остатка, кДж/(кг·град); t_f , t_p , t_w — температура исходной смеси, дистиллята и остатка, °С; r_p — теплота испарения дистиллята, кДж/кг; остальные обозначения прежние.

Из уравнения (12.60) находим расход тепла на проведение процесса ректификации:

$$Q_1 = G_p (R + 1) r_p + G_p c_p t_p + G_w c_w t_w - G_f c_f t_f + Q_6. \quad (12.61)$$

Если нагревание в кипятильнике проводится водяным паром, расход его на проведение процесса составит

$$D = Q_1 / (H - H_K), \quad (12.62)$$

где H — энтальпия водяного пара, кДж/кг; H_K — энтальпия конденсата, кДж/кг.

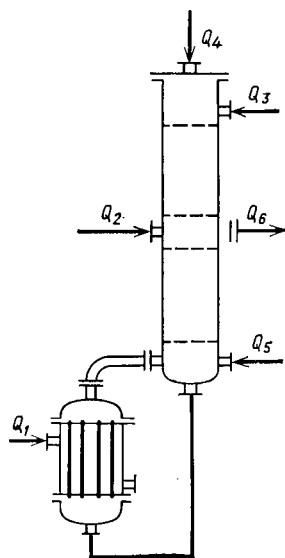
12.9. ПРИНЦИПИАЛЬНЫЕ СХЕМЫ ПРОЦЕССОВ РЕКТИФИКАЦИИ

В технике широко используют ректификационные установки, которые целесообразно классифицировать на периодически и непрерывно действующие.

Периодически действующие ректификационные установки подразделяют, в свою очередь, на установки, работающие в условиях режима постоянной флегмы, и установки, работающие в условиях, обеспечивающих постоянный состав дистиллята.

Схема периодически действующей ректификационной установки приведена на рис. 12.17. Исходная смесь загружается в куб 1, где нагревается до температуры кипения и испаряется. Пары проходят через ректификационную колонну 2, взаимодействуя в противотоке с жидкостью, возвращаемой из дефлегматора 3. В дефлегматоре богатые легколетучим компонентом пары конденсируются, и конденсат поступает в делитель потока 4. Часть жидкости из делителя потока направляется на орошение ректификационной колонны, а другая часть — дистиллят — проходит через холодильник 5 и направляется в сборник 6 или 7.

Рис. 12.16. Схема теплового баланса ректификационной колонны



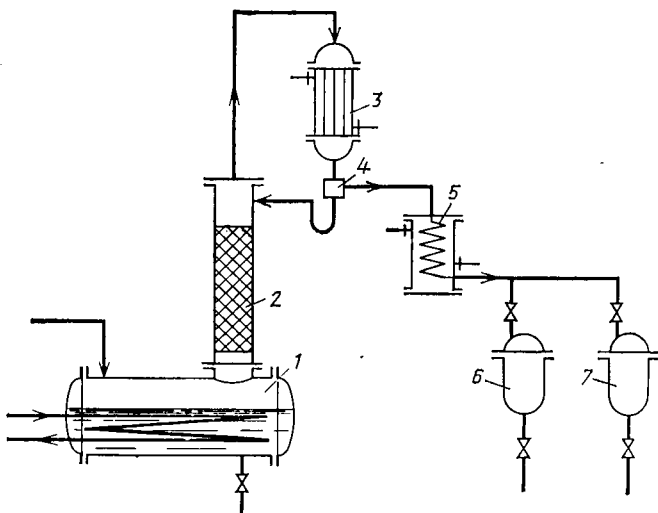


Рис. 12.17. Принципиальная схема ректификационной установки периодического действия:

1 — куб; 2 — ректификационная колонна; 3 — дефлегматор; 4 — разделительный стакан; 5 — холодильник; 6, 7 — сборники

Для обеспечения постоянного состава дистиллята процесс ректификации необходимо проводить при непрерывно изменяющемся флегмовом числе: минимальном в начале процесса и максимальном в конце. Для концентраций x_f и x_p положение рабочей линии находится на основании соображений, изложенных ранее. При этом следует учитывать, что по мере отгонки летучего компонента концентрация его в кубе уменьшается до x_w , проходя через ряд промежуточных значений, например x_1 , x_2 и т. д.

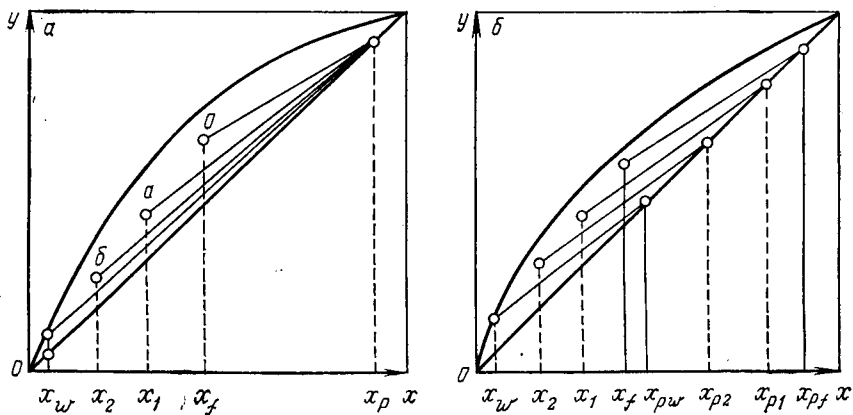


Рис. 12.18. Рабочие линии периодической ректификации с переменным (а) и постоянным (б) флегмовым числом

Определение положения точек a , b и т. д. (рис. 12.18, a), характеризующих соответствующее флегмовое число, возможно путем подбора, а именно: их положение должно отвечать равенству чисел единиц переноса для границ концентраций $x_1 - x_p$, $x_2 - x_p$ и т. д. в пределах концентраций $x_f - x_w$.

По ряду значений флегмовых чисел, отвечающих различным концентрациям летучего компонента в жидкости, можно установить зависимость $R=f(x)$ и путем графического интегрирования найти среднее флегмовое число:

$$R_{\text{ср}} = \frac{1}{x_f - x_w} \int_{x_w}^{x_f} R dx. \quad (12.63)$$

Очевидно, что проведение процесса ректификации периодическим методом при режиме $x_p = \text{const}$ практически весьма затруднительно, поскольку для этого требуется непрерывное и строго программное изменение питания колонны парами и флегмой. Поэтому рассмотренный режим ректификации применяются в промышленности очень редко.

Широко распространен в промышленности процесс ректификации, проводимый периодическим методом в условиях постоянного флегмового числа. Этот процесс для малотоннажных производств имеет преимущество даже по сравнению с процессом непрерывной ректификации. Оно состоит в том, что разделение смеси из любого числа компонентов возможно при помощи одного ректификационного аппарата.

При постоянном флегмовом числе наклон рабочих линий не зависит от концентраций. Пусть в первый момент ректификации концентрация летучего в кубовой жидкости составляет x_f , а в дистилляте x_{pf} (рис. 12.18, b). По мере течения процесса концентрация летучего в кубовой жидкости будет уменьшаться и принимать значения x_1 , x_2 и т. д., вплоть до конечного значения x_w . Соответственно будет уменьшаться и концентрация летучего компонента в дистилляте: x_{p1} , x_{p2} и т. д. В итоге рассмотренного процесса будет получен дистиллят среднего состава в пределах $x_{pf} - x_{pw}$ и остаток состава x_w .

Для каждого конкретного условий ректификации может быть найдена зависимость между составами кубовой жидкости и дистиллята $x_p = f(x)$ и вычислен средний состав получаемого дистиллята:

$$x_{\text{ср}} = \frac{1}{x_f - x_w} \int_{x_w}^{x_f} f(x) dx. \quad (12.64)$$

Четкая ректификация рассмотренным способом за один прием в большинстве случаев неосуществима. Для достижения желаемой четкости разделения используют технологический прием, получивший название *фракционной ректификации*.

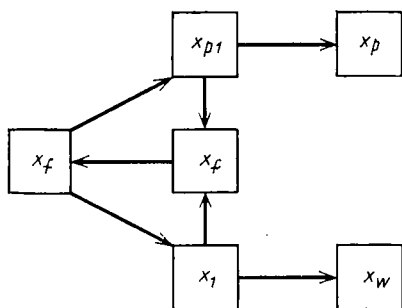


Рис. 12.19. Схема фракционной ректификации

Сущность этого процесса заключается в следующем (рис. 12.19). Если смесь исходного состава x_f должна быть разделена на дистиллят x_p и остаток x_w , причем за один прием разделение осуществить невозможно, ректификацию проводят следующим

образом. Из первоначальной загрузки жидкости состава x_f в результате ректификации получают первую фракцию состава x_p и остаток состава x_1 . Далее остаток подвергают ректификации и получают дистиллят состава x_f , а в остатке — конечный продукт состава x_w . Первую фракцию вновь загружают в куб и в результате ректификации получают дистиллят конечного состава x_p и остаток состава x_f . Этот остаток и дистиллят, имеющий состав, прибавляют к следующей партии исходной смеси, направляемой на ректификацию. Таким образом обеспечивается разделение исходной смеси с требуемой четкостью.

Понятно, что схема, приведенная на рис. 12.19, должна рассматриваться только как пример, характеризующий принцип фракционной ректификации. Для каждого конкретного случая эти схемы должны быть изменены соответственно наиболее выгодным концентрациям промежуточных фракций.

Непрерывно действующие ректификационные установки в зависимости от назначения работают по различным схемам. Далее будут рассмотрены: 1) установки для ректификации

исходной смеси на две составляющие части в аппарате, обеспечивающем как укрепление, так и исчерпывание летучего компонента; 2) установки для экстрактивной и азеотропной ректификации; 3) установки для ректификации многокомпонентных смесей.

Установка для разделения исходной смеси на две составляющие части приведены на

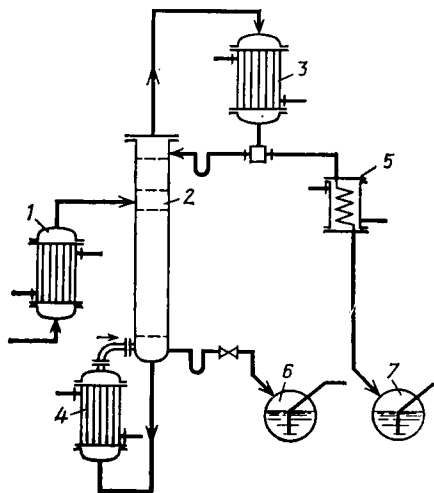


Рис. 12.20. Принципиальная схема ректификационной установки непрерывного действия:

1 — подогреватель; 2 — ректификационная колонна; 3 — дефлегматор; 4 — кипятильник; 5 — холодильник; 6 — сборник кубового остатка; 7 — сборник дистиллята

Рис. 12.21. Зависимость между рабочими и равновесными концентрациями на x — y -диаграмме

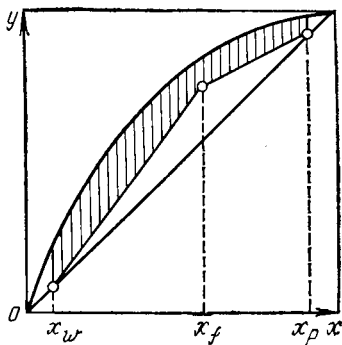


рис. 12.20. Исходная смесь поступает в подогреватель 1, где ее температура повышается за счет тепла греющего водяного пара до температуры кипения. Нагретая смесь поступает в питающую секцию ректификационной колонны 2, присоединяясь к орошению, которое обеспечивается конденсацией паров в дефлегматоре 3.

Необходимое для проведения ректификации многокомпонентное испарение жидкости осуществляется в кипятильнике 4. В дефлегматоре 3 происходит полная конденсация паров. Из делителя потока часть дистиллята отвечающая флегме, возвращается в колонну, а остальная часть проходит через холодильник 5 и направляется в сборник 7. Менее летучая часть исходной смеси непрерывно отбирается из нижней части ректификационного аппарата и поступает в сборник 6.

В рассмотренной схеме не учитывается возможность рационального использования тепла. Практически тепло отходящих потоков можно использовать для нагревания входящих, и в частности, нагревать исходную смесь за счет тепла жидкости, удаляющейся из нижней части колонны.

Зависимости между рабочими и равновесными концентрациями показаны на рис. 12.21; они позволяют находить движущую силу процесса для любой рабочей концентрации.

Питание ректификационного аппарата флегмой кроме способа, показанного на рис. 12.20, возможно и другими способами, показанными на рис. 12.22. В первом случае (рис. 12.22, а) непосредственно над ректификационным аппаратом монтируют дефлегматор 2, осуществляющий частичную конденсацию выходящих паров и возврат полученного конденсата в аппарат 1. Часть паров, по количеству соответствующая дистилляту, проходит через холодильник-конденсатор 3 и в виде жидкости направляется в сборники.

Во втором случае (рис. 12.22, б) выходящие из аппарата 1 пары полностью конденсируются в конденсаторе 2, весь конденсат (дистиллят) собирается в сборнике 4. Часть дистиллята, необходимая для орошения аппарата 1, перекачивается в него насосом 5. Остальное количество дистиллята направляется из сборника 4 либо на дальнейшую переработку, либо в емкости готового продукта.

Следует отметить, что последний способ питания ректификационного аппарата флегмой имеет значительные преимущества перед другими, особенно в многотоннажных производствах.

В химической промышленности применяют установки для процессов экстрактивной и азеотропной ректификации. Сущность этих процессов заключается в том, что к исходной смеси, компоненты которой имеют очень близкие относительные летучести и в силу этого разделение их простой ректификацией осложнено, добавляется в случае экстрактивной ректификации высококипящий компонент, в котором один из разделяемых компонентов растворим хорошо, а второй либо нерастворим, либо трудно растворим, а в случае азеотропной ректификации добавляется компонент, образующий в системе азеотропную смесь либо с максимумом давления паров для пары летучий компонент — добавляемый компонент, либо с минимумом давления паров для пары менее летучий компонент — добавляемый компонент.

Присутствие экстрагирующего компонента приводит к уменьшению сил притяжения частиц нерастворимого компонента и в результате к увеличению его относительной летучести. Присутствие компонента, образующего азеотропную смесь, также способствует отделению одного из компонентов смеси в составе азеотропной смеси.

Практически процессы экстрактивной и азеотропной ректификации сводятся к отделению пары хорошо растворимый компонент смеси — растворитель или азеотропной смеси и вторичному разделению полученных при отделении смесей.

Принципиальная схема экстрактивной ректификации приведена на рис. 12.23. В ректификационную колонну 1 вводят исходную смесь I и экстрагирующий компонент II. В результате ректификации в дистилляте оказывается трудно растворимый компонент, а в остатке смесь хорошо растворимого и экстрагирующего компонентов. Эта смесь поступает в колонну 2 и в ходе последующей ректификации делится на хорошо ра-

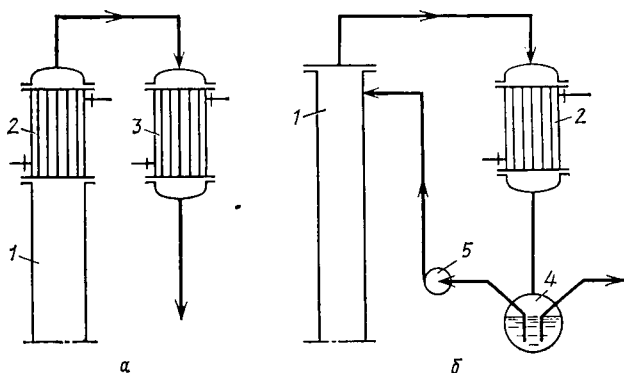


Рис. 12.22. Способы питания ректификационного аппарата флегмой:

а — при частичной конденсации пара; б — при полной конденсации пара; 1 — ректификационная колонна; 2 — конденсатор; 3 — холодильник-конденсатор; 4 — сборник; 5 — насос

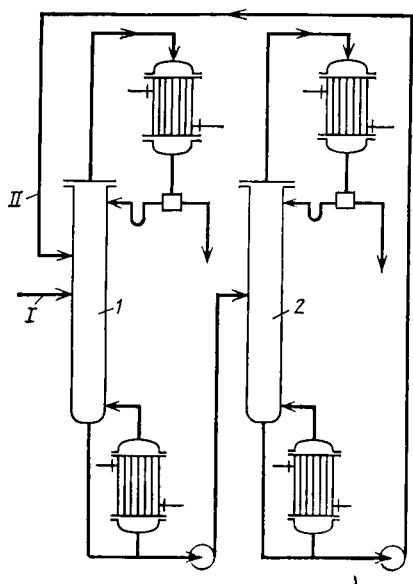


Рис. 12.23. Принципиальная схема установки для экстракционной ректификации:

I, *2* — ректификационные колонны; *I* — исходная смесь; *II* — экстрагирующий компонент

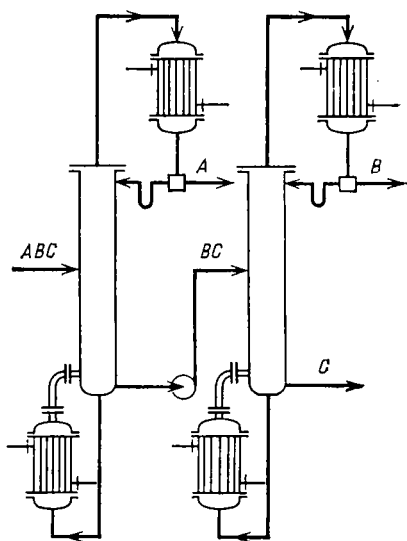


Рис. 12.24. Принципиальная схема разделения многокомпонентной смеси

створимый компонент, отходящий в дистиллят, и экстрагирующий компонент, собирающийся в остатке. После второй ректификации экстрагирующий компонент возвращается в колонну *I* и таким образом замкнуто циркулирует в ректификационном агрегате.

Ректификация многокомпонентных смесей непрерывным методом осуществляется в многоколонных агрегатах (рис. 12.24). Если исходная смесь должна быть разделена на три части *A*, *B* и *C*, то одна колонна может обеспечить разделение либо на *A*+*BC*, либо на *AB*+*C*; для последующего разделения *AB* или *BC* необходима вторая колонна. Следовательно, для разделения исходной смеси на *n* частей необходим ректификационный агрегат, состоящий из *n*—1 ректификационных аппаратов.

12.10. РАЗДЕЛЕНИЕ СМЕСЕЙ, ОСНОВАННОЕ НА РАЗЛИЧИИ СОСТАВОВ ЖИДКОСТИ И ПАРОВ

Наряду с ректификацией в химической технике широко используют и другие способы разделения жидких однородных смесей, основанные на неравенстве составов жидкостей и образующихся над ними паров. К этим способам следует отнести

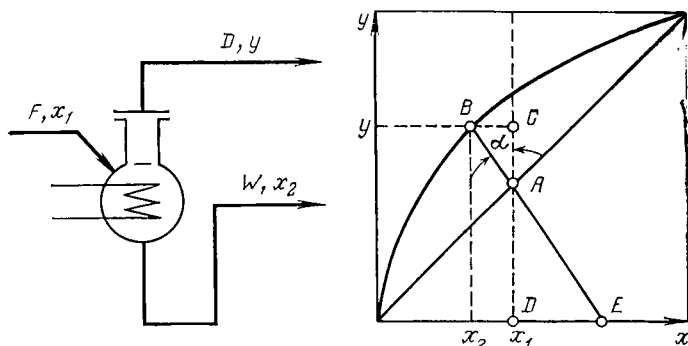


Рис. 12.25. Принципиальная схема процесса однократного испарения

однократное испарение, простую перегонку, молекулярную перегонку и перегонку в токе водяного пара.

Однократное испарение. Сущность процесса заключается в том, что часть подлежащей разделению жидкости испаряется и весь образующийся пар находится в равновесии с оставшейся жидкостью. Этот процесс применяют в технологии переработки нефти, а также при проведении физико-химических исследований.

Схема процесса показана на рис. 12.25. Из рисунка видно, что в аппарате полного смешения равновесный состав паров отвечает составу жидкости, уходящей из аппарата.

Уравнение материального баланса для рассматриваемого процесса

$$Fx_1 = Wx_2 + Dy = Wx_2 + (F - W)y,$$

или

$$F(x_1 - y) = W(x_2 - y),$$

откуда

$$W/F = (x_1 - y)/(x_2 - y). \quad (12.65)$$

Последнее уравнение совместно с уравнением равновесия $y_p = f(x)$ может быть решено либо путем подбора, либо графически. Последний путь более прост.

Из уравнения (12.65) и рис. 12.26 следует:

$$\frac{F}{W} = \frac{y - x_2}{y - x_1} \quad \text{или} \quad \frac{F - W}{W} = \frac{x_1 - x_2}{y - x_1} = K = \tan \alpha.$$

График (рис. 12.25) дает возможность вычислить величину K , а по ней и количество кубовой жидкости:

$$W = F/(K + 1). \quad (12.66)$$

Простая перегонка. При простой перегонке (рис. 12.26), проводимой периодическим методом, смесь загружают в куб 1, обогреваемый либо паром через змеевик или рубашку, либо

дымовыми газами. После нагрева смеси до температуры кипения образующиеся пары отводятся из куба, конденсируются в аппарате 2, и конденсат поступает в сборники 3. Остаток удаляется из куба по окончании операции.

По мере испарения смеси содержание летучего компонента в дистилляте непрерывно уменьшается, будучи максимальным в начале и минимальным в конце перегонки. Это позволяет в случае необходимости получать несколько фракций дистиллятов различного состава, отводя их в разные сборники. Способ перегонки с разделением смеси на несколько фракций, в различной степени обогащенных летучим компонентом, называют *фракционной перегонкой*.

Простая перегонка может проводиться при атмосферном давлении или под вакуумом. В последнем случае неконденсирующиеся газы отсасываются из приемников дистиллята вакуум-насосом.

При простой перегонке образующийся пар отводится из аппарата и в каждый данный момент находится в равновесии с оставшейся жидкостью.

Пусть в некоторый момент количество жидкости в аппарате равно W , а ее состав x . За бесконечно малый промежуток времени количество жидкости и состав ее меняются и составляют соответственно $(W-dW)$ и $(x-dx)$. Количество образующегося за этот промежуток времени пара равно уменьшению количества жидкости dW , а его состав y является равновесным с x . Содержание летучего компонента в жидкости к началу рассматриваемого промежутка времени составляет Wx , а к концу $(W-dW)(x-dx)$. Количество же летучего ком-

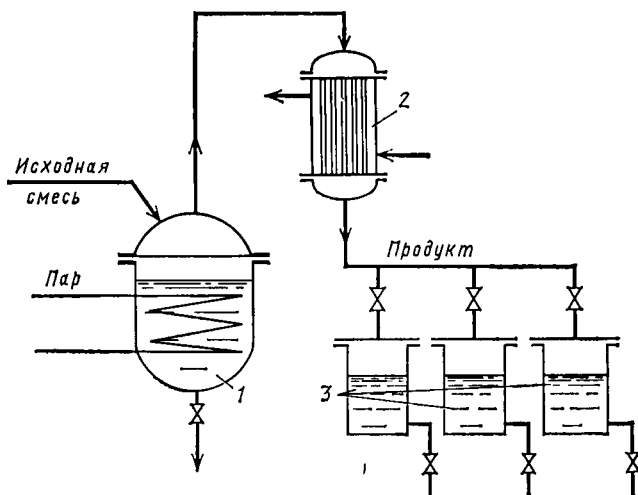


Рис. 12.26. Схема установки для простой перегонки:
1 — куб; 2 — конденсатор; 3 — сборники

понента, перешедшего за этот промежуток времени в пар, равно $y dW$. Таким образом, уравнение материального баланса по летучему компоненту за рассматриваемый промежуток времени может быть записано так:

$$Wx = (W - dW)(x - dx) + ydW.$$

Раскрывая скобки и пренебрегая членом $dWdx$, представляющий собой произведение двух бесконечно малых величин, получим:

$$Wdx = (y - x) dW \quad \text{или} \quad \frac{dW}{W} = \frac{dx}{y - x}. \quad (12.67)$$

В начальный момент перегонки количество жидкости в аппарате равно количеству начальной смеси F (состава x_F), а в конечный момент — количеству остатка W (состава x_W). Таким образом, пределы интегрирования для левой части будут F и W , для правой части x_F и x_W :

$$\int_W^F \frac{dW}{W} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y - x}.$$

Выполняя интегрирование левой части и переходя к десятичным логарифмам, получим:

$$2,3 \lg \frac{F}{W} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y - x}. \quad (12.68)$$

Интеграл в правой части уравнения (12.68) определяется графически. Как было показано ранее, расчет можно проводить как в массовых, так и в мольных концентрациях.

Простая перегонка с дефлегмацией. Степень разделения компонентов в условиях простой перегонки может быть повышена применением дефлегмации (рис. 12.27). В этом случае пары, уходящие из куба 1, поступают в дефлегматор 2, в котором они конденсируются не полностью, а частично. При частичной конденсации конденсируется преимущественно менее летучий компонент и пары обогащаются летучим компонентом. Полученный в дефлегматоре конденсат или флегма возвращается в перегонный аппарат и подвергается многократному испарению.

Вывод уравнения (12.67) справедлив и для простой перегонки с дефлегмацией, с той лишь разницей, что во всех уравнениях состава пара y , равновесный с составом жидкости x , должен быть заменен на состав пара y' , выходящего из дефлегматора. Таким образом, уравнение (12.68) примет вид:

$$2,3 \lg \frac{F}{W} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y' - x}. \quad (12.69)$$

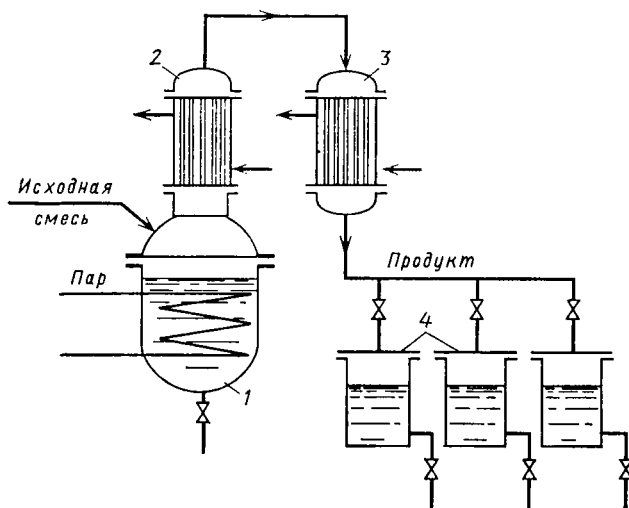


Рис. 12.27. Схема установки для простой перегонки с дефлегмацией:
1 — куб; 2 — дефлегматор; 3 — конденсатор; 4 — сборники

Состав y' определяется из материального баланса дефлегматора (рис. 12.28). Пусть количество флегмы Φ , а ее состав x' , причем x' и y' находятся в равновесии. Количество пара, поступающего из перегонного аппарата в дефлегматор, будет $(\Phi + P)$, а состав этого пара y находится в равновесии с составом жидкости x в аппарате.

Материальный баланс дефлегматора

$$(\Phi + P)y = Py' + \Phi x'.$$

Деля обе части уравнения на P и вводя флегмовое число R , получим:

$$(R + 1)y = y' + Rx', \quad \text{откуда} \quad R = (y' - y)/(y - x'). \quad (12.70)$$

На рис. 12.28 точка A соответствует состоянию пара перед дефлегматором, а точка B — состоянию пара после дефлегма-

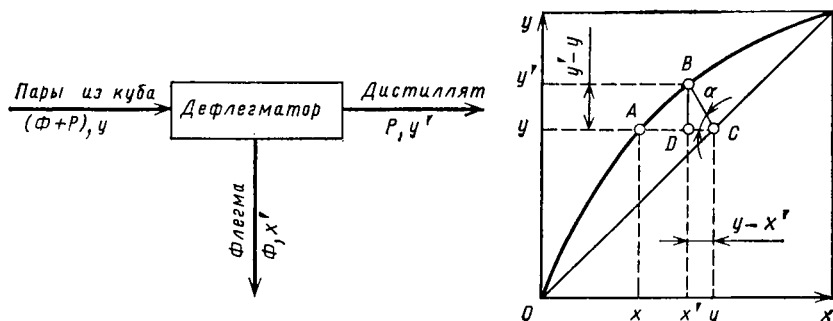


Рис. 12.28. К определению материального баланса простой перегонки с дефлегмацией

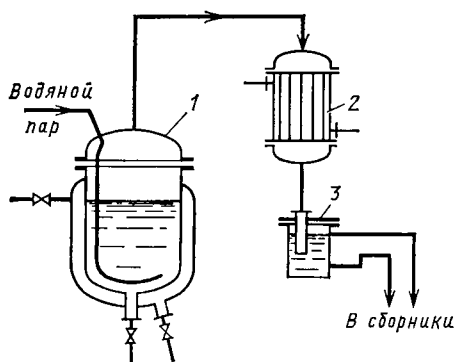


Рис. 12.29. Принципиальная схема установки для перегонки в токе водяного пара:

1 — куб; 2 — конденсатор; 3 — сепаратор

BD равна $(y' - y)$, а длина отрезка DC равна $(y - x')$. Таким образом,

$$\operatorname{tg} \alpha = (y' - y)/(y - x').$$

Сравнивая это выражение с уравнением (12.70), найдем: $\operatorname{tg} \alpha = R$.

Следовательно, для построения точки B надо из точки A провести горизонтальную линию до пересечения с диагональю, а через полученную на диагонали точку провести прямую под углом к оси абсцисс, тангенс которого равен R . Точка пересечения этой прямой с линией равновесия и будет искомой точкой B , ордината которой равна составу пара после дефлегматора y' . Делая такое построение для различных значений x , вычисляют $1/(y' - x)$ для этих значений, после чего графически определяют интеграл в правой части уравнения (12.69).

Перегонка в токе водяного пара. Перегонку в токе водяного пара применяют с целью извлечения компонентов из смесей, компоненты которых имеют очень малую летучесть. В этих процессах отгоняемый компонент получают обычно в виде смеси с водой при температуре кипения, в условиях атмосферного давления меньшей, чем температура кипения воды.

Технологическая схема процесса показана на рис. 12.29. Исходную смесь загружают в куб 1, где нагревают до температуры перегонки. Далее через смесь пропускают водяной пар, взаимодействующий с ее компонентами.

Образующаяся в результате взаимодействия паровая смесь поступает в конденсатор 2 и далее в сепаратор 3. В этом аппарате нерастворимые друг в друге жидкости расслаиваются и стекают в соответствующие сборники, не показанные на схеме.

Соотношение между количествами введенного водяного пара и отогнанного компонента может быть выражено следующим образом. Согласно закону Дальтона,

$$y_K = P_K/P; \quad y_B = P_B/P,$$

где p_K и p_B — давление паров отогнанного компонента и воды; y_K , y_B — концентрации компонента и водяного пара, мол. доли,

На основании изложенного получим:

$$\frac{y_K}{y_B} = \frac{P_K}{P_B} \quad \text{или} \quad \frac{G_K}{G_B} = \frac{P_K M_K}{P_B M_B}, \quad (12.71)$$

где G_K — масса отогнанного компонента; M_K , M_B — молекулярные массы компонента и воды; G_B — масса водяного пара.

Если теперь принять, что парциальное давление водяного пара

$$P_B = P - \phi P_K,$$

где P — общее давление и ϕ — степень насыщения, то из уравнения (12.71) следует:

$$G_B = G_K \frac{(P - \phi P_K) M_B}{\phi P_K M_K}. \quad (12.72)$$

Молекулярная перегонка. Молекулярную перегонку применяют в технике для разделения компонентов, кипящих при высоких температурах и не обладающих необходимой термической стойкостью.

Этот процесс проводят под глубоким вакуумом, соответствующим давлению $10^3 - 10^2$ Па. При таком вакууме молекулы легко преодолевают силы взаимного притяжения, а длина свободного пробега их резко возрастает.

Если расстояние между поверхностями испарения и конденсации меньше длины свободного пробега молекул, то отрывающиеся от поверхности испарения молекулы летучего компонента непосредственно попадают на поверхность конденсации и улавливаются на ней. Расстояние между поверхностями испарения и конденсации составляет обычно 20—30 мм, а разность температур между ними порядка 100° .

На рис. 12.30 показана схема простейшего аппарата для молекулярной перегонки. Цилиндр 1 имеет внутри спираль для электронного нагрева и является испарителем. Цилиндр 2 имеет рубашку 3, по которой движется охлаждающий агент, и является конденсатором. Исходная смесь вводится через патрубок в воронку 4 и стекает пленкой по наружной поверхности испарителя. Остаток и дистиллят, собирающий-

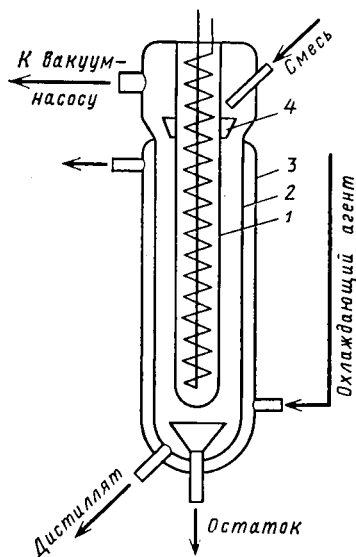


Рис. 12.30. Аппарат для молекулярной перегонки:

1, 2 — цилиндры; 3 — рубашка; 4 — воронка

ся на внутренней поверхности конденсатора, удаляются через патрубки в нижней части аппарата. К кольцевому пространству между испарителем и конденсатором поддерживается требуемый вакуум при помощи насоса глубокого вакуума, присоединенного к верхней трубке.

12.11. АППАРАТУРНОЕ ОФОРМЛЕНИЕ ПРОЦЕССОВ АБСОРБЦИИ И РЕКТИФИКАЦИИ

Аппараты, предназначенные для проведения процессов абсорбции и ректификации, называют соответственно абсорберами и ректификационными колоннами. В зависимости от способа создания поверхности фазового контакта эти аппараты можно подразделить на три основные группы:

а) аппараты, в которых поверхностью фазового контакта является поверхность жидкости, растекающейся по специальной насадке;

б) аппараты, в которых поверхность фазового контакта создается потоками газа (пара) и жидкости;

в) аппараты, в которых поверхность фазового контакта создается путем разбрызгивания жидкости.

Аппараты, в которых поверхностью фазового контакта является поверхность жидкости, растекающейся по насадке. К аппаратам этого типа относятся пленочные аппараты и аппараты со смоченной насадкой.

Пленочные аппараты выполняют преимущественно в виде листовой (плоско-параллельной) насадки, а в некоторых случаях в виде трубчатых теплообменников.

На рис. 12.31 показано контактное устройство аппарата с листовой насадкой.

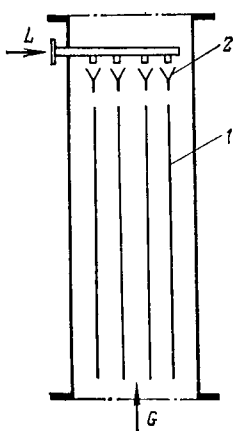


Рис. 12.31. Контактное устройство аппарата с листовой насадкой

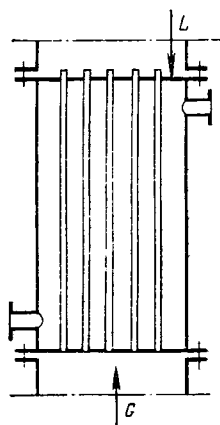
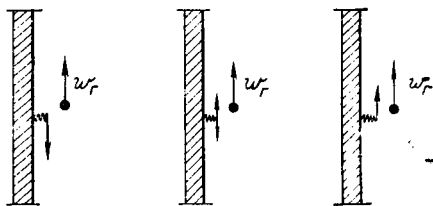


Рис. 12.32. Контактное устройство трубчатого аппарата

Рис. 12.33. Схемы движения жидкости по вертикальной стенке (w_r — скорость газа)



бой насадку 1 в виде вертикальных листов из твердого материала, помещенную в цилиндрическую колонну.

В верхней части контактного устройства находятся распределяющие жидкость L приспособления 2, с помощью которых листовая насадка равномерно орошается с обеих сторон. Газ (пар) G поступает в нижнюю часть аппарата и движется навстречу жидкости, взаимодействуя с ней. Контактное устройство трубчатого аппарата показано на рис. 12.32. Взаимодействующая с газом (паром) жидкость поступает в верхнюю часть контактного устройства на трубную решетку, равномерно распределяется по трубам и в виде тонкой пленки стекает по их внутренней поверхности. Газ (пар) поступает в нижнюю часть аппарата под трубную решетку, распределяется по трубам и, поднимаясь вверх, взаимодействует с жидкостной пленкой.

Для аппаратов рассмотренных типов справедливы следующие гидродинамические закономерности.

В зависимости от скорости движения пленки орошающей жидкости, силы трения ее о стенку и о газ (пар), движущийся навстречу, пленка (рис. 12.33) может либо стекать вниз, либо захватываться газовым (паровым) потоком и, наконец, течь вверх.

Средняя скорость течения пленки вниз без учета влияния встречного газового (парового) потока может быть вычислена из равенства

$$w_{cp} = \sqrt[3]{g\Gamma^2/(3\rho_L\mu_L)}, \quad (12.73)$$

где Γ — удельная плотность орошения жидкостью периметра слива, кг/(м·с); ρ_L — плотность жидкости, кг/м³; μ_L — вязкость жидкости, Па·с.

Скорость движения жидкости у поверхности пленки составляет

$$w_n = 1,5w_{cp}. \quad (12.74)$$

Толщину пленки в этом случае определяют по формуле

$$\delta = \sqrt[3]{3\Gamma\mu_L/g\rho_L^2}. \quad (12.75)$$

Для характеристики режима движения пленки служит критерий Рейнольдса

$$Re_L = w_{cp}d_{эк}\rho_L/\mu_L. \quad (12.76)$$

Эквивалентный диаметр пленки $d_{эк}$ может быть найден из соотношения

$$d_{эк} = 4S\delta/S = 4\delta, \quad (12.77)$$

где S — периметр слива жидкости, м.

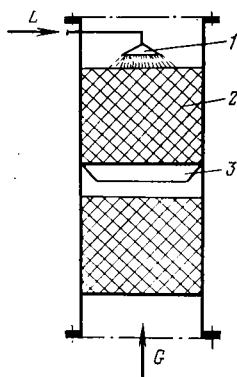


Рис. 12.34. Схема насадочной колонны:
1 — приспособление для распределения жидкости; 2 — насадка; 3 — устройство для перераспределения жидкости

Аппараты со смоченной насадкой выполняются в виде цилиндрической колонны, заполненной насадочными телами (насадочные колонны). Схема насадочной колонны приведена на рис. 12.34.

Основными узлами аппаратов с насадкой являются приспособления 1, распределяющие жидкость по насадке, насадочные тела 2 и устройства 3, направляющие к центру растекающуюся жидкость.

Газ (пар) G и жидкость L обычно взаимодействуют при движении противотоком. Жидкость поступает в верхнюю часть контактного устройства, распределяется по насадочным телам при помощи приспособлений 1 и стекает вниз по поверхности последних. Газ (пар) вводится снизу и движется вверх по каналам, образованным насадочными телами.

Распределяющие приспособления приведены на рис. 12.35. На рис. 12.35, а показан *самотечный распределитель*, в котором жидкость L поступает в центральный желоб 1, распределяется по желобам 2 и растекается по насадочным телам. В распе-

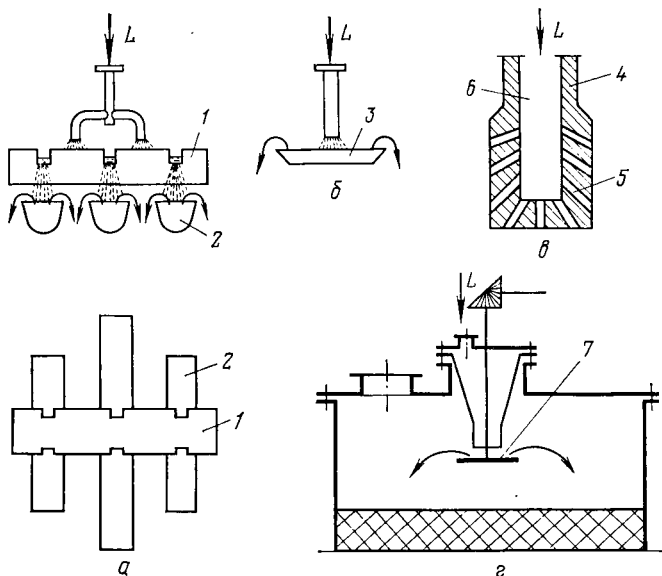
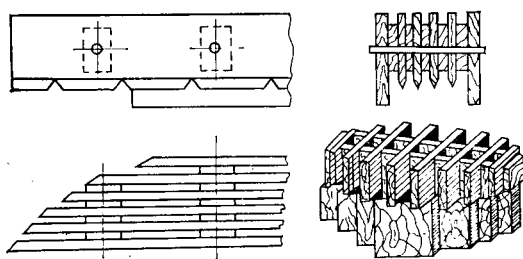


Рис. 12.35. Типы распределяющих приспособлений:
1 — центральный желоб; 2 — распределительные желоба; 3 — тарелка; 4 — распределительный стакан; 5, 6 — каналы; 7 — диск

Рис. 12.36. Хордовая насадка

делителе, показанном на рис. 12.35, б, жидкость L поступает на тарелку 3 и, стекая через край последней, распределяется по насадочным телам.



Пневматический распределитель (рис. 12.35, в) представляет собой толстостенный стакан 4, в котором высверлены каналы 5. Жидкость L нагнетается под давлением в центральный канал 6 и, распределяясь по каналам 5, разбрызгивается над насадочными телами. В *центробежном распределителе* (рис. 12.35, г) жидкость L разбрызгивается над насадочными телами вращающимся диском 7.

Насадка (насадочные тела) может иметь разнообразную форму. Практическое значение имеют хордовая и кольцевая насадки, фасонные насадочные тела, спиральная и сетчатая металлические насадки.

Хордовая насадка (рис. 12.36), как правило, выполняется из деревянных брусьев, расположенных правильными рядами друг над другом. *Кольцевая насадка* (рис. 12.37) состоит из

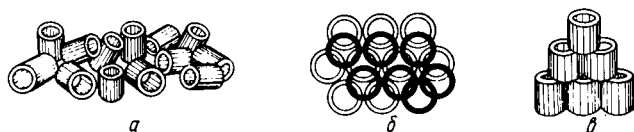


Рис. 12.37. Кольцевая насадка

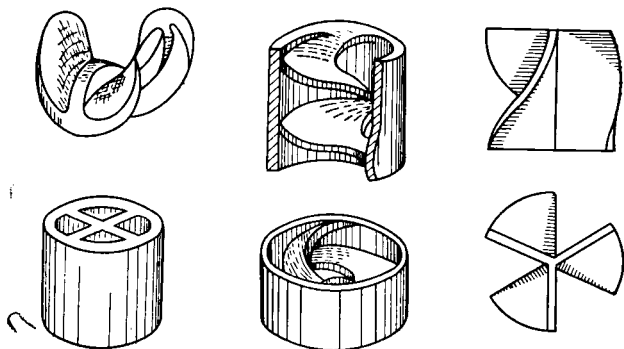


Рис. 12.38. Типы фасонной насадки

керамических или стальных цилиндров, загружаемых в аппарат правильными рядами либо навалом. *Фасонную насадку* (рис. 12.38) выполняют в виде керамических седел, цилиндров с перегородками, пропеллеров и т. д., загружаемых в аппарат навалом.

Спиральную и сетчатую насадки выполняют обычно из металлической ленты и загружают в аппарат правильными рядами. Каналы насадки характеризуются эквивалентным диаметром

$$d_{\text{эк}} = 4f/S,$$

где f — свободное сечение каналов между насадочными телами; S — суммарный периметр каналов.

Умножая числитель и знаменатель правой части равенства на высоту слоя насадки l , найдем

$$d_{\text{эк}} = 4\bar{V}_{\text{св}}/\sigma, \quad (12.78)$$

где $\bar{V}_{\text{св}}$ — объем, занимаемый каналами в единице объема насадки, или коэффициент свободного объема; σ — поверхность насадочных тел в единице объема насадки, или удельная поверхность.

Наиболее эффективна насадка, имеющая меньший эквивалентный диаметр и, следовательно, меньший коэффициент свободного объема и большую удельную поверхность, но такая насадка характеризуется большим гидравлическим сопротивлением. В промышленной аппаратуре чаще всего используют кольцевую насадку.

Собирающие перегородки. Поскольку газовый поток, движущийся в насадочной колонне снизу вверх, как и во всех случаях движения газа по каналам, имеет максимальную скорость в центре, движущаяся навстречу ему жидкость растекается к периферии (рис. 12.39).

Как видно из приведенного выше, жидкость почти полностью оттесняется от места ввода орошения к периферии на расстоянии, равном четырем-пяти диаметрам.

Соответственно этому в насадочных колоннах целесообразно размещать собирающие жидкость перегородки, расстояние между которыми равно трем-четырем диаметрам аппарата. Собирающие перегородки выполняются либо в виде усеченных конусов (рис. 12.40, а), либо в виде тарелок со сливными патрубками (рис. 12.40, б). Как показывает опыт, перегородки последнего типа более эффективны.

Аппараты, в которых поверхность фазового контакта развивается потоками газа и жидкости. В рассматриваемую группу аппаратов входят насадочные колонны, работающие в режимах подвисяния и эмульгирования, а также колонны с ситчатыми, решетчатыми, колпачковыми и другими тарелками.

Насадочные колонны, работающие в режиме подвисяния. Практика показывает, что насадочные колонны работают наиболее эффективно в условиях режима подвисяния, близкого

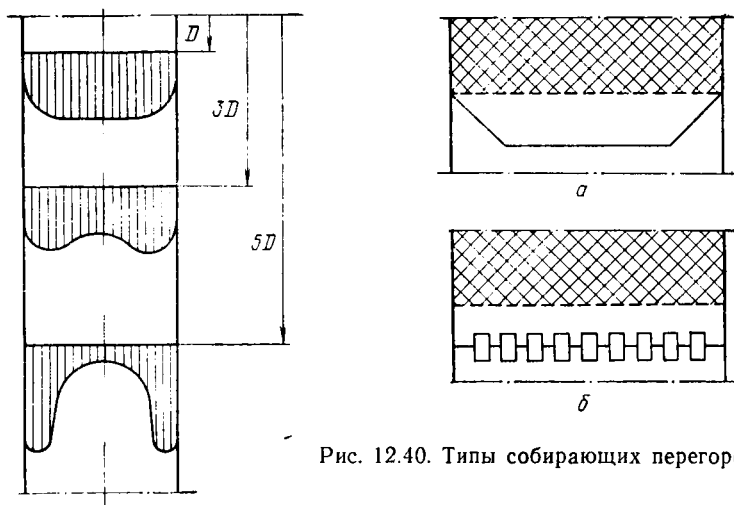


Рис. 12.40. Типы собирающих перегородок

Рис. 12.39. Распределение плотности орошения жидкости по высоте насадочной колонны

к режиму захлебывания, т. е. такого, при котором вес задержанной на насадке жидкости становится равным силе трения газового потока о жидкость. При этом орошающая жидкость задерживается в свободном объеме колонны в максимальном количестве, образуя в проходах насадки газожидкостную (парожидкостную) эмульсию. Этот режим отличается тем, что небольшое увеличение скорости газа (пара) приводит к захлебыванию колонны вследствие преобладания сил трения над силами тяжести.

Оптимальный режим работы колонны достигается при скоростях газового (парового) потока, на 15—20% меньших скоростей, вызывающих захлебывание. Очевидно, что в этих условиях массообмен становится весьма эффективным, так как поверхность фазового контакта значительно превышает поверхность насадки.

При орошении насадочной колонны жидкостью гидравлическое сопротивление ее увеличивается с ростом плотности потока газа (пара) и плотности орошения и достигает максимума при режиме захлебывания. Плотностью орошения и плотностью газового (парового) потока называют в данном случае весовые скорости потоков газа (пара) и жидкости в колонне, отнесенные к единице поперечного сечения аппарата [в $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$].

Насадочные колонны, работающие в режиме эмульгирования. При увеличении плотностей потоков газа (пара) и жидкости и приближении к режиму захлебывания, когда жидкость и газ (пар) взаимодействуют в противотоке, происходит накаливание жидкости в насадке до полного заполнения ее свободного объема. В этом случае наступает инверсия (обраще-

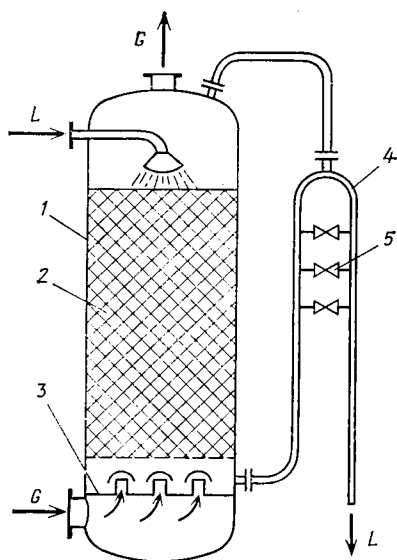


Рис. 12.41. Эмульгационная насадочная колонна:

1 — колонна; 2 — насадка; 3 — газораспределительная тарелка; 4 — сливная труба; 5 — вентили

ние) фаз, когда жидкость образует сплошную фазу, а газ дисперсную и насадочная колонна полностью заполняется газожидкостной (парожидкостной) эмульсией. Поверхность контакта фаз резко возрастает и определяется не поверхностью насадки, а поверхностью пузырьков и струй газа (пара) в жидкости. В режиме эмульгирования достигается максимальная эффективность работы насадочной колонны по массообмену (коэф-

фициенты массоотдачи достигают предельных величин для аппаратов подобного типа), однако гидравлическое сопротивление колонны значительно возрастает.

Режим эмульгирования весьма неустойчив и практически может осуществляться в эмульгационной колонне с затопленной насадкой, показанной на рис. 12.41. Здесь режим эмульгирования устанавливается при помощи гидравлического затвора, который образуется сливной трубой 4. Высоту газожидкостной (парожидкостной) эмульсии в колонне регулируют с помощью вентилей 5.

Тарельчатые колонны. Колонны с тарелками, или тарельчатые колонны, являются эффективными и наиболее распространенными аппаратами. Они выполняются в виде вертикальных цилиндров, внутри которых одна под другой размещено определенное количество горизонтальных перегородок — тарелок, обеспечивающих возможность течения жидкости сверху вниз, а газа или пара снизу вверх.

Различают тарельчатые колонны с переливными устройствами и колонны с неорганизованным переливом жидкости, или с провальными тарелками.

Колонны с провальными тарелками (рис. 12.42) по характеру гидродинамики потоков аналогичны насадочным колоннам, работающим в режиме подвисяния. На тарелках одновременно происходит барботаж газа или пара через слой жидкости и частичное «проваливание» жидкости. Газ (пар) движется снизу вверх только через часть отверстий или щелей пульсирующим потоком. Распределение пропускающих газ или жидкость отверстий носит статистический характер, жидкость сте-

кает с тарелки на тарелку в местах максимального статического давления.

Суммарную площадь всех отверстий (щелей), или так называемое свободное сечение тарелок, подбирают так, чтобы при заданной скорости газового (парового) потока через часть отверстий происходило «проваливание» жидкости.

Соотношение между сопротивлением тарелки и долей свободного сечения, через которое протекает жидкость, выражается в виде уравнения

$$\Delta p = \frac{\xi}{1-b} \cdot \frac{\rho_G}{2} \cdot \frac{w^2}{(1-\tau)^3} + \frac{2\sigma}{d(1-b)}, \quad (12.79)$$

где ξ — коэффициент местного сопротивления отверстий или щелей (для ситчатых тарелок $\xi=1,7-1,9$); b — соотношение между средней плотностью газожидкостного слоя и плотностью чистой жидкости ($b \approx 0,5$); σ — поверхностное натяжение на границе жидкости и газа; d — ширина щели или диаметр отверстия; τ — доля общей площади отверстий, через которую «проваливается» жидкость.

Тарельчатые колонны с переливными устройствами. Эти аппараты (рис. 12.43) снабжены горизонтальными тарелками 1 и переливными устройствами 2. Жидкость L поступает на верхнюю тарелку, переливается через переливные устройства сверху вниз и удаляется из нижней части аппарата. Газ (пар) G вводится в нижнюю часть аппарата и перемещается вверх, распределяясь на каждой тарелке в виде пузырьков или факелов.

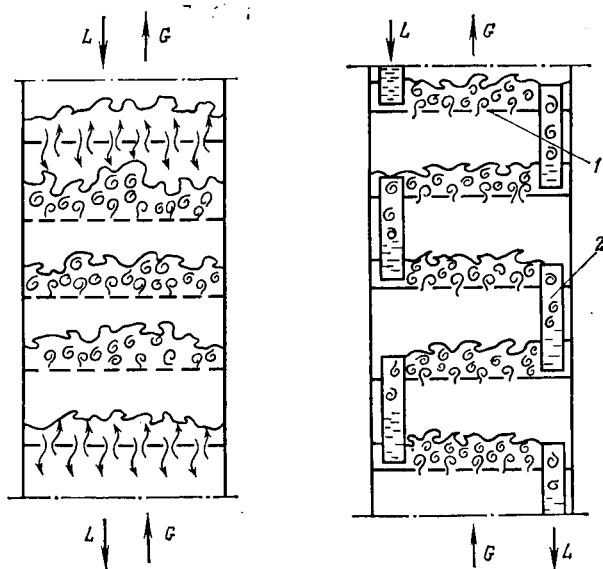


Рис. 12.42. Тарельчатая колонна с неорганизованным переливом жидкости

Рис. 12.43. Тарельчатая колонна с переливными устройствами:

1 — тарелка; 2 — переливное устройство

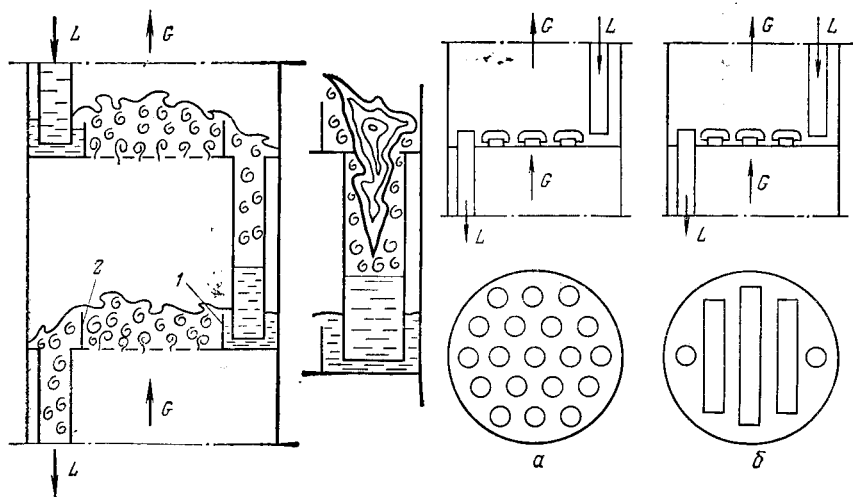


Рис. 12.44. Ситчатая тарелка:
1, 2 — пороги

Рис. 12.45. Колпачковые тарелки с круглыми (а) и туннельными (б) колпачками

лов. В зависимости от способа распределения газа (пара) на тарелках различают тарелки ситчатые (рис. 12.44) и колпачковые (рис. 12.45).

Характер распределения газа и жидкости зависит не столько от конструкции распределяющих устройств, сколько от скорости газового потока. При небольшой скорости газа в отверстиях ситчатой тарелки отдельные пузырьки газа (пара) отрываются и перемещаются в жидкости один за другим; при этом тарелка работает неполным сечением. Такой режим распределения газа называют *пузырьковым*. В интервале скоростей газового потока, соответствующих пузырьковому режиму, отмечают границу скорости, при которой часть жидкости «проваливается» через отдельные отверстия, граница скорости, при которой «провал» отсутствует, но отверстия работают неравномерно, и, наконец, граница скорости, соответствующая *равномерной работе тарелки* во всем сечении. При этом на тарелке образуется ячеистая пена.

При увеличении скорости газа происходит разрушение ячеистой пены; подобное распределение газа или пара называют *факельным*. При сильном возрастании скорости газа (пара) потоки его разбивают пену и начинают подбрасывать жидкость на большую высоту.

Кроме сливных патрубков, тарелки имеют (см. рис. 12.44) пороги 1 и 2; первый разрушает пену, стекающую с верхней тарелки, второй служит для поддержания определенной высо-

Рис. 12.46. Клапанная тарелка

ты столба жидкости на тарелке. В последнее время в промышленности находит применение ряд тарелок новых конструкций.

Клапанная тарелка (рис. 12.46) обладает свой-

ствами ситчатых и колпачковых тарелок. Барботаж газа (пара) через жидкость происходит через клапаны a , которые, в зависимости от расхода газа (пара), могут занимать различные положения по вертикали. Клапанные тарелки отличаются стабильностью работы в различных диапазонах нагрузок по газовому (паровому) потоку.

Струйная тарелка (рис. 12.47) выполняется в виде наклонных параллельных пластин, между которыми проходят газ и пар. Поверхность контакта фаз развивается струями газа (пара) и жидкости.

Тарелки с двумя зонами контакта фаз (рис. 12.48) имеют дополнительную зону контакта фаз за счет специально организованного слива жидкости с одной тарелки на другую. Газ (пар) проходит через пленку жидкости (дополнительная зона контакта фаз) и барботирует через жидкость на тарелке. Как показывают исследования, сепарирующее действие пленки позволяет повысить скорость газа (пара) в колонне по сравнению с ситчатыми и колпачковыми тарелками.

Тарелки с вращающимся потоком жидкости. Пар, проходя через специальное контактное устройство, приводит во вращение барботируемую жидкость. За счет центробежной силы происходит сепарация пара от брызг, капель, пленок жидкости. Эти тарелки также позволяют повысить скорость газового (парового) потока.

Разновидностью устройства, в котором поверхность контакта фаз развивается потоком газа (пара), являются тарелки с шаровой насадкой (рис. 12.49). Слой шаров, помещенных на тарелку ситчатого или провального типа, образует плотную

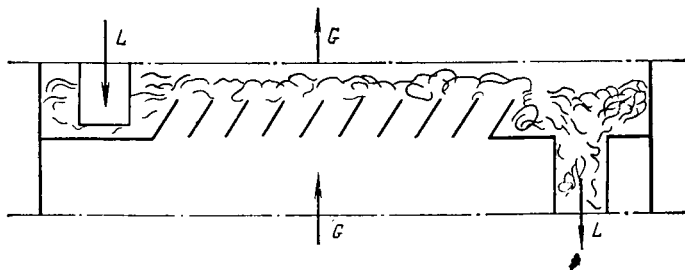
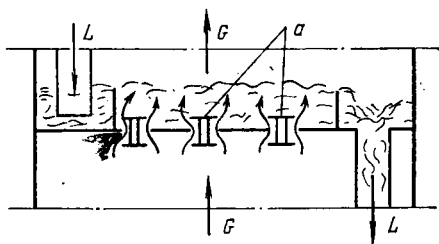


Рис. 12.47. Струйная тарелка

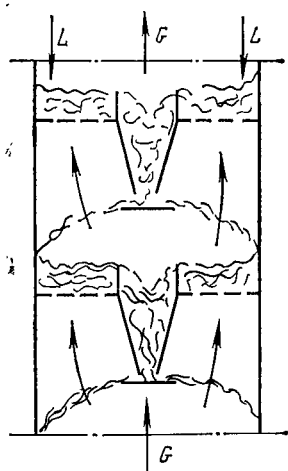


Рис. 12.48. Тарелка с двумя зонами контакта фаз

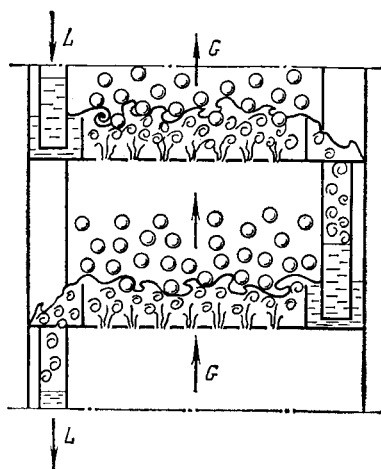


Рис. 12.49. Тарелка с подвижной шаровой насадкой

сепарирующую завесу между тарелками при определенном расходе газа (пара). Эти аппараты позволяют повысить скорость газа (пара) в колонне в 3—4 раза по сравнению с ситчатыми тарелками.

Аппараты, в которых поверхность фазового контакта создается разбрызгиванием жидкости. В аппаратах этой группы поверхность соприкосновения фаз создается путем распыления или разбрызгивания жидкости в массу газа (пара) на мелкие капли.

Абсорберы этого типа часто выполняются в виде колонн, в которых распыление жидкости производится сверху, а газ движется снизу вверх, и применяются главным образом для абсорбции из газового потока хорошо растворимых газов.

Поверхность капель возрастает с увеличением плотности орошения и с уменьшением размера и скорости движения капель. Поэтому для эффективного распыливания большая плотность орошения имеет решающее значение.

Распыливание жидкости производится при помощи механических или пневматических форсунок и центробежных распылителей.

Преимуществами распыливающих абсорберов являются их простота и дешевизна, низкое гидравлическое сопротивление и возможность работы с сильно загрязненными газами.

К недостаткам этих абсорберов относится трудность работы на загрязненных жидкостях, затрата энергии на распыливание жидкости, необходимость работы при больших плотностях орошения.

К аппаратам с разбрызгиванием жидкой фазы относятся роторные колонные аппараты, применяющиеся для проведения процессов ректификации и абсорбции (рис. 12.50). На рис. 12.50, *а* приведено контактное устройство роторного аппарата, состоящее из неподвижно закрепленной сборной тарелки 1, имеющей патрубки 2 для прохода газа или пара. Жидкость подхватывается с тарелки вращающимся конусом 3, жестко сидящим на валу 5, поднимается по конусам за счет центробежной силы и разбрызгивается веерообразно в виде капель параллельными слоями. Проходящий газ (пар) пронизывает слои капель. Затем капли ударяются о брызгоотбойник 4 и стекают обратно на тарелку. С тарелки на тарелку жидкость переливается через сливное устройство 6.

На рис. 12.50, *б* приведено контактное устройство роторного аппарата, в котором вращается полый вал 5. Жидкая фаза подается внутрь вала, далее по отверстиям 7 в валу попадает на волнистую лопасть 8, жестко закрепленную на валу, и проходит в виде пленки по лопастям. С лопастей брызги жидкости уносятся к стенке, по которой стекают вниз. Газ или пар проходит снизу вверх. В таком контактном устройстве взаимодействие газа (пара) с жидкостью достигается на поверхности как пленки жидкости, так и ее капель.

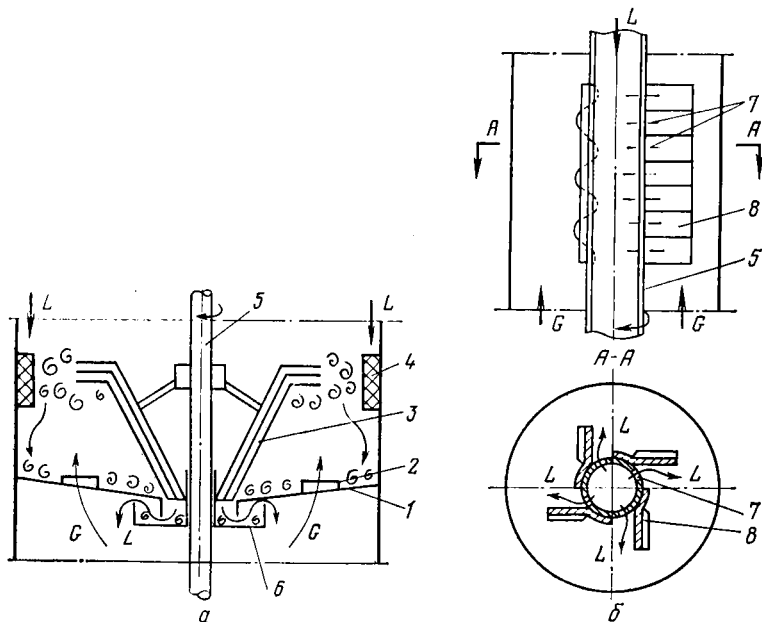


Рис. 12.50. Контактные устройства роторных аппаратов:

1 — тарелка; 2 — патрубок; 3 — вращающийся конус; 4 — брызгоотбойник; 5 — вал; 6 — сливное устройство; 7 — отверстия в валу; 8 — волнистые лопасти

Роторные аппараты достаточно эффективны, имеют низкое гидравлическое сопротивление, но требуют дополнительной затраты энергии на проведение процесса. Эти аппараты находят применение в процессе ректификации термически нестойких веществ, проводимом в вакууме.

12.12. РАСЧЕТ АППАРАТОВ ДЛЯ ПРОВЕДЕНИЯ АБСОРБЦИИ И РЕКТИФИКАЦИИ

Ранее были рассмотрены различные типы аппаратов для проведения процессов абсорбции и ректификации. Расчет аппарата проводится соответственно типу внутреннего контактного устройства для взаимодействия газа (пара) и жидкости.

При расчете абсорбционного аппарата обычно известны состав исходной газовой смеси и состав газа на выходе из аппарата. Кроме того, известны составы жидкого поглотителя на входе и выходе. Зная состав газовой смеси или жидкости, по уравнению материального баланса можно найти расход жидкости или газовой смеси, причем полученные потоки по условиям материального баланса колонны являются и внутренними потоками в аппарате.

При расчете ректификационного аппарата предварительно известны состав исходной смеси, составы дистиллята и кубового остатка, количество исходной смеси. По уравнению материального баланса определяют расход дистиллята и кубового остатка, причем внутренние материальные потоки будут определяться значением флегмового числа R .

Схема расчета насадочных и пленочных колонн однотипна. Допускают, что колонны обоих типов при противоточном движении фаз работают по принципу полного вытеснения пара и жидкости. Схема работы контактного устройства в виде тарелки отличается от схемы аппарата с насадкой и пленкой. Поэтому рассмотрим схемы расчета насадочных и тарельчатых аппаратов отдельно.

Расчет насадочных колонн. Насадочные колонны могут работать либо в пленочном режиме, либо в режиме, близком к захлебыванию, — режиме подвисяния жидкости. Практика показывает, что насадочные колонны более интенсивно работают в режиме подвисяния. При расчете абсорбции и ректификации потоки газа (пара) и жидкости по колонне определяют на основании материального баланса. При расчете ректификации определяют также оптимальное значение флегмового числа и по этому значению находят внутренние материальные потоки в колонне.

Основные размеры насадочной колонны — ее диаметр D_k и высота рабочей части H (высота слоя насадки).

При известных потоках газа (пара) G и жидкости L по колонне определяют число Re , соответствующее режиму подвися-

ния, по эмпирической зависимости

$$Re = 0,045 Ar^{0,57} (G/L)^{0,48}. \quad (12.80)$$

Здесь

$$Re = \omega_G d_{эк} \rho_G / \mu_G;$$

$$Ar = \frac{g d_{эк}^3 \rho_G^2}{\mu_G^2} \cdot \frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G},$$

где ω_G — оптимальная скорость газа (пара); ρ_G — плотность газа (пара); ρ_L — плотность жидкости; $d_{эк}$ — эквивалентный диаметр насадки; μ_G — вязкость газа (пара); G — массовая скорость газа (пара); L — массовая скорость жидкости.

По значению Re определяют скорость газа (пара) ω_G в колонне, причем эта скорость является оптимальной.

По известной скорости газа (пара) и значению G находят сечение и диаметр колонны.

Высоту рабочей части аппарата H определяют исходя из модифицированного уравнения массопередачи (11.36).

Количество вещества M , переходящего из одной фазы в другую, определяют на основании материального баланса, среднюю движущую силу рассчитывают по газовой (паровой) фазе. Объемный коэффициент массопередачи K_{YV} рассчитывают по эмпирическим соотношениям. Учитывая, что объем насадки $V = 0,785 H D_{эк}^2$, определяют высоту рабочей части аппарата по соотношению

$$H = M / 0,785 H D_{эк}^2 \Delta Y_m K_{YV}. \quad (12.81)$$

Если известна высота аппарата, эквивалентная единице переноса h_Y , то высота насадки H может быть определена по модифицированному уравнению (11.41)

$$H = h_Y m_Y,$$

где m_Y — число единиц переноса, выраженное в концентрациях паровой фазы, определяемое для известного положения рабочей линии.

Гидравлическое сопротивление насадки, не орошаемой жидкостью, потоку газа может быть определено из равенства

$$\Delta p_c = \lambda \frac{H}{d_{эк}} \cdot \frac{\omega_G^2 \rho_G}{2}, \quad (12.82)$$

где λ — коэффициент сопротивления; H — высота насадки; $d_{эк}$ — эквивалентный диаметр насадки.

При орошении насадочной колонны жидкостью гидравлическое сопротивление колонны увеличивается с ростом плотности потока газа (пара) и плотности орошения и достигает максимума при режиме захлебывания.

Сопротивление смоченной насадки при оптимальной скорости газа (пара) может быть вычислено по формуле

$$\Delta p = \Delta p_c [1 + 8,4 (L/G)^{0,4} (\rho_G / \rho_L)^{0,23}], \quad (12.83)$$

где Δp_c — сопротивление сухой насадки.

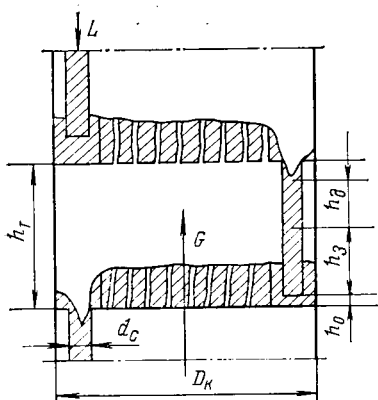


Рис. 12.51. К гидравлическому расчету ситчатой тарелки

Расчет тарельчатых колонн. Основными величинами, определяемыми на основе расчета тарельчатых колонн, являются расстояние между тарелками, диаметр колонны и число тарелок.

Принимая во внимание, что обычно известны состав разделяемой смеси и условия разделения, выбирают тип тарелки, наиболее подходящий к рабочим условиям процесса, и межтарельчатое расстояние. Зная эти величины, можно определить предельно допустимую скорость, при которой наступает резкий унос жидкости на выше расположенную тарелку (это явление граничит с явлением захлебывания насадочной колонны). Для расчета предельно допустимой скорости рекомендуются уравнения, предложенные различными исследователями. Для ситчатых тарелок, например, можно использовать уравнение Киршбаума:

$$\omega_{\text{пр}} = 0,05 (\rho_L / \rho_G)^{1/2}. \quad (12.84)$$

Скорость газа (пара) в свободном сечении колонны принимают равной $0,8—0,9 \omega_{\text{пр}}$.

При известном значении ω_G проверяют правильность выбора межтарельчатого расстояния h_T .

Поскольку в химическом машиностроении четко определена тенденция к уменьшению расстояния между тарелками, выяснение условий, определяющих минимальное расстояние между ними, стало весьма актуальным.

Очевидно (рис. 12.51), что минимальное расстояние между тарелками, или необходимый гидравлический затвор, определяется соотношением

$$h_T \geq h_D + h_Z + h_0, \quad (12.85)$$

где h_D — высота столба жидкости в сливном патрубке, обеспечивающая заданную скорость стекания жидкости, м; h_Z — высота столба жидкости в сливном патрубке, служащем гидравлическим затвором, м; h_0 — расстояние от тарелки до нижнего обреза сливного патрубка, м.

Первое слагаемое в правой части неравенства (12.85) определяется из уравнения

$$h_D = (\omega_c^2 / 2g) (1 + \zeta_1 + \zeta_2), \quad (12.86)$$

где ω_c — скорость жидкости в сливном патрубке, принимаемая обычно в пределах $0,02—0,06$ м/с; ζ_1 — коэффициент сопротивления выхода; ζ_2 — коэффициент сопротивления сливного патрубка.

В свою очередь,

$$\zeta_2 = \lambda (l_c/d_c), \quad (12.87)$$

где l_c — рабочая длина сливного патрубка ($h_d + h_3$), м; d_c — диаметр сливного патрубка, м; λ — коэффициент внешнего трения.

Высота h_3 , как было указано выше, создает необходимый гидравлический затвор, уравнивающий перепад давления между тарелками Δp . Соответственно этому

$$h_3 \rho_c g \geq \Delta p, \quad (12.88)$$

где ρ_c — плотность пены в сливном патрубке, приближенно равная $0,5 \rho_L$.

Перепад давления Δp (в Па) на работающей ситчатой тарелке может быть определен по уравнению

$$\Delta p = \Delta p_c + \Delta p_\sigma + \Delta p_{ж}, \quad (12.89)$$

где Δp_c — перепад давления на «сухой» тарелке; Δp_σ — перепад давления, необходимый для преодоления сил поверхностного натяжения; $\Delta p_{ж}$ — перепад давления, необходимый для преодоления сопротивления слоя жидкости на тарелке.

Величину Δp_σ легко определить по величине поверхностного натяжения. Очевидно, что в момент отрыва пузыря в жидкости

$$\pi d_0 \sigma = \pi d_0^2 \Delta p_\sigma / 4 \quad \text{или} \quad \Delta p_\sigma = 4\sigma / d_0, \quad (12.90)$$

где σ — поверхностное натяжение на границе фаз, Н/м; d_0 — диаметр отверстия в тарелке, м.

Значения Δp_c и $\Delta p_{ж}$ могут быть вычислены на основании данных Л. С. Аксельрода:

$$\Delta p_c = 1,83 (\omega_0^3 / 2g) \rho_G \quad (12.91) \quad \Delta p_{ж} = 1,3 (kz + \sqrt[3]{k\Delta h}), \quad (12.92)$$

где ω_0 — скорость газового (парового) потока в отверстиях, м/с; ρ_G — плотность газа (пара), кг/м³; $k=0,5$ — отношение плотности пены на тарелке к плотности чистой жидкости; z — высота сливной перегородки, м; Δh — напор слоя небарботируемой жидкости у сливной перегородки.

В свою очередь,

$$\Delta h = (L/mb)^{2/3}, \quad (12.93)$$

где L — расход жидкости, кг/ч; m — коэффициент расхода через сливную перегородку (6400—10 000); b — ширина сливной перегородки, м.

Работа колонны с колпачковыми тарелками в значительной мере аналогична работе колонны с ситчатыми тарелками. Колпачковая тарелка имеет газовые или паровые патрубки, накрытые колпачками. Нижний обрез колпачков имеет прорези в форме треугольников, окружностей и т. д. (рис. 12.52, а).

Взаимодействующий с жидкостью газ (пар) проходит с расположенной ниже тарелки на расположенную выше через патрубки и распределяется в жидкости через прорези колпачков. Жидкость стекает навстречу газу (пару), перемещаясь с тарелки на тарелку через сливные устройства.

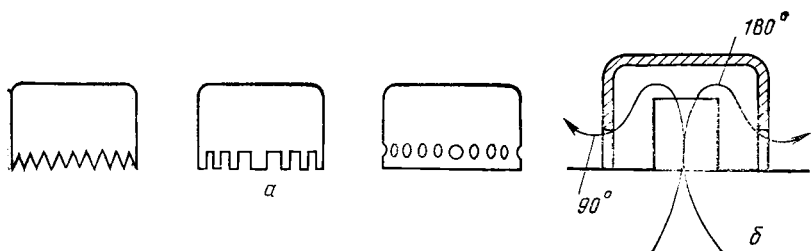


Рис. 12.52. Формы прорезей колпачков (а) и ход газового потока внутри колпачка (б)

При большом диаметре колонн часто применяют вместо круглых колпачков прямоугольные, называемые обычно туннельными или желобчатыми и др.

Гидродинамические соотношения, характеризующие работу колонн с колпачковыми тарелками, мало отличаются от соотношений для колонн с ситчатыми тарелками. Гидравлическое сопротивление колпачковой тарелки, определяющее минимальное расстояние между тарелками, может быть найдено из равенства

$$\Delta p = \Delta p_k + \Delta p_{пр} + \Delta p_{ж}, \quad (12.94)$$

где Δp_k — потери давления газового (парового) потока при проходе через колпачок, Па; $\Delta p_{пр}$ — потери давления при проходе газа (пара) через прорези, Па; $\Delta p_{ж}$ — перепад давления, необходимый для преодоления сопротивления слоя жидкости на тарелке, Па.

Сопротивление колпачка Δp_k с достаточной точностью можно определить, суммируя потери давления при преодолении местных сопротивлений, обусловленных сужением газовой струи и ее поворотами внутри колпачка (рис. 12.52, б).

Для обеспечения минимальных гидравлических сопротивлений обычно диаметры и высоту колпачков и паропроводных патрубков выбирают по принципу равных скоростей во всех сечениях, чему соответствует соотношение

$$\pi d_n^2/4 = \pi d_k h_k = (\pi/4) (d_k^2 - d_n^2), \quad (12.95)$$

где d_n — диаметр патрубка, м; d_k — диаметр колпачка, м; h_k — высота расположения колпачка над патрубком, м.

По опытным данным, наилучшие гидродинамические характеристики имеют колпачки, у которых диаметр равен 80—100 мм и площадь всех сечений или паровых патрубков составляет 10—15% площади поперечного сечения колонны.

Таким образом, сопротивление колпачка может быть вычислено по формуле

$$\Delta p_k = \sum \xi (\omega_n^2/2) \rho_G, \quad (12.96)$$

где ω_n — скорость газа (пара) в патрубке, м/с; $\sum \xi$ — сумма всех сопротивлений.

Сопротивление прорезей можно найти по уравнению

$$\Delta p_{\text{пр}} = \zeta_{\text{пр}} (\omega_{\text{пр}}^2/2) \rho_G + \Delta p_{\sigma}, \quad (12.97)$$

где $\zeta_{\text{пр}} = 1,5$ — коэффициент местного сопротивления при проходе газа через прорезь; $\omega_{\text{пр}}$ — скорость газа (пара) в прорези, м/с; Δp_{σ} — сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения.

В данном случае

$$\Delta p_{\sigma} = 4\sigma/d_r, \quad (12.98)$$

где d_r — гидравлический диаметр открытого отверстия прорези.

Сопротивление прорезей обусловлено степенью их открывания во время барботажа. Эта зависимость выражается равенством

$$\Delta p_{\text{пр}} = l\rho_L g/2, \quad (12.99)$$

где l — высота открытия прорези.

Сопротивление столба пено-жидкостной смеси на колпачковых тарелках определяют так же, как и на ситчатых тарелках; однако при расчете необходимо дополнительно учитывать изменение уровня жидкости вдоль тарелки.

Для определения диаметра колонны надо знать поток газа (пара) по колонне и скорость газа (пара) в свободном сечении колонны ω_G . При проведении процесса абсорбции поток газа по колонне определяется из условий материального баланса. При проведении процесса ректификации из материального баланса находят величину G_p . Оптимальное флегмовое число можно рассчитать по методике, изложенной ранее, при условии минимального объема противоточного аппарата.

Количество пропускаемого через колонну газа (пара) равно $G_p(R+1)$. При известных значениях ω_G и количества газа (пара), пропускаемого через колонну, диаметр колонны находят из уравнения расхода:

$$D_K = \sqrt{G/(\pi \cdot 900 \rho_G \omega_G)}, \quad (12.100)$$

где ω_G — линейная скорость газа (пара) в свободном сечении колонны, м/с²; G — количество пропускаемого газа (пара), кг/ч; ρ_G — плотность газа (пара), кг/м³.

Для определения числа тарелок колонны рассмотрим предварительно принцип работы тарелки. В отличие от насадочного аппарата, схема работы которого близка к модели полного вытеснения пара и жидкости, на тарелке наблюдается перекрестный ход тока газа (пара) к потоку жидкости (рис. 12.53).

С верхней тарелки жидкость приходит при концентрации x_n , протекает по тарелке и за счет массообмена с паром уходит с тарелки, имея концентрацию x_k , отличающуюся от x_n . Газ (пар) приходит с ниже расположенной тарелки при концентрации y_n и уходит с тарелки при концентрации y_k .

Схема изменения концентрации жидкости в координатах $l-x$ (где l — длина пути жидкости на тарелке) представлена на

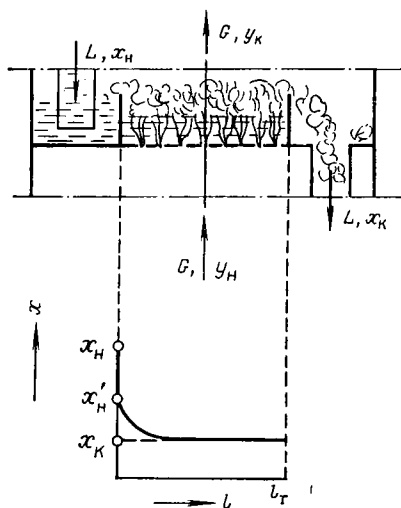


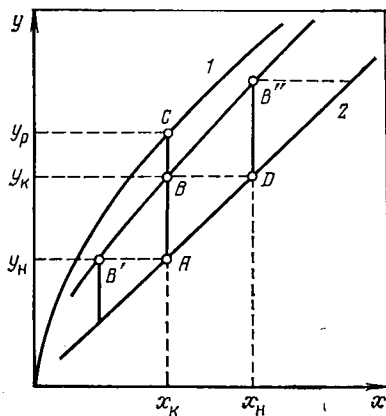
Рис. 12.53. Схема распределения концентраций жидкости на тарелке

рис. 12.53. Концентрация жидкости x_n изменяется скачком до концентрации x'_n (смешение двух жидкостей с различными концентрациями легколетучего), а далее плавно меняется от x'_n до x_k . Если бы на тарелке вследствие барботажного парового происхождения полное перемешивание жидкости, то концентрация жидкости на всем участке оставалась постоянной и равной x_k . Исключая отдельные частные случаи, можно принять с небольшой ошибкой, что на тарелке происходит полное перемешивание жидкости, ее

концентрация по всей длине тарелки равна x_k . Газ (пар) вдоль зоны контакта фаз (по высоте слоя жидкости) полностью вытесняется, а его концентрация меняется от y_n до y_k .

Рассмотрим на графике (рис. 12.54) схему работы тарелки. Для этого построим равновесную кривую 1 и рабочую линию процесса 2. Уравнение рабочей линии связывает концентрации газа (пара) и жидкости над и под тарелкой для любой тарелки. Выделим в ректификационной или абсорбционной колоннах какую-либо тарелку, для которой значения y_n и y_k , x_n и x_k будут такими, как показано на графике.

Пар, барботируя через жидкость, не приходит в состояние равновесия с ней, поэтому $y_k < y_p$. Концентрация жидкости в случае полного ее перемешивания меняется скачком до x_k ; этому изменению соответствует пунктирная линия BD . Концентрация пара изменяется от y_n до y_k ; этому изменению соответствует линия AB .



Начальной движущей силой по пару будет разность $y_p - y_n$, конечной — разность $y_p - y_k$, а средней движущей силой — Δy_m :

$$\Delta y_m = \frac{(y_p - y_n) - (y_p - y_k)}{\ln [(y_p - y_n)/(y_p - y_k)]} = \frac{y_k - y_n}{\ln [(y_p - y_n)/(y_p - y_k)]}. \quad (12.101)$$

Рис. 12.54. Схема работы тарелок в x - y -диаграмме

Соответственно число единиц переноса для тарелки будет равно

$$m_Y = \frac{\frac{y_K - y_H}{y_K - y_H}}{\ln [(y_P - y_H)/(y_P - y_K)]} = \ln \frac{y_P - y_H}{y_P - y_K}. \quad (12.102)$$

Из исходного графика и равенства (12.102) следует:

$$e^{m_Y} = \frac{y_P - y_H}{y_P - y_K} = \frac{CA}{CB} \quad \text{или} \quad CB = CA/e^{m_Y}. \quad (12.103)$$

Соотношение (12.103) получено для случая вычисления движущей силы по паровой фазе. Определение движущей силы по жидкой фазе не дает возможности получить расчетного соотношения, так как в этом случае необходимо учитывать две равновесные концентрации, соответствующие начальной и конечной концентрациям пара на тарелке.

Зная значение e^{m_Y} , можно найти положение точки B . Выше и ниже расположенные тарелки изобразятся на диаграмме аналогичными ступеньками, причем концентрация жидкости, стекающей с выше расположенной тарелки, будет равна x_H , а концентрация жидкости, покидающей тарелку ABD , будет начальной концентрацией жидкости для ниже расположенной тарелки. Зная для двух соседних тарелок значение e^{m_Y} , можно также найти положение точек B' и B'' . Линия, проходящая через эти точки, называется *кинетической кривой*.

Следовательно, чтобы найти число тарелок колонны, достаточно между кинетической и рабочей линиями вписать ступенчатую ломаную линию в интервале рабочих концентраций; число ступеней этой ломаной равно искомому числу реальных тарелок колонны.

Положение кинетической линии можно определить следующим образом. Из основного уравнения массопередачи, записанного для одной тарелки,

$$G(y_H - y_K) = K_Y F \Delta y_m,$$

получим:

$$m_Y = (y_K - y_H)/\Delta y_m = K_Y F/G. \quad (12.104)$$

Поверхность контакта фаз в случае барботажа определить трудно. Поэтому коэффициент массопередачи относят к площади барботажа тарелки F_6 и обозначают K_{Yf} , а число единиц переноса — как

$$m_Y = K_{Yf} F_6/G.$$

Коэффициент массопередачи рассчитывают с учетом известных коэффициентов массоотдачи в паровой (β_{Yf}) и жидкой (β_{Xf}) фазах по уравнению аддитивности

$$K_{Yf} = \frac{1}{(1/\beta_{Yf}) + (m/\beta_{Xf})},$$

где m — тангенс угла наклона равновесной линии для участка одной тарелки (участки кривой равновесных составов для одной тарелки спрямляются).

Таким образом, положение кинетической линии можно найти, определив K_{yf} для ряда проведенных линий AB между рабочей и равновесной зависимостями, вычислив значение e^{m_Y} и величины CB :

$$e^{-m_Y} = \frac{CB}{CA} = 1 - \frac{y_K - y_H}{y_P - y_H} = 1 - \eta_m. \quad (12.105)$$

Эффективность тарелки по Мерфри представляет собой отношение действительного изменения концентраций в газовой (паровой) фазе к предельно возможному. Предельно возможное изменение концентраций будет в том случае, если пар, уходящий с тарелки, находится в равновесии с жидкостью, уходящей с тарелки.

Если на тарелке имеет место градиент концентраций жидкости по ходу ее движения, то газ (пар) непосредственно над жидкостью в различных точках тарелки будет разного состава. Из литературы известно, что вследствие высокой турбулизации газового (парового) потока газ (пар), подходя к следующей тарелке, практически полностью перемешан; его концентрация под тарелкой постоянна по сечению колонны:

$$\eta_m = (y_T - y_H)/(y_{PT} - y_H), \quad (12.106)$$

где y_T — концентрация пара в какой-либо точке тарелки непосредственно над жидкостью состава x_T ; y_{PT} — концентрация пара, равновесного с жидкостью состава x_T .

Очевидно, что в случае полного перемешивания жидкости $y_T = y_K$, $x_T = x_K$, а $\eta = \eta_m$. При неполном перемешивании $\eta \neq \eta_m$.

Существуют две модели процесса, происходящего на тарелке: секционная и диффузионная. С помощью этих моделей можно перейти от коэффициента массопередачи, или η , к η_m .

В *секционной модели* предполагается, что тарелка по ходу движения жидкости делится на ряд секций, причем в каждой секции осуществляется полное перемешивание жидкости, между секциями перемешивания нет.

Участок $x'_H - x_K$ состоит из ряда секций, например *I, II, III, IV*. На основе этой модели устанавливают зависимость между коэффициентом массопередачи, или η , и η_m , по которой при известном числе секций можно найти η_m . При числе секций, равном единице, на тарелке происходит полное перемешивание жидкости.

В *диффузионной модели* вводится понятие коэффициента перемешивания. Выражение, в состав которого входят скорость движения жидкости на тарелке ω_L и высота статического слоя жидкости на тарелке $h_{ст}$ (по одной методике) либо длина пути жидкости (по другой методике), а также значение коэффициента перемешивания, характеризует степень перемешивания жид-

кости на тарелке. Увеличение этого выражения (комплекса)

$$Re = \omega_L h_{\text{ст}} / D. \quad (12.107)$$

свидетельствует об уменьшении степени перемешивания жидкости на тарелке.

На основе этой модели, кроме того, рекомендуется уравнение связи коэффициента массопередачи, или η , с η_m (или с комплексами типа η_m). Зная η и K_{xf} или K_{yf} , можно найти η_m , предварительно рассчитав D .

Значения η_m для ряда тарелок позволяют найти положение на графике кинетической кривой с учетом степени перемешивания жидкости и определить число тарелок колонны.

В заключение следует отметить, что расчеты колонн можно проводить по энтальпийной диаграмме и на основе уравнения движущей силы, выражаемой как разность химических потенциалов. Появившиеся в последнее время работы показывают, что эти схемы не приводят к существенному уточнению расчета, трудоемкость расчетной операции значительно возрастает. Например, число тарелок, рассчитанное по диаграмме $y-x$, для разделения смеси вода — уксусная кислота методом ректификации отличалось от числа тарелок, подсчитанных по диаграмме энтальпий, на 2 тарелки. Известно, что система вода — CH_3COOH характеризуется большим различием между мольными теплотами испарения компонентов.

Кинетические закономерности абсорбции и ректификации. Кинетические закономерности процессов абсорбции и ректификации выражаются в большинстве случаев в виде уравнений подобия. Процесс массообмена при абсорбции и ректификации описывается однотипным уравнением. Если уравнение выведено на основе корреляции данных в большом диапазоне физико-химических констант, этим уравнением можно воспользоваться для расчета коэффициентов массоотдачи при абсорбции и ректификации.

Для определения коэффициента массоотдачи в газовой фазе для пленочной аппаратуры существует зависимость

$$Nu_{dG} = 0,023 Re_G^{0,83} Pr_{dG}^{0,44}, \quad (12.108)$$

где Re_G — критерий Рейнольдса для газового потока; Pr_{dG} — критерий Прандтля для газа.

В качестве определяющего размера в этом уравнении используется эквивалентный диаметр канала, в котором идет газовый поток.

Обобщение данных по ректификации для пленочных колонн позволяет использовать при расчете β_y зависимость

$$Nu_{dG} = 0,033 Re_G^{0,77} Pr_{dG}^{0,53}. \quad (12.109)$$

В уравнениях (12.108) и (12.109) в число Re_G вводится средняя скорость движения газового (парового) потока относительно пленки.

Для определения коэффициента массоотдачи в жидкой фазе для пленочных колонн применяется уравнение

$$Nu_{дL} = 0,069 Re_L^{0,38} Pr_{дL}^{0,5} Ga^{0,167} (l/d_{эк})^{-0,5}, \quad (12.110)$$

где Re_L — число Рейнольдса для жидкой пленки; $Pr_{дL}$ — число Прандтля для жидкости; Ga — число Галилея; l — высота рабочей части аппарата; $d_{эк}$ — эквивалентный диаметр пленки.

В число Re_L вводится средняя скорость стекания пленки.

Определение коэффициента массоотдачи в газовой (паровой) фазе для насадочных колонн возможно по зависимости, выведенной на основе обобщения значительного количества экспериментальных данных, полученных для орошаемых насадок

$$Nu_{дG} = 0,407 Re_G^{0,655} Pr_{дG}^{0,33} (l/d_{эк})^{-0,47}. \quad (12.111)$$

Определяющим геометрическим размером в этом уравнении служит эквивалентный диаметр насадки $d_{эк}$. В число Re_G подставляется скорость газа в свободных каналах насадки.

Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе для насадочных колонн может быть определен по уравнению

$$Nu_{дL} = 0,00216 Re_L^{0,77} Pr_{дL}^{0,5}, \quad (12.112)$$

в котором число $Nu_{дL}$ рассчитывают по приведенной толщине пленки $\delta_{прив} = (\mu^2 L / \rho^2 L g)^{1/3}$.

Следует отметить, что рассмотренные выше уравнения подобия не являются единственными, они приведены лишь в качестве примера имеющихся кинетических зависимостей.

Для тарельчатых колонн Соломахой Г. П. были получены уравнения, позволяющие рассчитать коэффициент массоотдачи в газовой (паровой) фазе на основе обобщения большого количества экспериментальных данных в широком диапазоне физических-химических констант. Эти уравнения могут быть записаны в следующем виде:

для ситчатых тарелок

$$Nu_{дG} = 2,5 Re_G^{0,72} Pr_{дG}^{0,5} We^{-0,25}; \quad (12.113)$$

для колпачковых тарелок

$$Nu_{дG} = 0,265 Re_G^{1,08} Pr_{дG}^{0,5} We^{-0,32}; \quad (12.114)$$

для беспереливных тарелок

$$Nu_{дG} = 1,53 Re_G^{0,72} Pr_{дG}^{0,5} We^{-0,25}. \quad (12.115)$$

В этих уравнениях линейным размером в числах $Nu_{дG}$ и Re_G является капиллярная константа

$$\chi = \sqrt{\sigma / (\rho L g)},$$

где σ — поверхностное натяжение; ρ_L — плотность жидкой фазы.

Критерий Вебера We записывается как

$$We = \sigma / (\rho_L h_{ст}^2 g),$$

где $h_{ст}$ — высота статического слоя жидкости на тарелке.

Массообмен в жидкой фазе на тарелках в достаточной мере изучен, однако данные исследования не обобщены. Уравнение, рекомендуемое для расчета β_{x_f} для ситчатых тарелок, следующее

$$Nu_{dL} = 540 Re_L^{0,33} Pr_{dL}^{0,45}, \quad (12.116)$$

где в значение числа Re_L вводится скорость пара в свободном сечении колонны.

Учитывая, что коэффициент массоотдачи в газовой (паровой) фазе в большинстве случаев на порядок ниже коэффициента массоотдачи в жидкой фазе, и, следовательно, коэффициент массопередачи близок по своему значению к коэффициенту массоотдачи в газовой (паровой) фазе, уравнение (12.116) можно применять для расчетов других типов тарелок.

Расчет непрерывно действующих колонн для ректификации многокомпонентных смесей. Расчет ректификационных колонн для разделения многокомпонентных смесей неизмеримо сложнее расчета колонн в случае разделения бинарных смесей. При этом речь может идти не о полном разделении многокомпонентной смеси, а о выделении из нее одного из компонентов. Следует также отметить, что ввиду трудоемкости расчета его выполнение возможно только с помощью электронно-вычислительных машин.

Оценка действительного числа тарелок в колонне возможна от тарелки к тарелке аналитическим путем с помощью метода последовательных приближений. Сущность такого потарельчатого расчета заключается в том, что на основе кинетических зависимостей устанавливают связь между концентрациями пара и жидкости, покидающими тарелку. Концентрацию жидкости, покидающей тарелку, связывает с концентрацией пара, поступающего на тарелку, уравнение рабочей линии (поступающий на тарелку пар является паром, покидающим тарелку, расположенную ниже). От этой концентрации пара переходят к концентрации жидкости, покидающей ниже расположенную тарелку, и т. д.

Вводим допущение, что жидкость на тарелке полностью перемешана. Кроме того, остаются в силе предположения о неизменности мольных потоков пара и жидкости по колонне, а также составов пара при конденсации в дефлегматоре и составов кубовой жидкости при ее испарении в кипятильнике.

Выделим из колонны две соседние тарелки и обозначим их соответственно 1 и 2 (рис. 12.55). Введем обозначения: y_{iH2} — концентрация i -го компонента в паре, поступающем на вторую тарелку; $y_{iK2} = y_{iH1}$ — концентрация i -го компонента в паре, покидающем вторую тарелку и поступающем на первую тарелку; y_{iK1} — концентрация i -го компонента в паре, покидающем первую тарелку; x_{iH1} — концентрация i -го компонента в жидкости, поступающей на первую тарелку; $x_{iK1} = x_{iH2}$ — концентрация i -го компонента в жидкости, покидающей первую тарелку и посту-

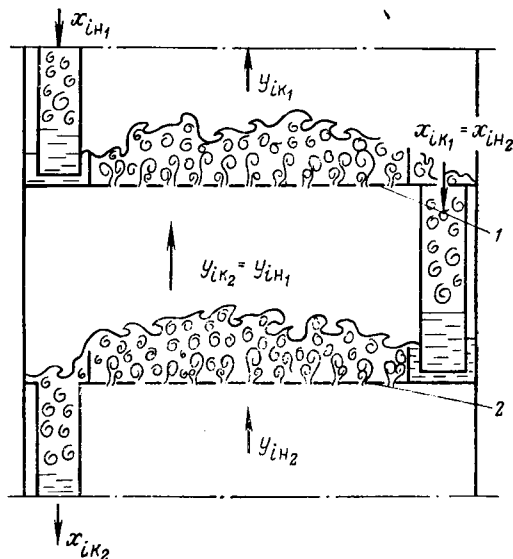


Рис. 12.55. Схема распределения концентрации пара и жидкости на двух соседних тарелках

пающей на вторую тарелку; x_{iK2} — концентрация i -го компонента в жидкости, покидающей вторую тарелку.

Для каждого i -го компонента смеси по аналогии с бинарной смесью записывают уравнение рабочей линии

$$y_i = A_i x_i + B_i,$$

причем для исчерпывающей и укрепляющей частей колонны оно отличается значениями A_i и B_i . Предполагается, что рабочее флегмовое число известно.

Если количество пара в колонне G , а F_6 — площадь барботажа тарелки, то по i -му компоненту для первой тарелки можно записать

$$G (y_{iK1} - y_{iH1}) = K_{yfi} F_6 \frac{y_{iK1} - y_{iH1}}{\ln [(y_{i1}^* - y_{iH1}) / (y_{i1}^* - y_{iK1})]}, \quad (12.117)$$

или

$$\ln \frac{y_{i1}^* - y_{iH1}}{y_{i1}^* - y_{iK1}} = \frac{K_{yfi} F_6}{G},$$

где y_{i1}^* — концентрация пара по i -му компоненту, равновесного с жидкостью на первой тарелке.

Из полученного уравнения с учетом того, что

$$y_{i1}^* = P_i x_{i1} / P \quad y_{iK1} = A x_{iK1} + B_i,$$

имеем:

$$\frac{K_{yfi} F_6}{G} = \frac{(P_i x_{iK1} / P) - A x_{iK1} - B_i}{(P_i x_{iK1} / P) - y_{iK1}}. \quad (12.118)$$

Обычно величину K_{Yfi} рассчитывают по уравнению аддитивности фазовых сопротивлений

$$\frac{1}{K_{Yfi}} = \frac{1}{\beta_{Yfi}} + \frac{m_i}{\beta_{Xfi}}. \quad (12.119)$$

Следовательно, при известных значениях β_{Yfi} и β_{Xfi} необходимо для каждой тарелки знать величину m_i .

Записав уравнения

$$\frac{1}{K_{Yfi}} = \frac{1}{\beta_{Yfi}} + \frac{m_i}{\beta_{Xfi}} \quad \text{и} \quad \frac{1}{K_{Xfi}} = \frac{1}{\beta_{Yfi} m_i} + \frac{1}{\beta_{Xfi}}, \quad (12.120)$$

получим

$$m_i = \frac{K_{Xfi}}{K_{Yfi}} = \frac{F_6 \Delta y_i}{F_6 \Delta x_i} = \frac{\Delta y_i}{\Delta x_i}, \quad (12.121)$$

т. е. величина m_i равна отношению средних движущих сил, рассчитанных по концентрациям паровой и жидкой фаз для i -го компонента.

Средняя движущая сила, выраженная через концентрации паровой фазы для первой тарелки, равна

$$\Delta y_i = \frac{y_{iK1} - y_{iN1}}{\ln \frac{y_{i1}^* - y_{iN1}}{y_{i1}^* - y_{iK1}}} = \frac{y_{iK1} - Ax_{iK1} - B_i}{\ln \frac{(P_i x_{iK1}/P) - Ax_{iK1} - B_i}{(P_i x_{iK1}/P) - y_{iK1}}}. \quad (12.122)$$

Покажем, как рассчитать значение Δx_i . Начальная движущая сила, выраженная в концентрациях жидкой фазы, равна $x_{iN1}^* - x_{iK1}$, т. е. разности между концентрациями жидкости по i -му компоненту, равновесной с входящим на первую тарелку паром, и жидкости на первой тарелке. Конечная движущая сила равна $x_{iK1}^* - x_{iK1}$ разности между концентрациями жидкости по i -му компоненту, равновесной с паром, уходящим с первой тарелки, и жидкости на тарелке. Среднеинтегральная движущая сила запишется

$$\Delta x_i = \frac{x_{iN1}^* - x_{iK1}^*}{\ln [(x_{iK1} - x_{iN1}^*) / (x_{iK1} - x_{iK1}^*)]}. \quad (12.123)$$

Значения x_{iN1}^* и x_{iK1}^* можно выразить через x_{iK1} и y_{iK1} следующим образом:

$$x_{iN1}^* = y_{iN1} P / P_i = (Ax_{iK1} + B_i) P / P_i; \quad (12.124)$$

$$x_{iK1}^* = y_{iK1} P / P_i.$$

Тогда выражение (12.123) окончательно примет вид:

$$\Delta x_i = \frac{y_{iK1} P / P_i - (Ax_{iK1} + B_i) P / P_i}{\ln \frac{x_{iK1} - (Ax_{iK1} + B_i) P / P_i}{x_{iK1} - (y_{iK1} P / P_i)}}. \quad (12.125)$$

Подстановка значения m_i , выраженного как отношение зависимостей (12.122) и (12.123), в уравнение аддитивности фазовых сопротивлений и дальнейшая подстановка полученного

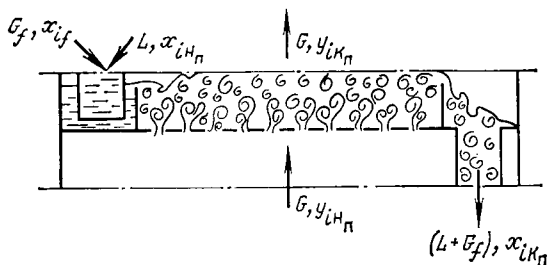


Рис. 12.56. Материальные потоки и концентрации на тарелке питания

выражения в равенство (12.118) позволили получить функциональную зависимость x_{ik1} от y_{ik1} при известных значениях β_{yfi} , β_{xfi} , F_b и G для i -го компонента смеси.

Число таких уравнений будет равно числу компонентов смеси. Если известна величина y_{ik1} , по системе составленных уравнений можно определить состав жидкости, стекающей с тарелки. Зная концентрацию жидкости, стекающей с тарелки, можно при помощи уравнений, связывающих рабочие концентрации, определить состав пара, уходящего с ниже расположенной тарелки, и т. д.

Подводя итог предыдущим рассуждениям, рассмотрим схему расчета колонны. Зная диапазоны изменения концентраций и дистиллята, и остатка, задаются конкретными значениями этих величин. Расчет ведется от верхней и нижней тарелок колонны к тарелке питания методом от тарелки к тарелке на основе выведенных зависимостей. Концентрации жидкости, уходящей с тарелки, связываются с концентрациями пара, приходящего на тарелку, посредством уравнений рабочих линий. Концентрации пара, приходящего на нижнюю тарелку колонны и уходящего с верхней тарелки, известны, они равны соответственно выбранным концентрациям дистиллята и остатка. Затем подбирают составы дистиллята и остатка и ведут расчеты до тех пор, пока не будет составлен материальный баланс в тарелке питания для всех компонентов смеси. Для i -го компонента этот баланс можно записать (рис. 12.56):

$$G_f x_{if} + L x_{iHn} + G y_{iHn} = G y_{iKn} + (L + G_f) x_{iKn}. \quad (12.126)$$

Коэффициенты массоотдачи, очевидно, можно определять для каждого компонента смеси по уравнениям, рекомендуемым для бинарных смесей, при соответствующей подстановке физико-химических параметров для многокомпонентной смеси.

ЭКСТРАКЦИЯ

Экстракция — извлечение одного или нескольких растворенных веществ из одной жидкости другой жидкостью, практически не смешивающейся (или частично смешивающейся) с первой.

Процесс широко используют для извлечения ценных продуктов из разбавленных растворов, а также для получения концентрированных растворов. Главное же то, что экстракцию следует рассматривать (наряду с ректификацией) как один из основных способов разделения жидких однородных смесей.

В большинстве случаев экстракцию применяют в сочетании с ректификацией. Пусть в растворителе L растворено распределяемое вещество M , и концентрация раствора (исходной смеси) незначительна. Можно подобрать второй растворитель G (экстрагент), которым можно экстрагировать распределяемое вещество M из исходного раствора и получить концентрированный раствор распределяемого вещества в растворителе $G+M$ (экстракт) и очищенный от распределяемого вещества растворитель L (рафинат).

Поскольку расход тепла на ректификацию резко уменьшается с ростом концентрации исходного вещества в разделяемой смеси, предварительное экстрагирование позволяет значительно сократить затраты тепла на разделение исходной смеси. Принципиальная схема сочетания процессов экстракции и ректификации показана на рис. 13.1.

Для регенерации экстрагента вместо ректификации иногда используют простую перегонку с водяным паром, выпаривание, вторичную экстракцию (реэкстракцию), реже — кристаллизацию и химическую очистку.

13.1. РАВНОВЕСИЕ В ПРОЦЕССАХ ЭКСТРАКЦИИ

Равновесие для некоторых систем жидкость — распределяемое вещество — жидкость следует так называемому закону распределения. Согласно этому закону, отношение равновесных концентраций распределенного между двумя жидкими фазами ве-

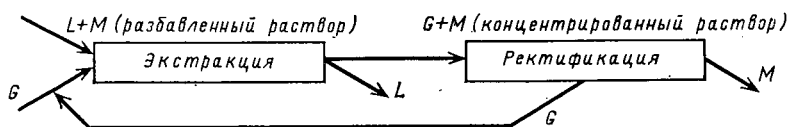


Рис. 13.1. Принципиальная схема сочетания процессов экстракции и ректификации

щества при постоянной температуре есть величина постоянная, называемая *коэффициентом распределения*.

Пусть распределяющими фазами являются G и L , а равновесными концентрациями будут c_{G1} и c_{L1} , c_{G2} и c_{L2} , c_{G3} и c_{L3} , ..., c_G и c_L . Тогда, согласно закону распределения,

$$\frac{c_{G1}}{c_{L1}} = \frac{c_{G2}}{c_{L2}} = \frac{c_{G3}}{c_{L3}} = \dots = \frac{c_G}{c_L} = \psi \quad (13.1)$$

или

$$c_G = \psi c_L, \quad (13.2)$$

где ψ — коэффициент распределения.

В уравнении (13.2) концентрации выражены в $\text{кг}/\text{м}^3$. Если обозначить концентрации распределяемого в фазах вещества через y и x в $\text{кг}/\text{кг}$ инертного вещества (растворителя) и выразить плотность фаз G и L через ρ_G и ρ_L , уравнение (13.2) примет вид

$$y_p = \frac{A_p x}{1 + (1 + A_p) x}, \quad (13.3) \quad A_p = \psi \rho_L / \rho_G. \quad (13.4)$$

Произведением $(1 + A_p)x$ при малых концентрациях x можно пренебречь, поэтому допустимо принимать

$$y_p = A_p x. \quad (13.5)$$

Диаграмма x — y . Если пренебречь взаимной растворимостью жидкостей, составляющих фазы G и L , то каждая из фаз будет представлять двухкомпонентный раствор. Тогда, откладывая равновесные составы по осям координат x — y , согласно (13.5), получим равновесную линию в виде прямой.

Однако на практике зависимость (13.5) довольно редко соответствует равновесию даже в первом приближении, так как коэффициент распределения ψ в действительности не является величиной постоянной: он зависит не только от природы взаимодействующих веществ, температуры и давления, но и от концентраций. Поэтому линия равновесия в системе координат x — y имеет форму кривой $y_p = f(x)$. Величина ψ определяется для каждого конкретного случая опытным путем.

Треугольная диаграмма. При частичной взаимной растворимости фаз G и L каждая из фаз при экстракции будет представлять собой трехкомпонентный раствор, состав которого невозможно отложить на диаграмме с координатами x — y . Составы таких трехкомпонентных фаз удобно представить в треугольной системе координат — на так называемой треугольной диаграмме (рис. 13.2).

Вершины равностороннего треугольника L , G и M обозначают чистые компоненты: растворитель исходного раствора L , экстрагент G и распределяемое вещество M . Каждая точка на сторонах LM , MG и GL соответствует составу двухкомпонентных растворов.

Рис. 13.2. Треугольная диаграмма

Каждая точка на площади внутри диаграммы соответствует составу трехкомпонентного раствора (или тройной смеси). Для отсчета содержания каждого компонента в растворе на сторонах диаграммы нанесены шкалы, причем длина каждой стороны принята за 100% (массовых, объемных или мольных) или за единицу.

Состав раствора или смеси определяется длиной отрезков, проведенных параллельно каждой из сторон треугольника до пересечения с двумя другими. Так, точка N характеризует тройную смесь, состоящую из 20% растворителя L , 50% растворителя G и 30% распределяемого вещества M .

Изображение процессов разбавления на треугольной диаграмме. На треугольной диаграмме можно изобразить процессы изменения состава трехкомпонентных смесей. Если, например, к раствору, соответствующему точке N (рис. 13.3, а), прибавлять компонент M , то отношение содержаний компонентов G и L не изменяется. Точки, отвечающие этим растворам, находятся на прямой NM и тем ближе к вершине M треугольника, чем богаче становится смесь компонентом M .

Если же извлекать компонент M из смеси N (или разбавлять N двухкомпонентной смесью постоянного состава), то ее составам будут соответствовать точки, лежащие на прямой NP , и чем меньше компонента M в смеси, тем ближе состав к стороне LG треугольника. В смесях всех составов, отвечающих точкам, лежащим на прямой PM , при изменении содержания

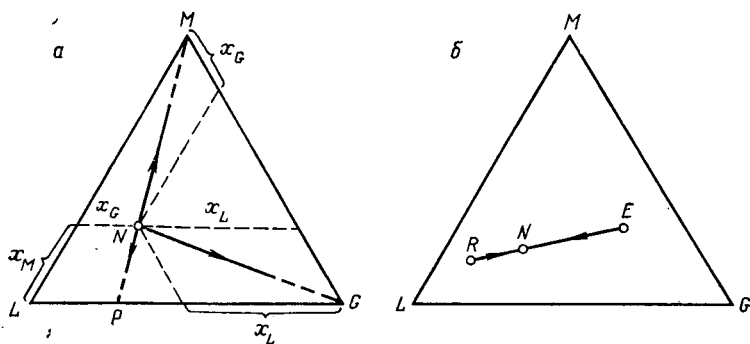
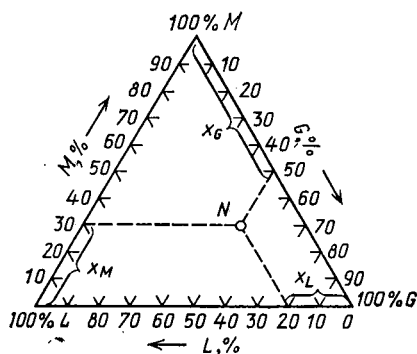


Рис. 13.3. Процессы разбавления (а) и смешения (б) на треугольной диаграмме

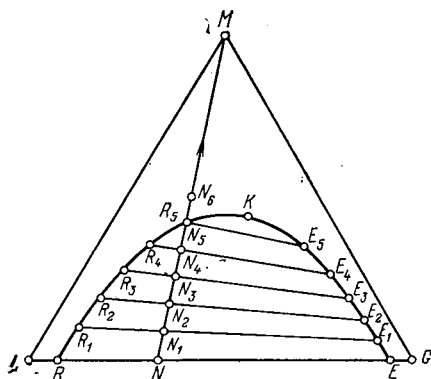


Рис. 13.4. Кривая равновесия на треугольной диаграмме

компонента M отношение количеств остальных двух компонентов (G и L) будет оставаться постоянным.

Разбавление смеси N растворителем G характеризует линия NG (рис. 13.3, а).

Процессы смешения на треугольной диаграмме. Правило рычага. При смешении двух трехкомпонентных составов R и E (рис. 13.3, б) образуется тройная смесь, состав которой характеризуется точкой N , лежащей на прямой RE , соединяющей исходные составы. Положение точки N на прямой находят по правилу рычага, если известны количества взятых растворов R и E :

$$\frac{\text{количество } R}{\text{количество } E} = \frac{EN}{RN}. \quad (13.6)$$

Отсюда же следует, что если данную смесь N каким-либо способом разложить на две фракции R и E (например, расслаиванием), то точки R , E и N , соответствующие этим трем смесям, должны лежать на одной прямой RNE . Если известны количество смеси N , ее состав и составы фракций после разделения смеси, то легко найти количество этих фракций по выражениям

$$\frac{\text{количество } R}{\text{количество } N} = \frac{EN}{RN + EN} = \frac{EN}{RE}; \quad (13.7)$$

$$\frac{\text{количество } E}{\text{количество } N} = \frac{RN}{RN + EN} = \frac{RN}{RE}. \quad (13.8)$$

Кривая равновесия на треугольной диаграмме. Треугольная диаграмма (рис. 13.4) может быть использована для изображения равновесия в тройных системах жидкость — распределяемое вещество — жидкость. Чтобы получить представление о равновесии в тройных системах, рассмотрим процесс добавления распределяемого вещества M к гетерогенной смеси двух растворителей L и G . Пусть распределяемое вещество M неограниченно растворяется в обоих растворителях L и G , а сами растворители L и G имеют ограниченную взаимную растворимость.

Из треугольной диаграммы, представленной на рис. 13.4, видно, что если M и L , а также M и G образуют однородные двухкомпонентные растворы, составы которых характеризуются точками на сторонах диаграммы LM и GM , то растворители L и G образуют однородные растворы только на небольших участках LR и EG . Любая смесь растворителей на участке RE рас-

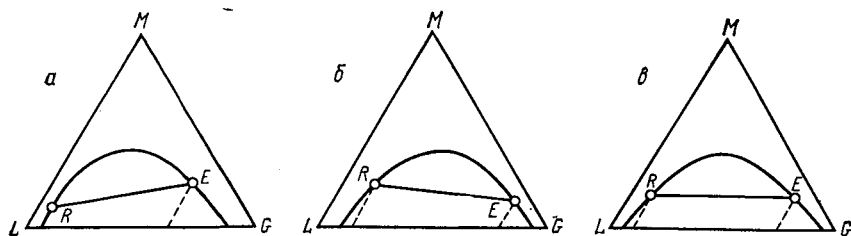


Рис. 13.5. К расчету коэффициента распределения:
 $a - \Psi > 1$; $б - \Psi < 1$; $в - \Psi = 1$

слаивается на два однородных двухкомпонентных насыщенных раствора R (насыщенный раствор G в L) и E (насыщенный раствор L в G). Количество насыщенных растворов в каждом из двух образовавшихся слоев зависит от положения точки N , выражающей средний состав двухфазной системы, и может быть определено по правилу рычага из выражений (13.6) — (13.8).

При добавлении распределяемого вещества M в смесь состава N получим тройную смесь, состав которой характеризуется точкой N_1 , лежащей на прямой смешения NM . Смесь состава N_1 расслаивается на две фазы с равновесными составами R_1 (фаза растворителя L) и E_1 (фаза растворителя G) в количественном соотношении $E_1N_1 : R_1N_1$.

При добавлении в смесь следующих порций $M_2, M_3, \dots$ получим ряд тройных смесей состава $N_2, N_3, \dots$, которые, как и в предыдущем случае, расслаиваются на равновесные тройные составы R_2 и E_2, R_3 и E_3 и т. д. Как видно из диаграммы, меняются и массовые соотношения равновесных растворов до момента, когда одна из фаз исчезает (в нашем случае при N_5). При еще большем разбавлении распределяемым компонентом имеем только однородные тройные растворы состава N_6 и др.

Соединив R_1 и E_1, R_2 и $E_2, \dots$ линиями, получим хорды равновесия $R_1E_1, R_2E_2, \dots$, соединяющие на диаграмме равновесные составы. Хорды равновесия, уменьшаясь, сходятся в одной точке K , называемой критической.

Соединив точки, соответствующие равновесным составам, плавной кривой $RR_1R_2 \dots K \dots E_2E_1E$, получим кривую равновесия, или так называемую

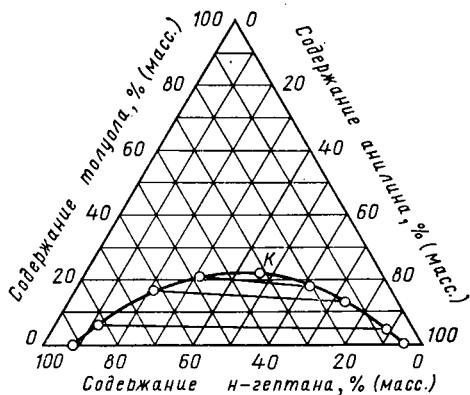


Рис. 13.6. Тройная система анилин— n -гептан—толуол при 25°C

бинодальную кривую, одна ветвь RK которой характеризует равновесные составы фазы растворителя L , а вторая EK — равновесные составы фазы растворителя G .

Бинодальная кривая и линия LG ограничивают на треугольной диаграмме область, соответствующую двухфазным смесям; площадь диаграммы вне этой области соответствует однофазным растворам. Для процессов экстракции интерес представляет только область двухфазных смесей.

По треугольной диаграмме легко найти коэффициент распределения ψ для любой пары равновесных растворов. Так, для двух растворов R и E (рис. 13.5) коэффициент распределения

$$\psi = \frac{\text{концентрация } M \text{ в фазе } E}{\text{концентрация } M \text{ в фазе } R} \quad (13.9)$$

причем значение ψ может быть больше единицы (рис. 13.5, а), меньше единицы (рис. 13.5, б) или равно единице (рис. 13.5, в).

Наклон хорды равновесия определяется природой компонентов и составом фаз.

Рассмотрим несколько хорд равновесия, например на рис. 13.6, где приведена типовая диаграмма равновесия, построенная по опытным данным. По их наклону можно судить о характере изменения коэффициента распределения состава фаз. В общем случае наклон хорд равновесия меняется, поэтому коэффициент распределения для тройной системы не является постоянной величиной. Это же видно и из табл. 5, составленной по опытным данным.

Для тройной смеси, характеризуемой критической точкой K , где составы обеих фаз одинаковы, коэффициент распределения ψ равен единице.

Нахождение хорд равновесия и критической точки. Как видно из рис. 13.7, на треугольной диаграмме нанесено, согласно экспериментальным данным, небольшое число хорд равновесия. Однако в расчетной практике возникает необходимость построить внутри гетерогенной области любую хорду равновесия. С этой целью на треугольную диаграмму наносят так называемую соединяющую линию, как это выполнено на рис. 13.7.

Таблица 5. Фазовое равновесие в системе анилин — толуол — *n*-гептан

Состав анилиновой фазы, % (масс.)			Состав гептановой фазы, % (масс.)			Коэффициент распределения
анилин	толуол	<i>n</i> -гептан	анилин	толуол	<i>n</i> -гептан	
95,3	—	4,7	7,8	—	92,2	—
88,6	3,7	7,7	11,5	6,1	82,4	0,61
73,4	12,5	14,1	20,1	17,3	62,6	0,72
61,8	17,7	20,5	31,5	21,3	47,3	0,83
Критическая точка:			46	22	32	1,00

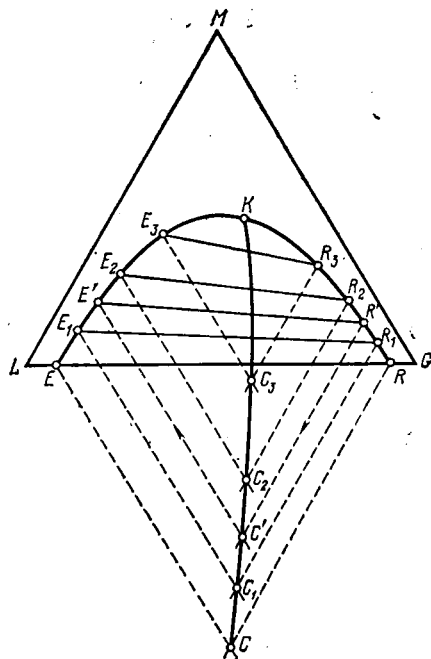
Рис. 13.7. Интерполяция хорд равновесия

Для построения соединяющей линии используют точки E и R , E_1 и R_1 , E_2 и R_2 на обеих ветвях EK и RK бинодальной кривой EKR , характеризующие равновесные составы.

Через точки E , E_1 , E_2 , ... и R , R_1 , R_2 ... параллельно сторонам MG и ML диаграммы проводят линии построения до их пересечения в точках C , C_1 , C_2 , ..., как это показано на рис. 13.7. Проведя через точки пересечения плавную кривую, найдем соединяющую линию $CC_1C_2 \dots K$, которая пересекает линию равновесия в критической точке смещения K .

Для нахождения любой хорды равновесия, проходящей через точку R' , на правой ветви равновесной кривой необходимо провести линию построения $R'C'$, параллельную стороне ML диаграммы, до пересечения с соединяющей линией в точке C' . Затем из точки C' следует провести вторую линию построения $C'E'$, параллельно стороне MG диаграммы до пересечения с левой ветвью равновесной кривой в точке E' . Соединив R' и E' прямой линией, получим искомую хорду равновесия $R'E'$. Нахождение хорд равновесия при помощи соединяющей линии называется интерполяцией хорд равновесия.

Виды треугольных диаграмм. Кроме типовой диаграммы равновесия, приведенной на рис. 13.6, встречаются также и другие виды треугольных диаграмм: с двумя зонами ограниченной растворимости (рис. 13.8, а), которые могут быть слиты в одну область ограниченной растворимости (рис. 13.8, б). Возможны случаи, когда все три компонента обнаруживают частичную взаимную растворимость (рис. 13.8, в), причем все три зоны могут быть соединены друг с другом, образуя систему, представленную на рис. 13.8, г. На рис. 13.8 показаны области однородных растворов (I), области с двумя (II) и тремя (III) фазами. **Влияние температуры на равновесие.** Необходимо отметить, что все приведенные выше диаграммы равновесия составлены при условии постоянства температуры, поэтому кривые равновесия называют также *изотермами*.



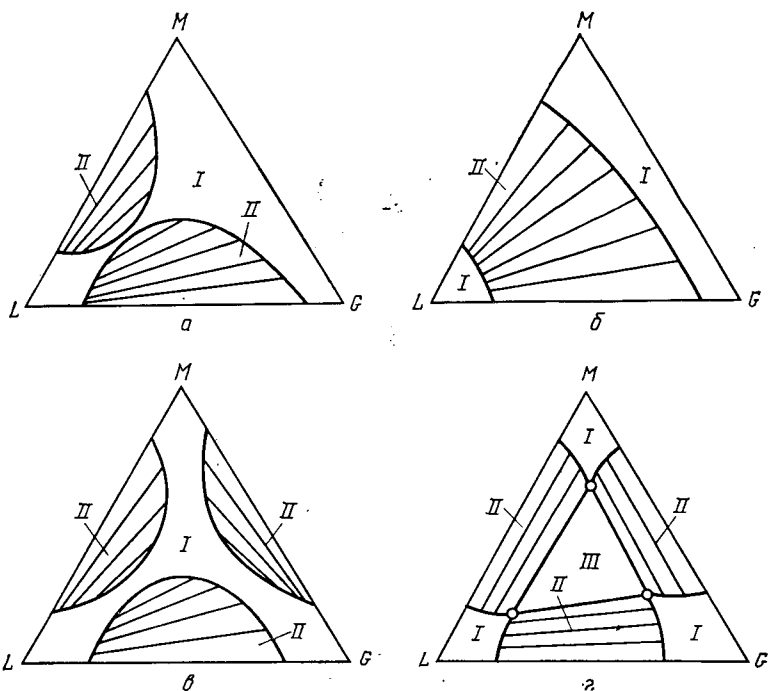


Рис. 13.8. Типы треугольных диаграмм с двумя (а, б) и тремя (в, г) областями ограниченной растворимости: римскими цифрами обозначены области с одной (I), двумя (II) и тремя (III) жидкими фазами

В большинстве случаев взаимная растворимость компонентов с увеличением температуры повышается, и область существования гетерогенных двухфазных систем уменьшается. На рис. 13.9 приведены кривые равновесия при различных температурах, причем $t_1 < t_2 < t_3 < t_4$.

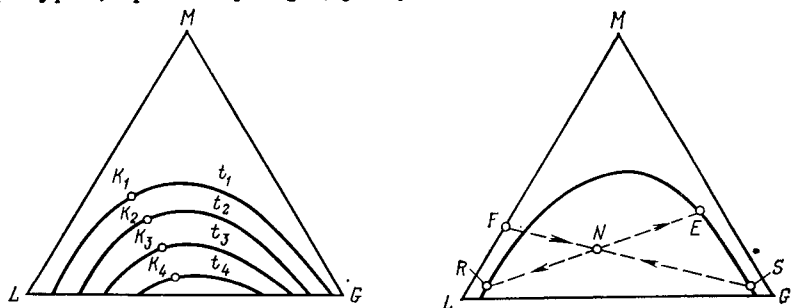


Рис. 13.9. Влияние температуры на положение кривой равновесия при $t_1 < t_2 < t_3 < t_4$

Рис. 13.10. К составлению материального баланса процесса экстракции

Влияние давления на равновесие. Изменение растворимости малорастворимых жидкостей, вызванное изменением внешнего давления, очень невелико и в большинстве случаев им можно пренебречь. Следовательно, положение линии равновесия на треугольной диаграмме с изменением внешнего давления почти не меняется, диаграмма равновесия сохраняет вид для значительной области давлений.

13.2. МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС ЭКСТРАКЦИИ

Материальный баланс экстракции выражается общими для массообменных процессов уравнениями в дифференциальной и интегральной формах [см. уравнения (11.7) — (11.13)]. В случае частичной взаимной растворимости фаз L и G их величины уже не будут постоянными по высоте аппарата, а, следовательно, и отношение G/L будет переменной величиной. Отсюда вывод: рабочая линия экстракции в системе координат $x-y$ при частичной взаимной растворимости фаз не будет прямой линией.

Уравнение материального баланса по общим потокам в этом случае будет иметь вид

$$F + S = R + E, \quad (13.10)$$

где F, R — массовые количества соответственно исходного раствора и полученного рафината, кг/ч; S, E — массовые количества соответственно экстрагента и полученного экстракта, кг/ч.

Если переписать уравнение (13.10) в виде

$$F + S = N = R + E, \quad (13.11)$$

то уравнение материального баланса может быть представлено графически на треугольной диаграмме (рис. 13.10) как процесс смешения исходных потоков $F + S$ (с образованием тройной смеси, изображаемой точкой N , и последующим разделением этой тройной смеси N на конечные потоки $R + E$).

Из диаграммы по правилу рычага

$$S/F = FN/SN, \quad (13.12)$$

можно найти количество необходимого для процесса экстрагента

$$S = F(FN/SN), \quad (13.13)$$

или соотношение между количествами полученных потоков рафината и экстракта

$$R/E = EN/RN, \quad (13.14)$$

а также состав любого из потоков, если заданы составы и количества трех остальных потоков.

13.3. КИНЕТИЧЕСКИЕ ЗАКОНОМЕРНОСТИ ПРОЦЕССА ЭКСТРАКЦИИ

Кинетические закономерности процесса экстракции определяются основными законами массопередачи. Поскольку при экстракции происходит массообмен между двумя жидкими фазами, распределяемое вещество переходит из одной жидкости в другую. Для развития поверхности фазового контакта обычно одну из жидкостей диспергируют до капель определенной величины. Таким образом распределяемое вещество переходит из сплошной фазы к поверхности капли и затем внутрь ее или из капли через поверхность раздела фаз в ядро потока сплошной фазы. Рассмотрим три случая.

Случай первый — диффузионное сопротивление внутри капли незначительно по сравнению с диффузионным сопротивлением в сплошной фазе. В этом случае массообмен определяется только диффузионным сопротивлением в сплошной фазе. Коэффициент массопередачи может быть принят равным коэффициенту массоотдачи ($K_x \approx \beta_c$), а количество перенесенного из фазы в фазу распределяемого вещества может быть определено из соотношения

$$M = \beta_c \Delta x_m F. \quad (13.15)$$

Коэффициент массоотдачи β_c может быть рассчитан по приближенному уравнению подобия

$$Nu_{dc} = 1,13 Re_{dc}^{0,5}, \quad (13.16)$$

где $Nu_{dc} = \beta_c d / D_c$ — диффузионное число Нуссельта для сплошной фазы; $Re_{dc} = Wd / D_c$ — диффузионное число Пекле для сплошной фазы; β_c — коэффициент массоотдачи по сплошной фазе, м/с; D_c — коэффициент диффузии распределяемого вещества в сплошной фазе, м²/с; d — диаметр капли, м; W — относительная скорость движения капель в сплошной фазе, м/с.

Случай второй — диффузионным сопротивлением внутри капли пренебречь нельзя, в то время как диффузионное сопротивление сплошной фазы незначительно. В этом случае массообмен определяется диффузионным сопротивлением внутри капли. Коэффициент массопередачи может быть принят равным коэффициенту массоотдачи ($K_y \approx \beta_d$), а количество вещества, перенесенного из фазы в фазу, составит

$$M = \beta_d \Delta y_m F. \quad (13.17)$$

Коэффициент массоотдачи β_d может быть найден по приближенному уравнению подобия

$$Nu_{dd} = 0,00375 Re'_{dd}, \quad (13.18)$$

где $Nu_{dd} = \beta_d d / D_d$ — диффузионное число Нуссельта для дисперсной фазы; $Re'_{dd} = \frac{Wd}{D_d} \cdot \frac{1}{1 + \mu_d / \mu_c}$ — модифицированное диффузионное число Пекле для дисперсной фазы; β_d — коэффициент массоотдачи по дисперсной фазе, м/с; D_d — коэффициент диффузии распределяемого вещества в дисперсной фазе, м²/с; μ_d и μ_c — динамический коэффициент вязкости соответственно дисперсной и сплошной фазы, Н·с/м².

Случай третий — диффузионным сопротивлением в сплошной фазе и внутри капли пренебречь нельзя и необходимо учитывать распространение массы как в сплошной среде, так и внутри капли. В этом случае можно использовать для расчета коэффициентов массоотдачи уравнения (13.16) и (13.18), а затем рассчитать коэффициенты массопередачи по выражениям

$$K_y = \frac{1}{1/\beta_d + A_p/\beta_c} \quad (13.19) \quad \text{или} \quad K_x = \frac{1}{1/(A_p\beta_d) + 1/\beta_c}. \quad (13.20)$$

13.4. ПРИНЦИПИАЛЬНЫЕ СХЕМЫ ПРОЦЕССА ЭКСТРАКЦИИ

В химических производствах используются преимущественно следующие схемы экстракции: однократная экстракция, многократная экстракция с перекрестным током растворителя, многократная экстракция с противотоком растворителя, непрерывная противоточная экстракция, ступенчатая противоточная экстракция.

Однократная экстракция. Однократная экстракция может быть проведена периодическим или непрерывным способом. Схема однократной периодической экстракции показана на рис. 13.11, а. В аппарат загружается исходный раствор F , содержащий распределяемое вещество концентрацией x_F , и к нему прибавляется порция растворителя G концентрацией y_G . Обе жидкости перемешивают до установления равновесия. По окончании перемешивания жидкости расслаиваются в том же аппарате. После отстаивания сливают сначала нижний слой raffinate R концентрацией x_R , а затем — верхний слой экстракта E концентрацией y_E .

Для расслаивания фаз часто используют особые отстойники (рис. 13.11, б). В этих случаях процесс однократной экстракции проводят непрерывным способом, так как при непрерывном вводе исходного раствора F и свежего растворителя G из отстойника также непрерывно выводят полученные экстракт E

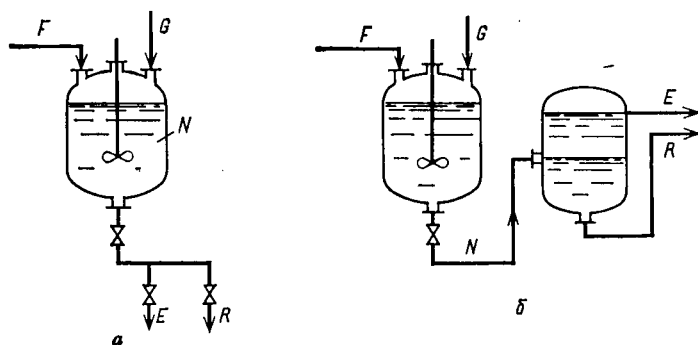


Рис. 13.11. Схема однократной экстракции, проводимой периодическим (а) или непрерывным (б) способом

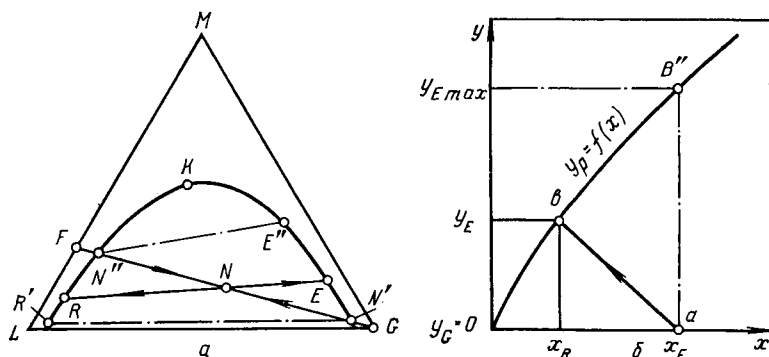


Рис. 13.12. Процесс однократной экстракции на треугольной (а) и прямоугольной (б) диаграммах

и рафинат R . Количества F , G , E и R относят к единице времени.

Процесс однократной экстракции может быть представлен на треугольной диаграмме (рис. 13.12, а). При смешении исходного раствора F с растворителем G образуется тройная смесь, характеризующаяся точкой N , положение которой на прямой смешения FG зависит от соотношения количеств растворителя G и исходного раствора F . После расслаивания образуются две равновесные фазы — экстракт и рафинат, составы которых характеризуются точками E и R , лежащими на концах хорды равновесия ER , проходящей через точку N .

Выбирая различные соотношения количеств растворителя и исходного раствора, можно подобрать желаемый состав экстракта или рафината согласно правилу рычага

$$F/G = GN/FN. \quad (13.21)$$

Из диаграммы следует, что с увеличением количества взятого растворителя уменьшается количество рафината

$$R/E = EN/RN, \quad (13.22)$$

но повышается его чистота, и может наступить такой момент, когда вся порция исходного раствора будет смешана со слишком большой порцией растворителя.

Предельное количество растворителя может быть найдено по уравнению

$$G_{\max} = FF'N'/GN'. \quad (13.23)$$

Состав исчезающего рафината отвечает точке R' .

С другой стороны, уменьшение количества растворителя снижает выход экстракта и повышает концентрацию распределяемого вещества в экстракте, но чрезмерное уменьшение порции растворителя может привести к его полному растворению в порции исходного раствора. Такое минимальное количество экстра-

гента может быть найдено из соотношения

$$G_{\min} = F F'' / G N''. \quad (13.24)$$

Состав исчезающего экстракта отвечает точке E'' .

При взаимной нерастворимости фаз процесс однократной экстракции может быть изображен на диаграмме $x-y$ прямой ab , тангенс угла наклона которой равен отношению весовых загрузок исходного раствора F и растворителя S (рис. 13.12, б). По диаграмме могут быть также найдены составы рафината и экстракта при различных соотношениях загрузок. Если при увеличении количества растворителя можно получить рафинат любой степени чистоты, то предельное насыщение экстракта определится точкой $y_{E \max}$.

Как видно из обеих рассмотренных диаграмм, в результате проведения однократной экстракции составы получаемых рафината и экстракта находятся в равновесии и мало отличаются от исходных. Эффективность проводимого по этой схеме процесса экстракции невелика и широкого распространения в промышленности рассмотренный способ не получил.

Эффективность экстракции может быть значительно повышена, если ее проводить многократно, используя каждый раз свежую порцию растворителя для обработки одной и той же порции исходного раствора. Такой способ проведения процесса получил название многократной экстракции с перекрестным током растворителя.

Многократная экстракция с перекрестным током растворителя. Из первой ступени однократной экстракции исходного раствора F растворителем G полученный рафинат состава R_1 вводится во вторую ступень, где обрабатывается свежей порцией растворителя G . Тройная смесь состава N_2 расслаивается на рафинат R_2 и экстракт E_2 . Процесс обработки ведут до тех пор, пока не получат рафинат заданного состава.

Полученные в каждой ступени порции экстракта $E_1, E_2, \dots$ и т. д. содержат все меньшее количество распределяемого вещества.

Общий расход растворителя равен сумме всех порций во всех ступенях экстракции.

Процесс многократной экстракции можно провести периодическим способом в одном аппарате с мешалкой (см. рис. 13.11, а). Для этого одну и ту же порцию исходного раствора обрабатывают несколькими порциями растворителя, каждый раз смешивая, расслаивая и выводя порцию экстракта из одного и того же аппарата. Процесс ведут до тех пор, пока рафинат не будет иметь заданную концентрацию.

Процесс многократной экстракции с перекрестным током растворителя представлен на треугольной диаграмме (рис. 13.13, а). Смещение исходного раствора и растворителя описывается линией FG . Образующаяся тройная смесь N_1 расслаивается на экстракт E_1 и рафинат R_1 первой ступени. Полученная порция

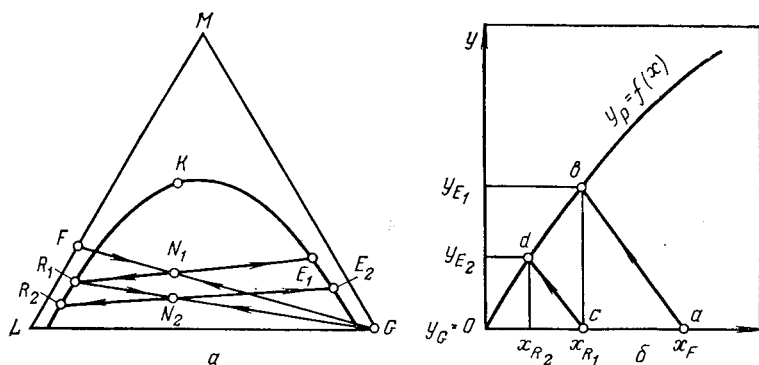


Рис. 13.13. Процесс многократной экстракции с перекрестным током растворителя на треугольной (а) и прямоугольной (б) диаграммах

рафината R_1 обрабатывается свежей порцией растворителя G (линия R_1G) с образованием тройной смеси N_2 , которая также расслаивается на экстракт E_2 и рафинат R_2 второй ступени.

При полной взаимной нерастворимости фаз процесс многократной экстракции с перекрестным током растворителя может быть представлен на диаграмме $x-y$ (рис. 13.13, б) рабочими линиями ab и cd каждой ступени, причем состав рафината x_{R1} , x_{R2} после каждой ступени равен составу исходной смеси на входе в последующую ступень.

Недостатками способа являются большой расход свежего растворителя и его недостаточное насыщение в ступенях экстракции. Эти недостатки могут быть устранены, если использовать противоточное движение рафината и экстракта при многократной экстракции.

Многократная экстракция с противотоком растворителя. Исходный раствор F перетекает самотеком со ступени на ступень,

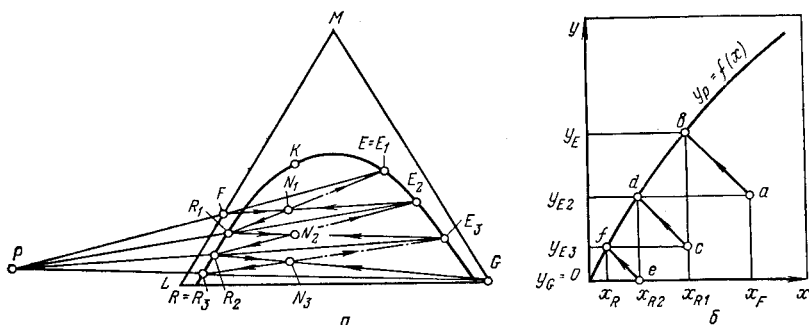
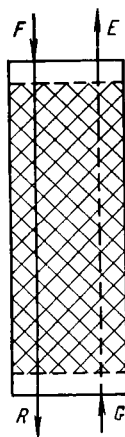


Рис. 13.14. Процесс многократной экстракции с противотоком растворителя на треугольной (а) и прямоугольной (б) диаграммах

Рис. 13.15. Схема непрерывной противоточной экстракции



отдавая распределяемое вещество растворителю G . В каждой ступени осуществляется однократная экстракция очищенного рафината более свежим противоточно движущимся растворителем. В последней ступени рафинат контактирует со свежим растворителем G .

Противоток растворителя от последней ступени к первой (по току рафината) осуществляется насосами. На первой ступени насыщенный распределяемым веществом растворитель контактирует с концентрированным исходным раствором F и выходит в виде экстракта E предельно насыщенного распределяемым веществом. Процесс многократной экстракции с противотоком растворителя поясняется треугольной диаграммой (рис. 13.14).

При смешении на первой ступени исходного раствора F с экстрактом E_2 из второй ступени образуется тройная смесь N_1 , после расслаивания которой образуются экстракт $E = E_1$, выводимый для регенерации растворителя, и рафинат R_1 . В результате перемешивания устанавливается равновесие; составы E и R_1 соответствуют концам хорды равновесия, проходящей через точку N_1 .

Во второй ступени смешивается рафинат R_1 с экстрактом третьей ступени E_3 , образуя тройную смесь N_2 , которая расслаивается на рафинат R_2 и экстракт E_2 . Точки R_2 и E_2 лежат на концах хорды равновесия, проходящей через точку N_2 .

В третьей ступени смешивается рафинат R_2 со свежим растворителем G , образуя тройную смесь N_3 , которая расслаивается на экстракт E_3 и рафинат $R = R_3$, выводимый из системы.

Следует особо отметить, что если в каждой отдельной ступени соединить прямыми линиями FE , R_1E_2 , R_2E_3 , RG две точки, соответствующие составам на входе одной фазы и на выходе другой, то продолжения этих линий пересекутся в одной точке P , называемой полюсом. Это следует из общего материального баланса и материальных балансов каждой ступени экстракции. Полюс P может быть расположен как внутри треугольной диаграммы, так и вне ее.

При взаимной нерастворимости фаз процесс многократной экстракции с противотоком растворителя может быть представлен на диаграмме $x-y$ в виде рабочих линий ab , cd и ef однократной экстракции, причем концентрации рафината или экстракта на выходе из предыдущей ступени и на входе в последующую ступень равны.

Непрерывная противоточная экстракция. Схема непрерывной противоточной экстракции показана на рис. 13.15. Исходный раствор непрерывно стекает вниз, отдавая распределяемое ве-

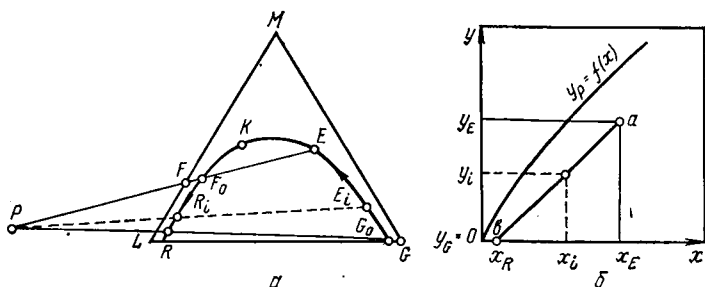


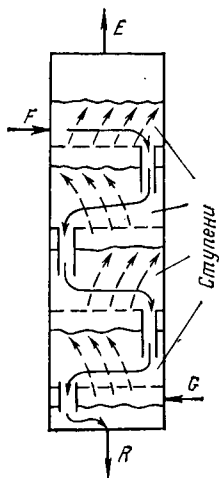
Рис. 13.16. Процесс непрерывной противоточной экстракции на треугольной (а) и прямоугольной (б) диаграммах

щество движущемуся противотоком экстракту. Такой процесс осуществлен в насадочных колоннах или распылительных экстракторах.

Процесс непрерывной противоточной экстракции может быть представлен на треугольной диаграмме (рис. 13.16, а) в виде линий FF_0R и GG_0E на обеих ветвях бинодальной кривой, причем рабочие составы фаз в любом поперечном сечении аппарата соответствуют точкам пересечения луча из полюса P с ветвями бинодальной кривой, например R_i и E_i .

При взаимной нерастворимости фаз процесс противоточной экстракции может быть представлен на диаграмме $x-y$ (рис. 13.6, б) в виде прямой линии ab , каждая точка на которой характеризует рабочие концентрации обеих фаз в любом сечении аппарата, например x_i и y_i .

Ступенчатая противоточная экстракция. Процесс, проводимый по данной схеме (рис. 13.17), отличается тем, что состав одной из фаз при переходе от ступени к ступени меняется скачкообразно (как при многократной экстракции), а состав второй фазы — непрерывно (как при непрерывной противоточной экстракции). Такой процесс можно осуществить в колонном тарельчатом экстракторе, где сплошная фаза на каждой тарелке перемешана и имеет постоянный состав, скачкообразно меняющийся от тарелки к тарелке. Дисперсная фаза непрерывно изменяет свой состав по всей высоте аппарата.



Изображение процесса ступенчатой противоточной экстракции на треугольной диаграмме дано на рис. 13.18, а.

На первой ступени экстракции при контактировании исходного раствора F с экстрактом E_2 , поступающим со второй ступени, образуется тройная смесь N_1 , после расслаивания которой отделяют экстракт $E=E_1$ и ра-

Рис. 13.17. Схема ступенчатой противоточной экстракции

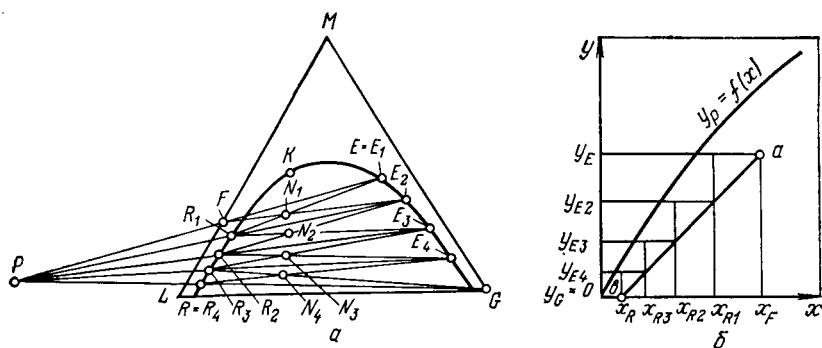


Рис. 13.18. Процесс ступенчатой противоточной экстракции на треугольной (а) и прямоугольной (б) диаграммах

финат R_1 . В результате контакта фаз равновесие, как правило, не наступает вследствие недостаточного времени контактирования. Поэтому расслоение рафината R_1 и экстракта $E=E_1$ будет описываться не хордой равновесия, а рабочей хордой R_1E_1 , связывающей рабочие составы фаз. Существенно отметить, что концентрации распределяемого вещества в фазах не достигают равновесных значений.

Во второй ступени контактирует рафинат R_1 с экстрактом третьей ступени E_3 , образуя тройную смесь N_2 , которая расслаивается на рафинат R_2 и экстракт E_2 , имеющие неравновесные составы и характеризующиеся точками R_2 и E_2 на концах рабочей хорды R_2E_2 и т. д.

Исходная смесь F , перетекая самотеком (например, в виде сплошной фазы) со ступени на ступень, отдает распределяемое вещество растворителю и выходит из аппарата в качестве рафината R .

Растворитель G , поднимаясь со ступени на ступень (в виде дисперсной фазы), насыщается распределяемым веществом и выходит из аппарата в виде экстракта E .

Следует отметить, что, соединив две точки, соответствующие составам на входе одной фазы и на выходе другой фазы в одной ступени прямыми линиями FE , R_1E_2 , R_2E_3 , ..., RG и продолжив их до пересечения, получим точку полюса P .

При взаимной нерастворимости фаз процесс ступенчатой противоточной экстракции по всему аппарату может быть представлен на диаграмме $x-y$ в виде рабочей линии ab (рис. 13.18, б).

13.5. РАСЧЕТ ЭКСТРАКТОРОВ

Аппараты, предназначенные для осуществления процесса экстракции, называют экстракторами. В химической промышленности используют следующие основные типы экстракторов: смешительно-отстойные, колонные и центробежные.

Смесительно-отстойные экстракторы. Для осуществления одной ступени экстракции (смешение фаз и их последующее разделение) можно использовать один аппарат, в котором процесс проводят периодически (вначале перемешивание, затем расслоение), или два аппарата; в одном — перемешивание, а во втором — расслоение (отстаивание); в этих аппаратах процесс проводят непрерывным способом.

При перемешивании одна из жидкостей диспергируется на мелкие капли (дисперсная фаза), которые распределяются в другой жидкости (сплошная фаза). Дисперсной фазой может быть как легкая, так и тяжелая жидкости, а также экстракт или рафинат.

В промышленности часто используют несколько ступеней экстракции. Любое число ступеней можно соединить в виде каскада с перекрестным или — чаще — с противоточным движением контактируемых жидкостей.

Простейшим смесительно-отстойным экстрактором периодического действия является аппарат с мешалкой.

При проведении однократной экстракции непрерывным способом используют агрегат, состоящий из смесителя и отстойника.

Наиболее широко распространены смесители типа аппарат с мешалкой, инжекторные, диафрагменные и трубчатые смесители, центробежные насосы и даже обычные вентили.

В *смеситель типа аппарат с мешалкой* исходный раствор и растворитель вводят непрерывно, а смесь также непрерывно

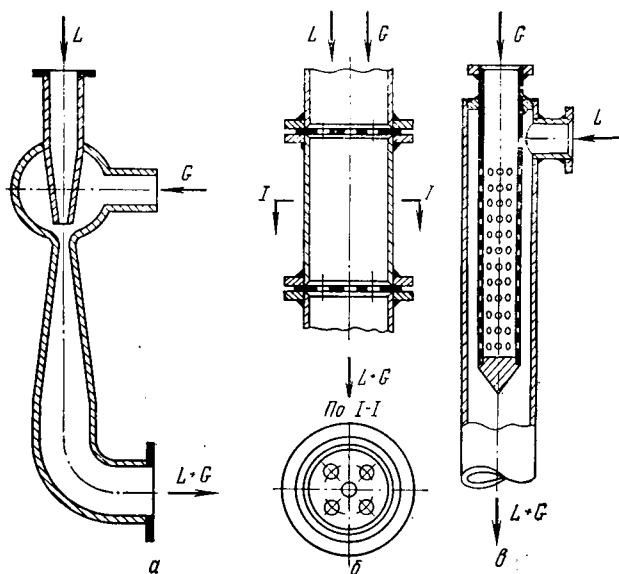
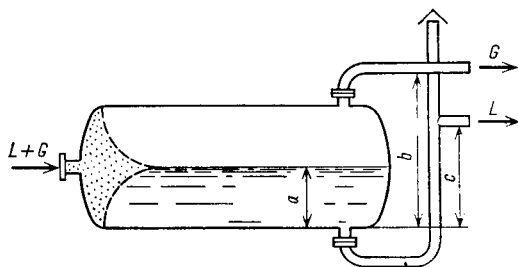


Рис. 13.19. Инжекторный (а), диафрагменный (б) и трубчатый (в) смесители

Рис. 13.20. Схема отстойника



выводится из аппарата в последующий отстойник. Ввод жидкостей L и G в смеситель этого типа (и вывод жидкостей из него) можно осуществлять самотеком.

Инжекторный смеситель (рис. 13.19, а) действует по тому же принципу, что и паровой инжектор. Жидкость L с большой скоростью вытекает из сопла и засасывает за счет своей кинетической энергии другую жидкость G . Протекая через диффузор, обе жидкости перемешиваются, образовавшая смесь вытекает в отстойник. Для ввода жидкостей L и G в инжекторный смеситель требуется один насос.

Диафрагменный смеситель (рис. 13.19, б) представляет собой цилиндрический аппарат, между фланцами которого закреплены диафрагмы с несколькими отверстиями. Жидкости L и G , проходя сквозь отверстия, перемешиваются и направляются из смесителя в отстойник.

К диафрагменным смесителям следует отнести также трубу, заполненную насадкой, сопла и обычный вентиль.

Трубчатый смеситель (рис. 13.19, в) состоит из двух концентрических труб, в которые жидкости L и G поступают раздельно. Из отверстий внутренней трубы в кольцевой зазор между трубами с большой скоростью вытекает жидкость G и смешивается там с жидкой фазой L .

Использование диафрагменных и трубчатых смесителей требует установки двух насосов на линиях ввода каждой фазы.

Простейший отстойник представляет собой горизонтальную емкость (рис. 13.20). Объем отстойника используется для создания ламинарного движения жидкости, при котором происходит расслаивание смеси. Легкая фракция сливается через верхний штуцер, а тяжелая — выводится через трубопровод с устройством для разрыва сифона, предупреждающим полное опорожнение отстойника.

Уровень вывода тяжелой фракции из отстойника определяется положением поверхности раздела фаз в аппарате и находится из равенства

$$\sigma_{\Gamma} + (b - a) \rho_{\Gamma} = \sigma_{\Gamma}, \quad (13.25)$$

где a , b , c — размеры (см. рис. 13.20) в м; ρ_{Γ} и ρ_{Γ} — соответственно плотность тяжелой и легкой жидкости, кг/м³.

Для расслаивания смеси используют также отстойные аппараты более сложной конструкции: гидроциклоны, центрифуги и центробежные сепараторы.

В промышленности часто используют смесительно-отстойные экстракторы, в которых осуществляется и смешение, и разделение фаз одновременно (рис. 13.21). Исходный раствор L и растворитель G по трубам 1 и 2 поступают в зону перемешивания 3, причем на входе в нее жидкости перемешиваются уже в трубе 5, а затем мешалкой 4. Смесь поднимается вверх и, перетекая через кольцообразное пространство 9, попадает в зону расслаивания 8. Отстоявшаяся тяжелая жидкость L выводится из корпуса аппарата через сифонную трубу 7, а легкая жидкость перетекает через переливной патрубок 10. Аппарат имеет трубу 6, с помощью которой обеспечивается рециркуляция взаимодействующих жидкостей через смеситель.

Для проведения периодической многократной экстракции с перекрестным током и противотоком растворителя могут быть использованы агрегаты из нескольких последовательно соединенных смесителей (см. рис. 13.19) и отстойников (см. рис. 13.20). Такие батарейные экстракторы могут быть выполнены из последовательно соединенных смесительно-отстойных элементов (рис. 13.21). В качестве элемента батарейного экстрактора может быть взят любой смесительно-отстойный экстрактор.

Расчет экстракционных аппаратов типа смеситель-отстойник состоит из расчета материального баланса процесса экстракции по треугольной диаграмме с определением количества необходимого растворителя и составов получаемого рафината и экстракта, из гидравлического расчета смесителя с отстойником и расчета числа экстракционных элементов.

Число экстракционных элементов определяют построением на треугольной (или прямоугольной) диаграмме схемы многократной экстракции с перекрестным током или противотоком рас-

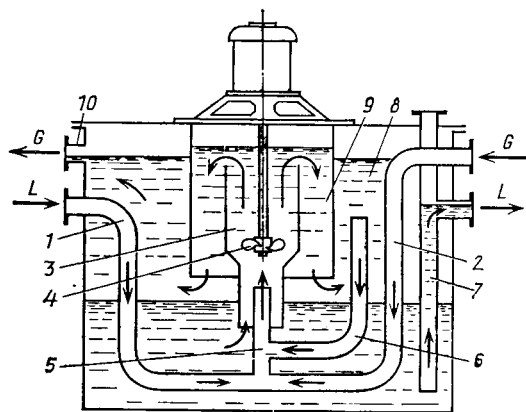


Рис. 13.21. Смесительно-отстойный экстрактор:

1, 2 — трубы для ввода исходного раствора и растворителя; 3 — зона смешения; 4 — мешалка; 5 — смесительная труба; 6 — циркуляционная труба; 7 — сифон; 8 — зона расслаивания; 9 — кольцообразное пространство; 10 — переливной патрубок

Рис. 13.22. Схема колонного полого (распылительного) экстрактора

творителя, как это показано на рис. 13.13 и 13.14. Число построенных хорд равно весия на треугольной диаграмме (или число ступеней на прямоугольной диаграмме) в заданных пределах составов и будет равно числу смесительно-отстойных элементов.

На практике в смесительно-отстойных секциях процесс массопередачи не идет до равновесия, поэтому число полученных на схеме смесительно-отстойных элементов следует увеличить на 5—25%.

Колонные экстракторы. Колонные экстракторы подразделяют на полые (распылительные), насадочные, тарельчатые, колонны с пульсацией потоков и роторно-дисковые. Во всех экстракторах этого типа поверхность фазового контакта развивается в результате диспергирования капель одной жидкой фазы в другой жидкой фазе. Первая называется *дисперсной*, вторая — *сплошной*, или *дисперсионной*. Дисперсной фазой может быть как легкая жидкость G , так и тяжелая L .

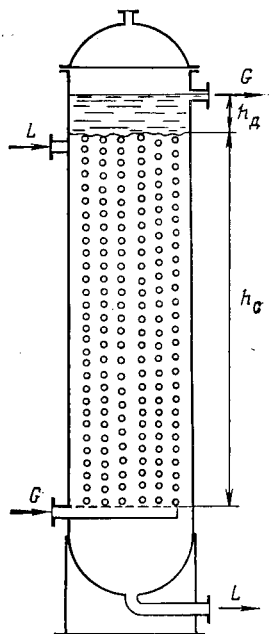
Полые (распылительные) экстракторы. На рис. 13.22 приведена схема полого (распылительного) экстрактора. Экстрактор заполняется тяжелой жидкостью L , которая сплошным потоком перемещается в аппарате со скоростью W_c и удаляется через сливное устройство. Легкая жидкость G вводится в аппарат через распылитель и в виде капель поднимается вверх со скоростью W_d . В верхней части экстрактора капли сливаются, образуя сплошной слой легкой жидкости, которая и выводится из аппарата через верхний штуцер.

Относительная скорость движения капли W_0 может быть найдена как скорость осаждения по уравнениям (2.22), (2.23) или (2.24), в зависимости от режима движения, а также (2.28).

Скорость перемещения капель относительно стенок аппарата равна разности между относительной скоростью подъема (осаждения) капли и линейной скоростью движения сплошной фазы

$$W_d = W_0 - W_c. \quad (13.26)$$

При перегрузке аппарата по сплошной фазе может наступить такой момент, когда абсолютная скорость движения капли W_d будет равна нулю. При такой подаче сплошной фазы в экстракторе будет накапливаться дисперсная фаза, затопляя экстрактор. Накопление дисперсной фазы в рабочей зоне экстрактора вызывает сужение прохода сплошной фазы. Скорость последней значительно увеличивается, в результате чего поток



сплошной фазы начинает выносить из рабочей зоны капли дисперсной фазы. Нарушается противоточное движение фаз, наступает захлебывание экстрактора.

Суммарная предельная нагрузка по обоим фазам связана с относительной скоростью W_0 соотношением

$$(q_d + q_c)_{\text{захл}} = \gamma W_0, \quad (13.27)$$

где q_d и q_c — удельные нагрузки по дисперсной и сплошной фазам, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; γ — коэффициент, зависящий от соотношения нагрузок.

Диаметр экстрактора D может быть рассчитан по суммарной оптимальной нагрузке $(q_d + q_c)_{\text{опт}}$, составляющей около 40% от предельной $(q_d + q_c)_{\text{захл}}$, по выражению

$$D = \sqrt{\frac{G/\rho_g + L/\rho_L}{900\pi (q_d + q_c)_{\text{опт}}}}. \quad (13.28)$$

Диспергирующее устройство в распылительных экстракторах обычно выполняется в виде конической камеры с горизонтальной перфорированной пластиной или в виде перфорированной трубы. Размер отверстий или сопел составляет 2—6 мм, через них и продавливается диспергируемая жидкость. Давление жидкости при входе в распределитель (см. рис. 13.22) определяют как

$$p = \zeta_0 W_p^2 \rho_d / 2 + 4\sigma/d_0 + h_d \rho_d g + h_c \rho_c g, \quad (13.29)$$

где W_p — скорость жидкости в отверстиях распределителя, м/с ; ζ_0 — коэффициент сопротивления отверстий распределителя, обычно 1,82; d_0 — диаметр отверстий диспергирующего устройства, м ; ρ_d и ρ_c — плотности дисперсной и сплошной фаз, кг/м^3 ; σ — межфазное натяжение, Н/м ; h_d и h_c — высоты, м .

Необходимый для расчетов размер капли может быть вычислен по формуле, предложенной Н. И. Смирновым и С. Е. Полutoй

$$d_k = d_0 \left[1,82 + 0,2 \left(\frac{\rho_d}{\rho_c - \rho_d} \right)^{0,98} \right] \left(\frac{\sigma}{d_0^2 \rho_d g} \right)^{0,36}. \quad (13.30)$$

Для расчета рабочей высоты h_c двухфазной зоны распылительного экстрактора вначале по формулам (13.16) и (13.18) определяют коэффициенты массоотдачи в сплошной и дисперсной фазах. Затем по ним находят, согласно уравнениям (13.19) или (13.20), коэффициенты массопередачи K_y или K_x .

Из основного кинетического уравнения массопередачи (11.17) с учетом (11.8) можно определить поверхность фазового контакта, необходимую для проведения процесса

$$F = \frac{G(y_H - y_K)}{K_y \Delta y_m} = \frac{G}{K_y} \int_{y_K}^{y_H} \frac{dy}{y - y_p} = \frac{G}{K_y} m_y. \quad (13.31)$$

Число капель, находящихся в рабочей зоне экстрактора, составит

$$n = F/f_k = F/\pi d_k^2, \quad (13.32)$$

где f_k — поверхность капли, м^2 .

Объем дисперсной фазы в рабочей зоне экстрактора с учетом уравнения (13.32) равен

$$V_d = \pi d_K^3 n / 6 = F d_K / 6. \quad (13.33)$$

Время пребывания капель в рабочей зоне с учетом формулы (13.32) составит

$$\tau_d = V_d / Q_{d \text{ сек}} = 600 F d_K \rho_d / G, \quad (13.34)$$

где $Q_{d \text{ сек}} = G / 3600 \rho_d$ — расход дисперсной фазы, м³/с; G — расход дисперсной фазы, кг/ч.

Высота рабочей зоны распылительного экстрактора равна

$$H = W_d \tau_d = 600 F d_K \rho_d W_d / G. \quad (13.35)$$

Необходимо указать, что все вышесказанное справедливо и для распылительных экстракторов, в которых сплошной фазой является более легкая жидкость, а дисперсной — более тяжелая. **Насадочные экстракторы.** Заполнение полых колонн насадочными телами позволяет организовать более эффективное взаимодействие фаз в аппарате, так как насадка обеспечивает дополнительное диспергирование и коалесценцию дисперсной фазы, а также увеличивает время пребывания капель дисперсной фазы в аппарате. Особенно эффективны насадочные экстракторы, работающие в режиме, близком к захлебыванию.

Насадочные экстракторы несложны по устройству. Они отличаются от рассматриваемых выше полых экстракторов тем, что заполнены насадочными телами.

Необходимо отметить аналогию гидродинамических соотношений в насадочных абсорберах и экстракторах. С ростом скорости перемещения одной фазы относительно другой силы трения в них возрастают и, наконец, наступает состояние, при котором сплошная фаза захватывает дисперсную, и противоточное движение фаз оказывается нарушенным. Подобное состояние по аналогии с явлениями, наблюдаемыми в насадочной абсорбционной аппаратуре, а также в распылительных экстракторах, называют *состоянием зависания*, или *захлебыванием*.

Состояние захлебывания в насадочных экстракторах может быть охарактеризовано уравнением

$$\lg \left[\frac{W_{\text{захл}}^3 \rho_c}{g F c^3 (\rho_c - \rho_d)} \mu_c^{0,16} \left(\frac{\sigma_{c-d}}{\sigma_{c-\text{возд}} + \sigma_{d-\text{возд}}} \right)^{0,2} \right] = \\ = -0,474 - 1,75 \left(\frac{V_d}{V_c} \right)^{1/4} \left(\frac{\rho_c}{\rho_d} \right)^{1/8}, \quad (13.36)$$

где $W_{\text{захл}}$ — линейная скорость сплошной фазы, отнесенная к полному сечению колонны, м/с; ρ_c и ρ_d — плотности сплошной и дисперсной фаз, кг/м³; μ_c — вязкость сплошной фазы, Па·с; σ_{c-d} — поверхностное межфазное натяжение на границе сплошной и дисперсной фаз, Н/м; $\sigma_{c-\text{возд}}$ и $\sigma_{d-\text{возд}}$ — поверхностное натяжение на границе сплошная фаза — воздух и дисперсная фаза — воздух, Н/м; V_c , V_d — объемные скорости сплошной и дисперсной фаз, м³/(м²·ч); a — удельная поверхность насадки, м²/м³; F_c — свободное сечение насадки, м²/м²; g — ускорение свободного падения, м/с².

Решив выражение (13.36) относительно $W_{\text{захл}}$, можно найти оптимальную скорость сплошной фазы в экстракторе, приняв ее на 15—20% ниже скорости захлебывания:

$$W_{\text{опт}} = (0,8 - 0,85) W_{\text{захл}}. \quad (13.37)$$

По оптимальной скорости определяют диаметр экстрактора

$$D = \sqrt{L / (900 \pi \rho_c W_{\text{опт}})}, \quad (13.38)$$

где L — расход сплошной фазы, кг/ч; ρ_c — плотность сплошной фазы, кг/м³.

Рабочую высоту насадочного экстрактора определяют умножением высоты единицы переноса на число единиц переноса

$$H_{\text{раб}} = h_y m_y = h_x m_x. \quad (13.39)$$

Для расчета высоты единицы переноса в насадочных экстракторах (насадка из колец Рашига) можно рекомендовать приближенную формулу

$$h_y = 1,6 \frac{d_k^2 \mu_c V_c^{0,5}}{\Delta \rho g V_d^{0,5}}, \quad (13.40)$$

где d_k — диаметр кольца, мм; $\Delta \rho$ — разность плотностей фаз, г/см³; μ_c — вязкость сплошной фазы, Па·с.

Экстракторы с ситчатыми тарелками. В промышленности часто применяют экстракторы, выполненные в виде колонн с ситчатыми тарелками (рис. 13.23).

Аппарат заполнен сплошной фазой, перетекающей из одного межтарельчатого пространства в другое через переливные патрубки. Противотоком сплошной фазе вводится дисперсная фаза, которая, накапливаясь в виде подпорного слоя под каждой тарелкой, диспергируется из этого слоя отверстиями тарелки в сплошную фазу. Капли под действием подъемной силы движутся в сплошной фазе и сливаются вновь в подпорном слое следующей тарелки.

В результате многократного диспергирования и слияния капель дисперсной фазы в противоточном слое сплошной фазы осуществляется ступенчатая противоточная экстракция в одном колонном аппарате с ситчатыми тарелками. С последней тарелки капли дисперсной фазы поступают в разделительную камеру или в специальный отстойник, где они сливаются в общий слой дисперсной фазы, откуда последняя и выводится из аппарата.

В колонных экстракторах дисперсной фазой может быть как легкая (см. рис. 13.23), так и тяжелая жидкости. В последнем случае переливные патрубки направлены вверх и подпорные слои накапливаются над тарелками (тарелки перевернуты), а поверхность раздела фаз находится под последней тарелкой в нижней части аппарата, являющейся разделительной камерой, или отстойником.

Диаметр отверстий в тарелках принимают $d_o = 3-6$ мм, шаг разметки по вершинам равностороннего треугольника $t = 12-20$ мм.

Рис. 13.23. Схема колонного экстрактора с ситчатыми тарелками

В зависимости от скорости истечения дисперсной фазы из отверстий наблюдаются три режима каплеобразования: при низкой скорости — *неравномерное каплеобразование* (одиночные капли или группы капель с продолжительными паузами отрываются от кромки отверстия), при увеличенной скорости — *равномерное каплеобразование* (равновеликие капли с большой частотой отрываются от кромки отверстия) и при высокой скорости — *струйное истечение* с распадом струи на капли.

Опыты показали, что наилучшие результаты достигаются при работе ситчатых тарелок на струйном режиме, поэтому скорость дисперсной фазы в отверстиях должна составлять 0,15—0,3 м/с.

По расходу дисперсной фазы G рассчитывают площадь перфорированной части тарелки

$$F_1 = G / (3600 \rho_d \epsilon W_0), \quad (13.41)$$

где ρ_d — плотность дисперсной фазы, кг/м³; ϵ — коэффициент свободного сечения перфорированной части тарелки.

При треугольной разметке ϵ может быть найден как

$$\epsilon = 0,907 d_0^2 / t^2. \quad (13.42)$$

По расходу сплошной фазы находят площадь переливного патрубка на тарелке:

$$F_2 = L / (3600 \rho_c W_n). \quad (13.43)$$

Скорость движения сплошной фазы в патрубке W_n можно рассчитать по формуле Стокса (2.27) при условии, что диаметр мелких капель d_{yn} , уносимых потоком сплошной фазы, в переливном патрубке принимается равным 0,5—1 мм:

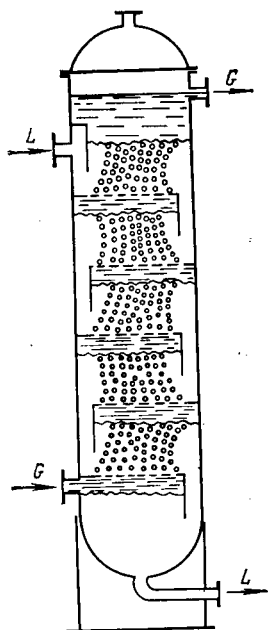
$$W_n = g \Delta \rho d_{yn}^2 / 18 \mu_c. \quad (13.44)$$

Для крепления тарелки к корпусу и монтажа переливного устройства предусматривается кольцевое сечение площадью около 10% суммы найденных площадей F_1 и F_2 :

$$F_3 = 0,1 (F_1 + F_2). \quad (13.45)$$

Тогда внутренний диаметр экстрактора определяется по формуле

$$D = \sqrt{4 (F_1 + F_2 + F_3) / \pi}. \quad (13.46)$$



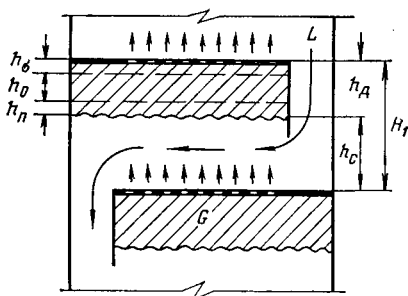


Рис. 13.24. К расчету высоты подпального слоя дисперсной фазы и расстояния H_T между тарелками

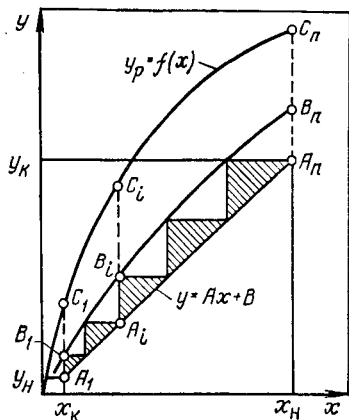


Рис. 13.25. Построение кинетической линии и определение числа тарелок для процесса противоточной экстракции

Высота подпального слоя диспергируемой жидкости под (над) каждой тарелкой (рис. 13.24) равна

$$h_d = h_\sigma + h_o + h_n. \quad (13.47)$$

В выражении (13.47) высота слоя диспергируемой жидкости, необходимого для преодоления сил межфазного натяжения, может быть найдена как

$$h_\sigma = 4\sigma/(d_o\Delta\rho g). \quad (13.48)$$

Высоту слоя диспергируемой жидкости, необходимого для создания рабочей скорости W_o в отверстиях, рассчитывают по выражению

$$h_o = \xi_o \frac{W_o^2 \rho_d}{2g\Delta\rho}, \quad (13.49)$$

где $\xi_o = 1,82$ — коэффициент сопротивления отверстий.

Высота слоя диспергируемой жидкости, необходимого для создания движения сплошной фазы со скоростью W_n в переливных патрубках, равна

$$h_n = \xi_n \frac{W_n^2 \rho_s}{2g\Delta\rho}, \quad (13.50)$$

где $\xi_n = 4,5$ — коэффициент сопротивления переливного патрубка.

Расстояние между тарелками H_T должно быть равно сумме высот слоя дисперсной фазы h_d и слоя сплошной фазы h_c :

$$H_T = h_d + h_c. \quad (13.51)$$

Как показали опытные данные, высота слоя сплошной фазы, соответствующая интенсивной массопередаче в зоне образова-

ния и распада струй дисперсной фазы на капли, составляет около 0,2 м.

Расстояние между тарелками может быть принято в пределах от 0,25 до 0,6 м, причем для колонн больших размеров, где необходима периодическая чистка тарелок, расстояние между тарелками следует принимать 0,4—0,6 м, чтобы между ними можно было устанавливать люки.

Зная коэффициент массопередачи K_{yf} , отнесенной к площади тарелки, находят число единиц переноса одной тарелки:

$$m_{yT} = K_{yf}F/G. \quad (13.52)$$

Построив на диаграмме $x-y$ (рис. 13.25) равновесную кривую $y_p = f(x)$ и нанеся рабочую линию процесса экстракции $y = Ax + B$, легко построить на диаграмме и кинетическую линию процесса. Для этого отрезки между равновесной и рабочей линиями делят в отношении

$$\frac{A_1C_1}{B_1C_1} = \frac{A_2C_2}{B_2C_2} = \dots = \frac{A_iC_i}{B_iC_i} = \dots = \frac{A_nC_n}{B_nC_n} = e^{m_{yT}}. \quad (13.53)$$

и соединяют полученные точки $B_1, B_2, \dots, B_i, \dots, B_n$ плавной линией — кинетической кривой.

Число ступеней, построенных на диаграмме между найденной кинетической и рабочей линиями в пределах заданных концентраций x_n, x_k или y_n, y_k , и составит число тарелок N в колонне.

Общая высота рабочей части экстракционной колонны определяется соотношением

$$H_{\text{раб}} = H_T N. \quad (13.54)$$

Расчет числа тарелок колонного экстрактора для условий, когда жидкости, составляющие обе фазы, обладают частичной взаимной растворимостью, также рассмотрен в литературе.

Как показывает опыт, тарельчатые экстракторы более эффективны, чем полые и насадочные. Это можно объяснить тем, что в полых и насадочных экстракционных колоннах сплошная фаза движется неравномерно, поскольку и распределитель и поток движущихся капель воздействует на сплошную фазу, приводя к неравномерному распределению скоростей ее по сечению аппарата. В результате происходит продольное перемешивание сплошной фазы, вызывающее выравнивание концентраций по длине аппарата.

Указанного недостатка лишены экстракторы с ситчатыми тарелками. Наличие ряда перераспределительных тарелок совершенно исключает перемешивание как сплошной, так и дисперсной фаз по высоте аппарата, приближая экстрактор с ситчатыми тарелками к аппаратам идеального вытеснения.

Колонные экстракторы с механическим перемешиванием фаз. Если диспергируемая и сплошная жидкости обладают малой разностью плотностей (менее 100 кг/м³) и высоким межфазо-

вым натяжением, подпорный слой, создаваемый в колонном экстракторе с ситчатыми тарелками, недостаточен, чтобы при диспергировании развивать значительную поверхность фазового контакта. Высокую степень диспергирования можно получить введением в двухфазный поток дополнительной энергии извне, используя механическое перемешивание двухфазного потока дисковыми, турбинными, лопастными и другими мешалками.

Одним из распространенных аппаратов такого типа является *роторно-дисковый экстрактор* (рис. 13.26). По оси колонны вращается ротор-вал 1, на который насажены плоские диски 2, перемешивающие двухфазный поток. Колонна делится на секции кольцевыми перегородками 3, укрепленными на стенках корпуса 4. Диски ротора вращаются в середине каждой секции.

Движущиеся противотоком фазы L и G смешиваются в каждой секции вращающимися дисками 2 и затем частично расслаиваются около неподвижных кольцевых перегородок.

Если в экстракторе сплошной фазой является тяжелая жидкость L , то для окончательного расслаивания легкой дисперсной

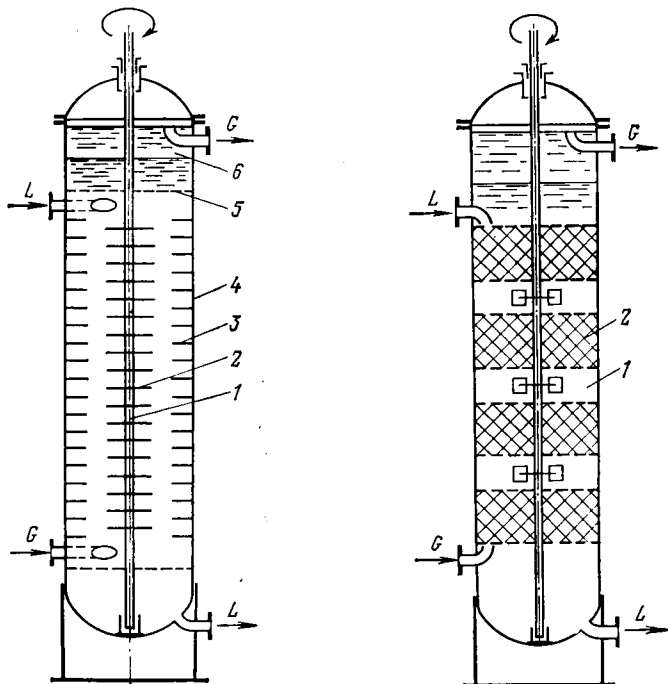


Рис. 13.26. Схема роторно-дискового колонного экстрактора:

1 — вал; 2 — вращающиеся диски; 3 — неподвижные кольцевые перегородки; 4 — корпус; 5 — успокоительная перфорированная перегородка; 6 — разделительная камера

Рис. 13.27. Колонный смесительно-отстойный экстрактор с мешалками и зонами расслаивания:

1 — смеситель; 2 — отстойник

фазы G и сплошной L служит верхняя часть 6 аппарата, отделенная от рабочей зоны перфорированной перегородкой 5.

Разновидностью аппаратов этого же типа является *колонный экстрактор*, в котором вместо плоских дисков установлены на валу лопастные или открытые турбинные мешалки.

Для улучшения расслаивания фаз используют экстракторы (рис. 13.27), у которых между смесительными секциями 1 расположены отстойные зоны 2, заполняемые для ускорения расслаивания потоков сеткой, насадочными телами либо блоками концентрических цилиндров. Такие колонны устанавливаются как в вертикальном, так и в наклонном положениях.

Диаметр колонных экстракторов с механическим перемешиванием фаз рассчитывают по формуле (13.28) с учетом суммарной нагрузки на поперечное сечение аппарата. Расчет высоты этих аппаратов сводится к определению числа единиц переноса m_y и числа экстракционных элементов (секций):

$$H = h_s N = h_s m_y / m_{ys}, \quad (13.55)$$

где h_s — геометрическая высота элемента (секции), м; N — число экстракционных элементов в аппарате; m_{ys} — число единиц переноса одной секции, найденное опытным путем.

Пульсационные экстракторы. Ввод дополнительной энергии в двухфазный поток может быть осуществлен также приданием возвратно-поступательного движения (пульсации) жидкостям в экстракторах, называемых пульсационными. Пульсация жидкостей увеличивает турбулизацию потоков и степень дисперсности фаз, повышая тем самым эффективность массопередачи в насадочных экстракторах или экстракторах с ситчатыми тарелками.

Размер отверстий на ситчатой тарелке 3—5 мм; площадь всех отверстий составляет 20—25% площади поперечного сечения колонны; расстояние между тарелками 50 мм.

Для придания возвратно-поступательного движения жидкостным потокам используют бесклапанный поршневой, плунжерный или мембранный насос, или же специальное пневматическое устройство.

Режим работы пульсационного экстрактора зависит от интенсивности пульсации, характеризуемой произведением амплитуды (расстояния между крайними положениями уровня жидкости в экстракторе за один цикл, мм) на частоту пульсации (число циклов в единицу времени, мин^{-1}). При малой интенсивности пульсации попеременно диспергируются легкая жидкость в слой тяжелой жидкости над тарелкой (первый период цикла) и тяжелая жидкость в слой легкой жидкости под тарелкой (второй период цикла). При увеличении интенсивности пульсации рабочая зона равномерно заполнена мелкими каплями, движущимися противотоком в сплошной фазе. Это оптимальный режим работы пульсационного экстрактора.

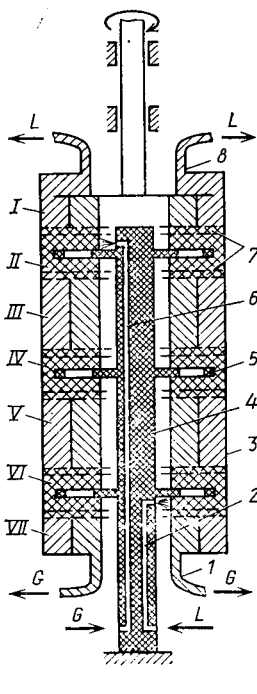


Рис. 13.28. Схема трубчатого центробежного экстрактора:

1, 8 — цилиндрические сливы для тяжелой и легкой жидкостей; 2, 6 — каналы для ввода тяжелой и легкой жидкостей; 3 — цилиндрический барабан; 4 — неподвижный цилиндр; 5 — перемешивающие перфорированные диски; 7 — отбойные дырчатые перегородки; I, III, V, VII — сепарационные зоны; II, IV, VI — экстракционные зоны

При дальнейшем увеличении интенсивности пульсации наступает захлебывание экстрактора вследствие образования стойкой эмульсии.

Диаметр экстрактора рассчитывают по формуле (13.28), в которой суммарную объемную нагрузку $(q_d + q_c)_{\text{опт}}$ принимают равной 50—60% от предельной $(q_d + q_c)_{\text{захл}}$, определяемой опытным путем. Высоту аппарата определяют по выражению (13.39), где высоту единицы переноса h_y находят также опытным путем на лабораторных колонках небольшого размера.

Центробежные экстракторы. В тех случаях, когда экстрагируемое вещество нестойко, необходимо максимально сокращать продолжительность экстракции. Экстракция с максимальной скоростью осуществляется в центробежных экстракторах. В этих же аппаратах проводят экстракцию растворителями, плотности которых мало различаются между собой.

Основные типы центробежных экстракторов — трубчатые, камерные и пленочные. Не останавливаясь на схемах двух последних, рассмотрим принцип работы *трубчатого центробежного экстрактора*, схема которого приведена на рис. 13.28.

Экстрактор представляет собой вращающийся цилиндрический барабан 3, внутри которого установлены отбойные дырчатые перегородки 7, разделяющие внутреннее пространство барабана на ряд экстракционных (II, IV, VI) и сепарационных (I, III, V, VII) зон. Тяжелая жидкость L подается по каналу 2, проходящему внутри неподвижного цилиндра 4, в нижнюю экстракционную зону VI, протекает по барабану снизу вверх и выводится через верхний кольцевой слив 8. Легкая жидкость G поступает по каналу 6 в верхнюю экстракционную зону II, движется в противоток с жидкостью L и выводится через нижний слив 1. В экстракционных зонах жидкости L и G перемешиваются неподвижными перфорированными дисками 5, закрепленными на неподвижном цилиндре 4.

Эмульсия, образовавшаяся в экстракционных зонах, подвергается предварительно грубому разделению при движении через дырчатые отбойные перегородки 7, выполненные в виде нескольких дисковых или конусных тарелок, как у тарельчатого сепара-

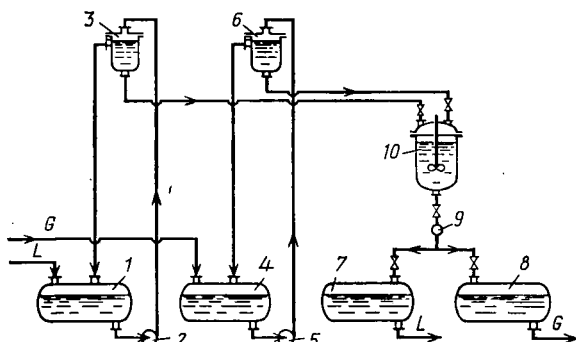


Рис. 13.29. Схема периодической экстракционной установки однократного действия:

1, 4, 7, 8 — емкости; 2, 5 — насосы; 3, 6 — мерники; 9 — смотровое окно; 10 — экстрактор

тора. Окончательное разделение фаз происходит под действием центробежной силы в сепарационных зонах.

Многократное смешение и разделение обеих жидкостей в аппарате осуществляется по принципу противоточной ступенчатой экстракции, поэтому расчет этих экстракторов аналогичен расчету колонных смешительно-отстойных экстракторов с мешалками.

13.6. ЭКСТРАКЦИОННЫЕ УСТАНОВКИ

В качестве примеров производственных схем экстракционных установок рассмотрим периодически- и непрерывнодействующие экстракционные установки.

Однократное периодическое экстрагирование (рис. 13.29) проводится следующим образом. Первая из взаимодействующих жидкостей (L) из хранилища 1 насосом 2 нагнетается в мер-

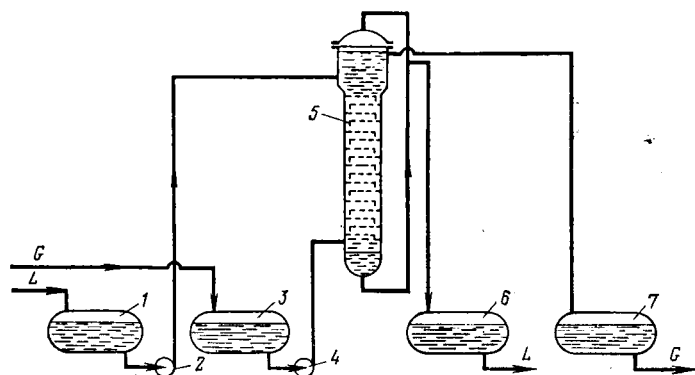


Рис. 13.30. Схема непрерывно действующей экстракционной установки:

1, 3, 6, 7 — емкости; 2, 4 — насосы; 5 — экстрактор

ник 3, а вторая (G) из хранилища 4 насосом 5 нагнетается в мерник 6. Отмеренные количества жидкости поступают в экстрактор 10, где вначале перемешиваются, а затем расслаиваются. После расслоения готовые продукты поочередно сливаются в емкости 7 и 8. Для определения момента переключения слива из одной емкости в другую служит индикаторное устройство, например смотровое окно 9.

Схема непрерывно действующей экстракционной установки приведена на рис. 13.30. Тяжелая жидкость L из хранилища 1 насосом 2 нагнетается в верхнюю часть экстрактора 5. Аналогично из хранилища 3 насосом 4 подается легкая жидкость G в нижнюю часть экстрактора. После противоточного взаимодействия в экстракторе тяжелая жидкость L собирается в емкости 6, а легкая G — в емкости 7.

ГЛАВА 14

КРИСТАЛЛИЗАЦИЯ

Кристаллизация — выделение твердой фазы из растворов, расплавов или паров. Процесс кристаллизации широко используют в химической, нефтехимической, металлургической, пищевой и других отраслях промышленности. Важное место этот процесс занимает в производстве химических реактивов и особо чистых веществ.

14.1. РАВНОВЕСИЕ В ПРОЦЕССАХ КРИСТАЛЛИЗАЦИИ

Поведение системы кристалл — раствор или кристалл — расплав в широком интервале температур, давлений и концентраций отображает *диаграмма состояния*, или *фазовая диаграмма*, на которой графически изображается равновесие между различными фазами данной системы. Связь между числом компонентов K , числом фаз Φ и числом степеней свободы S данной системы устанавливается правилом фаз (уравнением Гиббса)

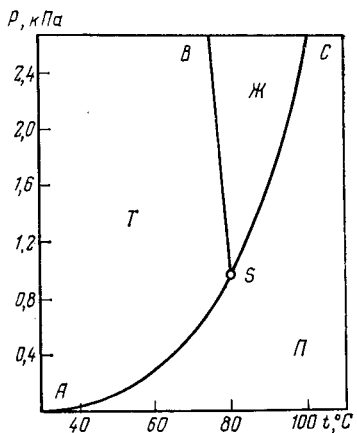
$$S = K - \Phi + 2. \quad (14.1)$$

Число степеней свободы S данной системы соответствует числу независимых параметров, характеризующих эту систему (температура, давление, концентрация).

Фазовое равновесие однокомпонентной системы определяется двумя параметрами: температурой и давлением. В соответствии с правилом фаз число степеней свободы однокомпонентной системы при условии равновесия двух фаз равно единице и, следовательно, в однокомпонентной системе только один параметр может независимо изменяться без изменения числа фаз — дав-

Рис. 14.1. Диаграмма состояния для нафталина

ление или температура. На рис. 14.1 представлена диаграмма состояния для нафталина, отражающая равновесные соотношения между паром, жидкостью и твердой фазой. Область П под кривой ASC соответствует парообразному нафталину. Область, ограниченная кривой BSC , соответствует области, в которой стабильна жидкая фаза. Область, ограниченная кривой ASB , соответствует области давлений и температур, при которых стабильна твердая фаза.



Точка S (так называемая тройная точка) соответствует давлению и температуре, при которых в равновесии находятся три фазы: жидкая, твердая и газообразная. В соответствии с правилом фаз в этом случае $S=0$, и изменение параметров приводит к исчезновению одной или двух фаз.

На фазовое равновесие двухкомпонентных (бинарных) систем могут оказывать влияние три параметра: температура, давление и концентрация. Однако при кристаллизации из растворов основной интерес представляют жидкая и твердая фазы данной системы. Поскольку давление незначительно влияет на равновесие между жидкой и твердой фазами, фазовые превращения могут быть представлены на диаграмме температура — концентрация.

На рис. 14.2 показана фазовая диаграмма двухкомпонентной системы H_2O-NH_4Cl . Линия FS на диаграмме является геометрическим местом точек, соответствующих насыщенным растворам, а линия SD — находящимся в равновесии со льдом (твердой фазой). Таким образом, линия FS является кривой растворимости NH_4Cl в воде, а линия SD соответствует условиям выделения льда в системе соль — вода. Точка S является эвтектической точкой системы, в которой раствор находится в равновесии с двумя твердыми фазами: солью и льдом. В водных системах эв-

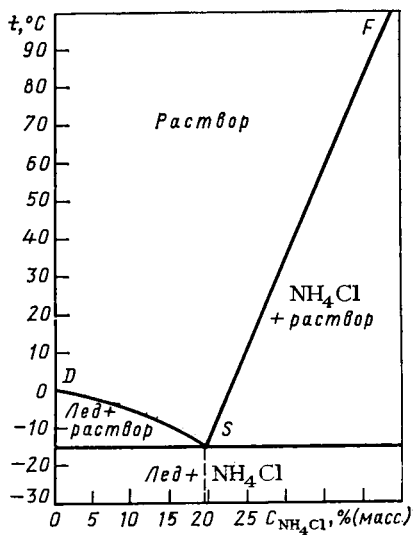


Рис. 14.2. Фазовая диаграмма для двухкомпонентной системы H_2O-NH_4Cl

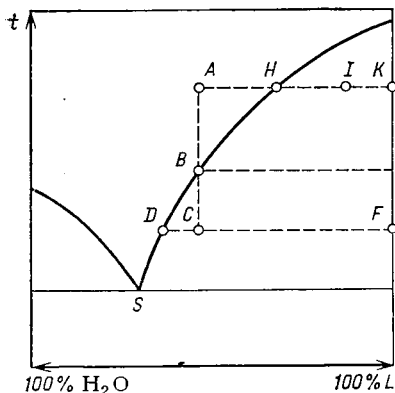


Рис. 14.3. Процессы фазовых превращений при охлаждении раствора (линия ABC) и при удалении растворителя (линия AHIK)

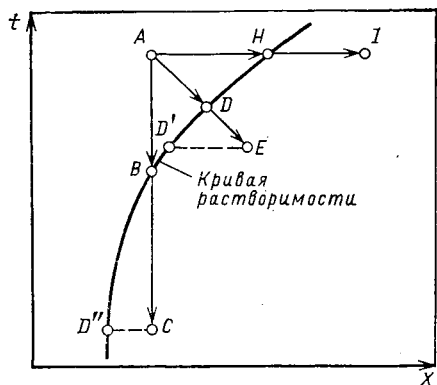


Рис. 14.4. Рабочие линии процессов кристаллизации: изогидрической (ABC); методом удаления растворителя (AHK) и комбинированным способом (ADE)

тектическую смесь называют *криогидратом*, а эвтектическую точку — *криогидратной точкой*.

По фазовой диаграмме можно определить фазовые превращения в системе кристалл — раствор или кристалл — расплав. На рис. 14.3 изображена фазовая диаграмма для простой бинарной системы, когда кристаллизуются только чистые компоненты. Если охлаждать раствор, заданный точкой A, то он достигнет состояния, характеризуемого точкой B на кривой растворимости, при этом из раствора начнет выделяться твердая фаза в виде кристаллов L. При дальнейшем охлаждении (точка C) твердая фаза L будет находиться в равновесии с насыщенным раствором состава D. Относительное количество кристаллов и раствора в этой точке определяется по «правилу рычага»:

$$M_F/M_D = \overline{CD}/\overline{CF}, \quad (14.2)$$

где M_F и M_D — массы соответственно кристаллов и насыщенного раствора состава D; $\overline{CD}$ и $\overline{CF}$ — отрезки на фазовой диаграмме.

Можно также записать равенство

$$M_F/M_A = \overline{CD}/\overline{DF}, \quad (14.3)$$

в котором левая часть характеризует отношение массы образовавшихся кристаллов M_F к массе M_A взятого исходного раствора состава A.

Удаление из системы A растворителя путем испарения характеризуется перемещением по горизонтали. В точке H появляется равновесная твердая фаза L, количество которой в процессе испарения растворителя увеличивается. Точка K соответствует безводной соли. В промежуточной точке I отношение массы кри-

сталлов M_K к массе M_A исходного раствора состава A определяется равенством

$$M_K/M_A = \overline{HI}/\overline{AK}, \quad (14.4)$$

а отношение массы кристаллов M_K к массе M_H оставшегося насыщенного раствора состава H равно

$$M_K/M_H = \overline{HI}/\overline{IK}. \quad (14.5)$$

При рассмотрении процесса кристаллизации двухкомпонентных систем часто используют не полную фазовую диаграмму, а лишь одну из равновесных линий — кривую растворимости. При этом по оси абсцисс откладывают концентрацию, а по оси ординат — температуру (рис. 14.4).

14.2. ХАРАКТЕРИСТИКА КРИСТАЛЛОВ И СПОСОБЫ ПРОВЕДЕНИЯ ПРОЦЕССОВ КРИСТАЛЛИЗАЦИИ

Продукт, получаемый в результате кристаллизации, представляет собой сыпучую массу кристаллов различного размера. Внешняя геометрическая форма кристаллов специфична для каждого вещества. Характерной особенностью кристаллического строения вещества является строго определенное, периодически повторяющееся в трех измерениях расположение ионов, атомов или молекул, образующих кристаллическую решетку. Следствием внутренней упорядоченности структуры кристаллов является анизотропность различных физических свойств: механических, оптических, электрических, магнитных и других.

В основу классификации кристаллов положена их симметрия; известно 32 вида симметрии кристаллов. Для удобства они сгруппированы в 7 кристаллографических форм, или сингоний (кубическая, тригональная, тетрагональная, гексагональная, ромбическая, моноклинная, триклинная), и 3 категории — высокую (к которой относится первая форма), среднюю (три следующих формы) и низкую (три последующих формы).

Ряд веществ, чаще всего химически однотипных, имеющих подобную кристаллическую решетку и при кристаллизации из растворов выделяющихся совместно, образуют смешанные кристаллы. Такие вещества называют *изоморфными*.

В зависимости от условий кристаллизации (температуры, давления и др.), одно и то же вещество может образовывать разные по симметрии и форме кристаллы, называемые *полиморфными разновидностями* или *модификациями*.

Кристаллизацию можно осуществить различными способами:

- путем охлаждения растворов, расплавов и паров (при кристаллизации из водных растворов этот способ называют изогидрической кристаллизацией);

- путем удаления из растворов части растворителя; высаливанием;

- в результате химической реакции.

В промышленности применяют в основном первые два способа. Процессы кристаллизации, осуществляемые этими двумя способами, изображены на диаграмме растворимости (рис. 14.4).

Исходный раствор определяется точкой A . Линия ABC изображает процесс изогидрической кристаллизации охлаждением, а линия ANI — методом удаления части растворителя. В первом случае движущая сила процесса определяется отрезком $D''C$, во втором — HI . В случае кристаллизации комбинированным способом рабочая линия процесса изображается отрезком ADE , а движущая сила — отрезком $D'E$.

При кристаллизации высаливанием пересыщение в растворе может создаваться путем добавления в систему какого-либо вещества, снижающего растворимость основного вещества в растворителе. Добавляемое вещество называют *высаливателем*. В качестве примера можно привести процесс кристаллизации хлороксида циркония. В результате химической реакции получают раствор хлороксида циркония в воде. К полученному раствору добавляют соляную кислоту, при этом растворимость хлороксида циркония снижается, и он выпадает из раствора в виде кристаллов.

Иногда в результате химической реакции исходный раствор становится пересыщенным по отношению к продукту реакции. Примером может служить процесс извлечения аммиака из коксовых газов путем перевода его в сульфат аммония в результате взаимодействия коксовых газов с серной кислотой. При этом сульфат аммония выпадает в виде кристаллов. Этот способ называют кристаллизацией в результате химической реакции.

14.3. МАТЕРИАЛЬНЫЙ И ТЕПЛОВОЙ БАЛАНСЫ КРИСТАЛЛИЗАЦИИ

Материальный баланс процесса кристаллизации по общим потокам веществ может быть представлен в виде

$$G_n = G_k + L + W, \quad (14.6)$$

а баланс по безводному веществу — в виде

$$G_n x_n = G_k x_k + L \lambda, \quad (14.7)$$

где G_n , G_k и L — потоки соответственно исходного и маточного растворов, а также полученных кристаллов, кг/с; W — поток выпаренной воды, кг/с; x_n и x_k — концентрации соответственно исходного и маточного растворов, масс. доли; λ — отношение молекулярных масс безводной соли и кристаллогидрата.

Количество получающегося в процессе продукта находят путем совместного решения уравнений (14.6) и (14.7):

$$L = \frac{G_n (x_n - x_k) + W x_k}{\lambda - x_k}. \quad (14.8)$$

В случае изогидрической кристаллизации $W=0$, и уравнение (14.8) сводится к виду

$$L = G_n (x_n - x_k) / (\lambda - x_k). \quad (14.9)$$

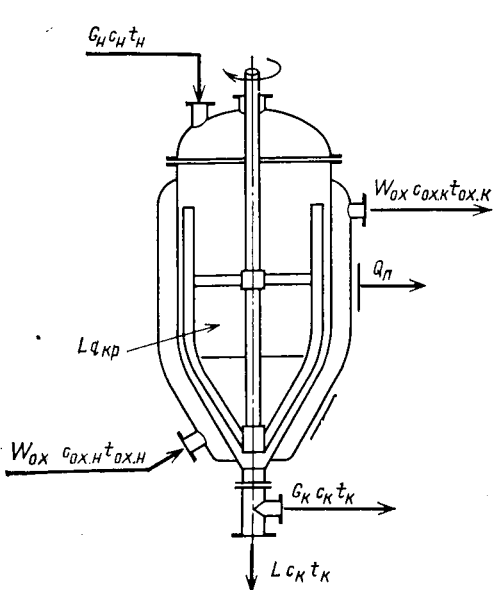


Рис. 14.5. Схема тепловых потоков при изогидрической кристаллизации

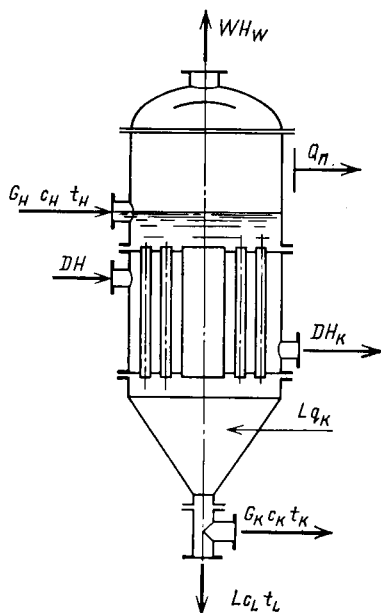


Рис. 14.6. Схема тепловых потоков при кристаллизации методом удаления растворителя

Для процесса кристаллизации методом удаления растворителя из насыщенного раствора ($x_H = x_K$) уравнение (14.8) принимает вид

$$L = W_{x_K} / (\lambda - x_K). \quad (14.10)$$

Тепловой баланс процесса изогидрической кристаллизации может быть записан в виде равенства на основе схемы тепловых потоков, представленных на рис. 14.5:

$$G_H c_H t_H + L q_{кр} + W_{ox} c_{ox,H} t_{ox,H} = G_K c_K t_K + L c_L t_L + W_{ox} c_{ox,K} t_{ox,K} + Q_{п}, \quad (14.11)$$

где в дополнение к ранее принятым введены следующие обозначения; W_{ox} — поток охлаждающей воды, кг/с; $c_H, c_K, c_{ox,H}, c_{ox,K}, c_L$ — теплоемкости соответственно исходного и маточного растворов, охлаждающей воды, а также кристаллов, кДж/(кг·К); $t_H, t_K, t_L, t_{ox,H}, t_{ox,K}$ — температуры соответственно исходного и маточного растворов, кристаллов, а также начальная и конечная температуры охлаждающей воды; $q_{кр}$ — теплота кристаллизации, кДж/кг кристаллов; $Q_{п}$ — потери тепла в окружающую среду, кДж/с.

Уравнения (14.11) и (14.6) дают возможность определить расход охлаждающей воды на процесс изогидрической кристаллизации:

$$W_{ox} = \frac{G_H (c_H t_H - c_K t_K) + L (q_{кр} - c_L t_L + c_K t_K) - Q_{п}}{c_{ox,K} t_{ox,K} - c_{ox,H} t_{ox,H}}. \quad (14.12)$$

Тепловой баланс процесса кристаллизации методом удаления растворителя при нагревании раствора глухим паром может быть записан на основе схемы тепловых потоков, представленных на рис. 14.6:

$$G_H c_{Hn}^t + L q_{кр} + DH = G_K c_{Kk}^t + L c_{Ll}^t + DH_K + WH_W + Q_{п}, \quad (14.13)$$

где в дополнение к ранее принятым обозначениям введены следующие: D — расход греющего пара, кг/с; H , H_K , H_W — энтальпии соответственно греющего пара, конденсата и удаленного в виде пара растворителя, кДж/(кг·К).

По уравнениям (14.13) и (14.6) определяют расход греющего пара:

$$D = \frac{G_H (c_{Kk}^t - c_{Hn}^t) + L (c_{Ll}^t - q_{кр} - c_{Kk}^t) + W (H_W - c_{Kk}^t) + Q_{п}}{H - H_K}. \quad (14.14)$$

При кристаллизации солей из растворов молекулы и атомы растворенного вещества значительно сближаются друг с другом, что вызывает тепловой эффект, в большинстве случаев положительный. В практике кристаллизации теплоту кристаллизации $q_{кр}$ обычно принимают равной по величине и противоположной по знаку теплоте растворения.

14.4. КИНЕТИКА ПРОЦЕССА КРИСТАЛЛИЗАЦИИ

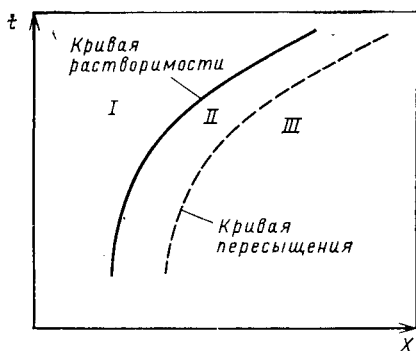
Процесс кристаллизации состоит из двух последовательных стадий: образование зародышей кристаллов и рост кристаллов. Образование зародышей кристаллов происходит в пересыщенных растворах, когда пересыщение достигает определенной величины. Разность между концентрацией раствора, при которой начинают образовываться зародыши, и концентрацией насыщенного раствора называют *максимальным пересыщением*.

На рис. 14.7 представлена диаграмма с кривыми растворимости и пересыщения. Эти кривые на диаграмме ограничивают три области: I — стабильная ненасыщенная область, в которой не происходит кристаллизация; II — метастабильная, пересыщенная область, в которой происходит рост только кристаллов, уже имеющих в растворе; III — лабильная, пересыщенная область, в которой происходит массовая кристаллизация.

Однако такое разделение на области весьма условно. Если кривая насыщения точно определяется условиями равновесия, то этого нельзя сказать о границе метастабильной области, положение которой зависит не только от природы веществ и термодинамических условий, но и от многих внешних факторов (интенсивности перемешивания, наличия в растворе примесей и т. п.).

Механизм образования зародышей можно представить следующим образом. Молекулы растворенного вещества непрерывно сталкиваются между собой, образуя ассоциаты. Вероятность образования ассоциатов из определенного числа молекул уменьшается с увеличением числа молекул. Растворимость кристал-

Рис. 14.7. Кривая пересыщения на диаграмме $x-t$



лов увеличивается с уменьшением их размера. Очень мелкие кристаллы растворяются даже в пересыщенных растворах. Таким образом, для каждого пересыщения существует минимальный размер кристалла, обеспечивающий устойчивость его при данном пересыщении и равновесие с раствором. Кристаллы, имеющие размер меньше этого минимального, или критического, будут растворяться, а кристаллы, имеющие размер больше критического, будут расти.

После возникновения в пересыщенном растворе зародышей кристаллов с размерами, большими критических, на их поверхности начинает отлагаться кристаллизующее вещество. Линейная скорость роста кристалла, т. е. скорость увеличения размера кристалла в направлении нормали к грани кристалла, является основной характеристикой этой второй стадии процесса кристаллизации.

В настоящее время наибольшее распространение получила диффузионная теория роста кристаллов. Эта теория основана на предположении, что вещество осаждается на кристаллической грани со скоростью, пропорциональной разности концентраций кристаллизующего вещества непосредственно у грани кристалла и в основной массе раствора. Процесс роста кристаллов в этом случае считают состоящим из двух стадий: переноса молекул кристаллизующего вещества к поверхности кристаллов и встраивания молекул в кристаллическую решетку. При этом возможны три варианта протекания процесса, рассмотренных ниже.

1. Процесс встраивания молекул в кристалл идет с большой скоростью, и кинетика процесса определяется скоростью подвода вещества к поверхности кристалла. В этом случае, в соответствии с законом Шукарева, скорость процесса кристаллизации определится уравнением

$$dm/d\tau = \beta (c - c_p) F, \quad (14.15)$$

где β — коэффициент массоотдачи; c_p — концентрация насыщения; c — концентрация пересыщения; F — поверхность кристалла.

2. Процесс подвода вещества к поверхности кристалла протекает с большой скоростью, и кинетика процесса определяется скоростью встраивания молекул в кристалл. Скорость процесса кристаллизации в этом случае выражается равенством

$$dm/d\tau = K_v (c - c_p)^n F, \quad (14.16)$$

где K_b — константа скорости встраивания молекул в кристалл; n — постоянная, определяемая опытным путем.

3. Оба процесса протекают с соизмеримыми скоростями. Скорость процесса кристаллизации записывается в виде

$$dm/dt = K(c - c_p) F, \quad (14.17)$$

где K — общий коэффициент скорости процесса.

В случае, если скорость встраивания молекул в кристалл протекает аналогично скорости химической реакции первого порядка, величину K определяют из соотношения

$$1/K = 1/\beta + 1/K_b. \quad (14.18)$$

Следует отметить, что диффузионная теория не объясняет всех особенностей роста кристаллов, в частности, их огранку плоскостями. Кроме того, экспериментально доказано, что зависимость между скоростью роста и пересыщением в большинстве случаев не линейна.

На кинетику процесса кристаллизации влияет большое число факторов, из которых основными являются: пересыщение, температура, интенсивность перемешивания. Количественный эффект воздействия того или иного фактора определяется экспериментально для конкретной системы.

На гранях кристалла происходит одновременное образование и разрастание нескольких плоских зародышей. При этом новые слои возникают раньше, чем предыдущие полностью покроют всю грань. В результате появляются полости, включающие маточный раствор. Чем больше размер кристалла и чем больше пересыщение, тем больше вероятность несовершенного роста. Кроме того, при высоких пересыщениях возможен так называемый «блочный» рост кристаллов, т. е. рост за счет присоединения целых групп определенным образом ориентированных молекул или ионов, а также трехмерных зародышей и мелких кристаллов. В результате структура граней оказывается особенно несовершенной.

С ростом температуры увеличивается скорость образования зародышей, что объясняется, в первую очередь, уменьшением критического размера зародыша и, следовательно, увеличением вероятности образования ассоциатов критического размера. Кроме того, с повышением температуры уменьшается удельная поверхностная энергия образования кристаллов, а также уменьшается гидратация ионов (в случае кристаллизации из водных растворов), что облегчает их объединение в зародыши.

С повышением температуры увеличивается скорость роста кристаллов. Если лимитирующей стадией является стадия подвода вещества к поверхности кристалла, то с ростом температуры увеличивается коэффициент диффузии и уменьшается вязкость. Если скорость процесса определяется скоростью поверхностной реакции, то уменьшение критического размера двухмер-

ного зародыша с ростом температуры также приводит к увеличению скорости процесса.

Перемешивание, ультразвуковые колебания и другие механические воздействия резко увеличивают скорость образования кристаллических зародышей. В настоящем время нет общепризнанной теории, объясняющей этот факт. Однако можно предположить, что увеличение интенсивности перемешивания и различные механические воздействия вызывают более частые столкновения молекул и тем самым увеличивают вероятность образования зародышей критического размера. На стадии роста кристаллов перемешивание оказывает влияние на скорость процесса только в том случае, если лимитирующей стадией является подвод вещества к поверхности кристалла, т. е. если процесс протекает в диффузионной области. Тогда с увеличением интенсивности перемешивания возрастает скорость конвективной диффузии, что приводит к увеличению скорости роста кристаллов.

14.5. КРИСТАЛЛИЗАТОРЫ

Применяемые в промышленности кристаллизаторы можно разделить на три группы: изогидрические, вакуумные и выпарные. Выбор той или иной конструкции зависит от многих факторов: общей технологической схемы производства, физико-химических свойств раствора, производительности и т. п.

Изогидрические кристаллизаторы. Для проведения процесса кристаллизации солей, растворимость которых значительно уменьшается с понижением температуры, применяют изогидрические кристаллизаторы. Раствор в них охлаждается при постоянном количестве растворителя до температуры ниже температуры насыщения. В результате охлаждения раствор становится пересыщенным, что приводит к возникновению процесса кристаллизации.

Изогидрические кристаллизаторы периодического действия применяют главным образом в малотоннажных производствах. Конструкция такого кристаллизатора показана на рис. 14.8. Кристаллизатор представляет собой цилиндрический аппарат с охлаждающей рубашкой, снабженной мешалкой. Горячий насыщенный раствор заливается в аппарат 1 при непрерывно рабо-

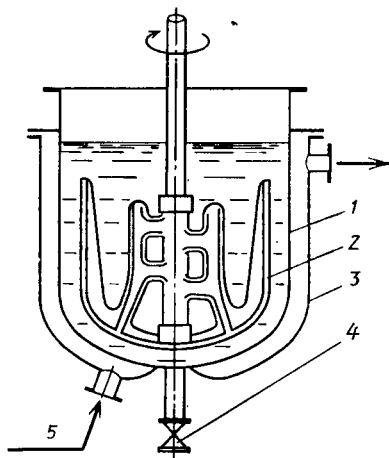


Рис. 14.8. Изогидрический кристаллизатор периодического действия:

1 — корпус; 2 — мешалка; 3 — охлаждающая рубашка; 4 — разгрузочное устройство; 5 — штуцер для подачи охлаждающей воды

тающей мешалке 2. После заполнения кристаллизатора в рубашку 3 подается охлаждающая вода. Образовавшаяся суспензия кристаллов сливается через разгрузочное устройство и направляется на фильтр или центрифугу для отделения кристаллов от маточного раствора.

Изогидрический барабанный погружной кристаллизатор (рис. 14.9) имеет корпус 1 с корытообразным днищем, в котором помещен барабан 2 с двойными стенками, между которыми протекает охлаждающая вода. Барабан, полностью погруженный в раствор, вращается на пустотелых цапфах, через которые подается и отводится охлаждающая вода. Горячий раствор непрерывно вводится в аппарат через штуцер 3, а маточный раствор с кристаллами отводится через штуцер 4. Зоны ввода и вывода раствора разделены перегородкой 5. В нижней части аппарата расположена лопастная мешалка 6, при работе которой предотвращается выпадение кристаллов на дно аппарата.

Изогидрический кристаллизатор с псевдоожиженным слоем кристаллов изображен на рис. 14.10. В кристаллизаторах этого типа возможно регулирование размеров получаемых кристаллов. Кристаллизатор состоит из корпуса 1, циркуляционного насоса 2, теплообменника 3 и отстойника для мелких кристаллов 4. Горячий раствор поступает через штуцер 5 во всасывающую циркуляционную трубу 6 и смешивается с циркулирующим по замкнутому контуру маточным раствором. Протекая через холодильник 3, раствор охлаждается и становится пересыщенным. Пересыщенный раствор по трубе 7 поступает в нижнюю часть корпуса кристаллизатора и поднимается вверх, поддерживая растущие кристаллы во взвешенном состоянии. По мере движения раствора через псевдоожиженный слой кристаллов пересыщение снижается. Готовый кристаллический продукт выводится из нижней части аппарата через штуцер 8.

Классифицирующий кристаллизатор (рис. 14.11) предназначен для получения однородных по размерам кристаллов задан-

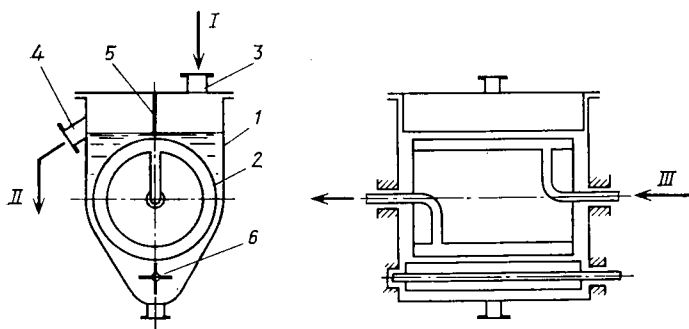
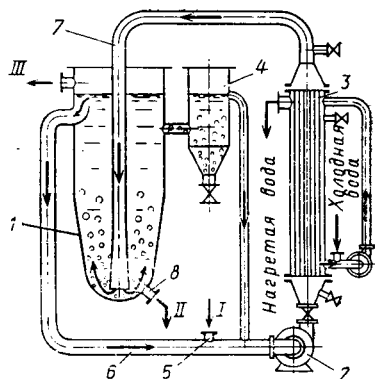


Рис. 14.9. Изогидрический барабанный погружной кристаллизатор непрерывного действия:

1 — корпус; 2 — барабан; 3 — штуцер для ввода раствора; 4 — штуцер для вывода суспензии кристаллов; 5 — перегородка; 6 — лопастная мешалка; I — раствор; II — суспензия; III — охлаждающая вода

Рис. 14.10. Изогидрический кристаллизатор с псевдооживленным слоем кристаллов:

1 — корпус; 2 — насос; 3 — теплообменник; 4 — отстойник; 5 — штуцер для ввода раствора; 6 — циркуляционная труба; 7 — центральная труба; 8 — штуцер для вывода суспензии кристаллов; I — раствор; II — суспензия; III — маточный раствор



ной величины. Работа кристаллизатора основана на принципе гидравлической классификации кристаллов по размерам.

Кристаллизатор состоит из конического корпуса 1 с переливным кольцевым желобом 2, устройства для вывода кристаллов 4 и классифицирующей камеры 5, включающей корпус 6 с коническими стенками и сменную конусную вставку 7.

Исходный раствор с зародышами кристаллов поступает в аппарат через штуцер 3, проходит через классифицирующую камеру 5 и поступает в зону кристаллизации внутри корпуса 1. Более мелкие зародыши, принесенные раствором, уносятся восходящим потоком и вместе с маточным раствором выводятся из аппарата через кольцевой переливной желоб 2. Более крупные зародыши остаются в зоне кристаллизации. Оставшиеся зародыши растут и образуют псевдооживленный слой кристаллов над узким кольцевым сечением камеры 5. В этом узком кольцевом зазоре камеры создаются условия стесненного осаждения для кристаллов. Через этот зазор проваливаются кристаллы, имеющие скорость стесненного осаждения, соответствующую скорости потока исходного раствора в этом сечении.

Полученные кристаллы заданного размера непрерывно выводятся из кристаллизатора через устройство 4. Гранулометрический состав продукта может регулироваться изменением величины потока раствора или изменением зазора в самом узком кольцевом сечении классифицирующей камеры, путем установки соответствующей конусной вставки 7.

Вакуумные кристаллизаторы. Вакуум-кристаллизаторы представляют собой аппараты, в которых раствор охлаждается вследствие адиабатического испарения части растворителя. На испарение расходуется физическое тепло раствора, который при этом охлаждается до температуры, соответствующей его температуре кипения при данном остаточном давлении.

Выпарные кристаллизаторы. Выпарные кристаллизаторы применяются для кристаллизации солей, растворимость которых мало изменяется с температурой. При этом процесс осуществляется путем удаления части растворителя при выпаривании раствора. Конструкции выпарных кристаллизаторов аналогичны конструкциям выпарных аппаратов. Вакуум-выпарной кристаллизатор с псевдооживленным слоем кристаллов показан на рис. 14.12.

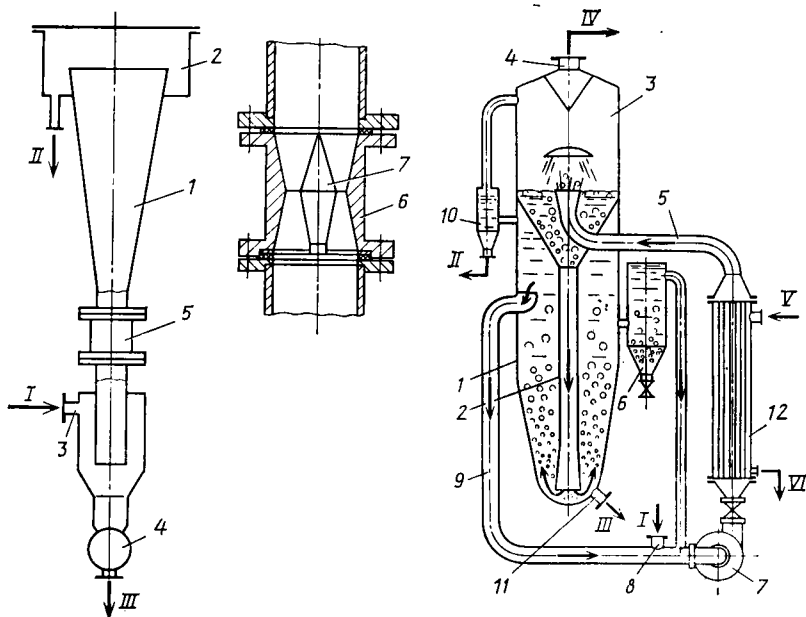


Рис. 14.11. Классифицирующий кристаллизатор:

1 — корпус; 2 — переливной кольцевой желоб; 3 — штуцер для ввода исходного раствора; 4 — устройство для вывода кристаллов; 5 — классифицирующая камера; 6 — корпус камеры; 7 — конусная вставка; I — раствор; II — маточный раствор; III — кристаллы

Рис. 14.12. Вакуум-выпарной кристаллизатор с псевдооживленным слоем кристаллов:

1 — корпус; 2, 5, 9 — циркуляционные трубы; 3 — сепаратор; 4 — штуцер для вывода пара; 6 — отстойник; 7 — насос; 8 — штуцер для ввода раствора; 10 — сосуд для сбора маточного раствора; 11 — штуцер для вывода суспензии кристаллов; 12 — греющая камера; I — раствор; II — маточный раствор; III — суспензия; IV — соковый пар; V — пар; VI — конденсат

Тепло, необходимое для испарения растворителя, подводится к раствору через греющую камеру 12.

Схема расчета кристаллизаторов. Из приведенного обзора кристаллизаторов с полной очевидностью следует, что не может быть единой схемы расчета, поскольку все кристаллизаторы подразделяются на две принципиально различные группы: аппараты, в которых время проведения процесса лимитировано временем образования зародышей и роста кристаллов, и аппараты, в которых время проведения процесса лимитировано временем подвода или отвода тепла.

Аппараты первой группы рассчитывают на основе соотношения (1.14): $V_p = V \tau$, причем время τ в данном случае рассчитывают либо с помощью кинетических уравнений (14.15) — (14.18), либо принимают на основе опытных данных.

Аппараты второй группы рассчитывают по общей схеме расчета теплоиспользующей аппаратуры, т. е. по количеству подво-

димого или отводимого тепла определяют поверхность теплообмена и, выбрав для нее конструктивное оформление, определяют габаритные размеры аппарата.

14.6. СУБЛИМАЦИЯ

Сублимация — перенос вещества из твердой фазы в паровую, минуя жидкую. Для сублимации характерна обратимость процесса. Благодаря этому возможно выделение сублимацией из смеси твердых веществ одного или нескольких компонентов, а затем в других условиях десублимация их, т. е. выделение нужного компонента из паровой фазы в чистом виде.

Сублимацию широко применяют в химической промышленности для очистки веществ от нелетучих примесей.

Для анализа процесса сублимации используют диаграмму состояний температура — давление, представленную на рис. 14.13. На этой диаграмме линия AS (линия сублимации) характеризует равновесие между твердой и паровой фазами. Линия SC (линия испарения) соответствует состояниям равновесия между жидкой фазой (расплавом) и паровой. Линия SB (линия плавления) определяет равновесие между твердым веществом и расплавом. При более низких давлениях, чем давление, соответствующее тройной точке S , твердое вещество не может расплавиться, и в этих условиях осуществляется процесс перехода вещества из твердой фазы в паровую, минуя жидкую. Например, тройная точка для диоксида углерода характеризуется параметрами: $T_s = -57^\circ\text{C}$, $P_s = 0,5\text{ МПа}$; при давлениях ниже $0,5\text{ МПа}$ не может образоваться жидкая углекислота в результате нагрева твердой углекислоты, так как твердое вещество испаряется, минуя жидкую фазу. На диаграмме $t-p$ рис. 14.13 показан процесс сублимации твердого вещества при давлении p_D в виде рабочей линии DEF . Отрезок DE соответствует нагреву твердого вещества от температуры t_D до температуры испарения t_E . В точке E происходит сублимация при температуре t_E , а отрезок EF соответствует перегреву паров до температуры t_F . Процессу десублимации, как процессу, обратному сублимации, соответствует рабочая линия FED .

Если рабочее давление выше, чем давление, соответствующее тройной точке, то для

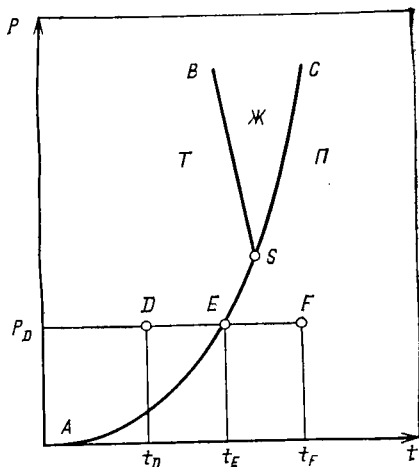


Рис. 14.13. Диаграмма состояния температура — давление

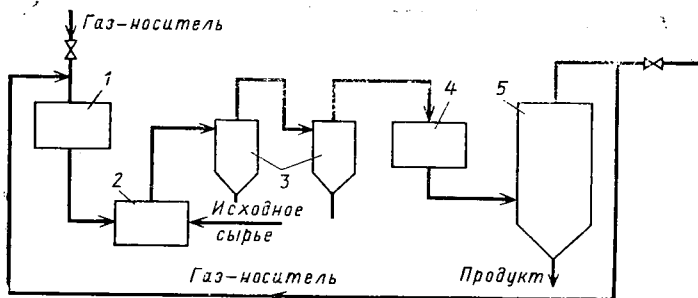


Рис. 14.14. Схема установки для проведения непрерывного процесса сублимации:

1 — калорифер; 2 — узел ввода исходного сырья; 3 — сепараторы; 4 — фильтр; 5 — десублиматор

исключения возможности перехода вещества в жидкую фазу необходимо либо понизить общее давление в системе, либо уменьшить парциальное давление паров сублимируемого вещества путем их разбавления инертным газом до значений более низких, чем давление, соответствующее тройной точке.

Применяют три основных способа проведения процессов сублимации: простая сублимация; вакуумная сублимация; сублимация в токе носителя.

При простой сублимации производится нагревание твердого материала, который испаряется и его пары направляются в конденсатор, причем движущей силой процесса сублимации является разность парциальных давлений паров у поверхностей испарения и конденсации. В случае вакуумной сублимации процесс интенсифицируется благодаря снижению давления в конденсаторе, в результате чего увеличивается движущая сила процесса.

Процесс сублимации может быть интенсифицирован также осуществлением испарения в токе инертного газа-носителя. Обычно в качестве носителя применяют воздух, а для веществ, не растворимых в воде, может использоваться перегретый водяной пар.

Схема установки для проведения непрерывного процесса сублимации показана на рис. 14.14. Предварительно измельченный исходный продукт поступает в узел ввода 2, куда подается также из калорифера 1 горячий инертный газ-носитель. В результате смешения и нагрева продукт сублимируется, и полученная парогазовая смесь, увлекающая некоторое количество нелетучих примесей, поступает в ряд сепараторов 3, где отделяются нелетучие примеси. Для более тонкой очистки парогазовой смеси после сепараторов служит фильтр 4. Затем пары поступают в десублиматор 5, где происходит кристаллизация продукта из парогазовой фазы. Полученный продукт — сублимат — выгружается из десублиматора, а газ-носитель направляется в калорифер.

Отношение материальных потоков процесса сублимации с использованием газа-носителя может быть найдено из равенства

$$G_{\text{ин}}/G_{\text{суб}} = \rho_{\text{ин}} p_{\text{ин}} / \rho_{\text{суб}} p_{\text{суб}}, \quad (14.19)$$

где $G_{\text{ин}}$ — расход газа-носителя, кг/ч; $G_{\text{суб}}$ — количество сублимированного продукта, кг/ч; $p_{\text{ин}}$, $p_{\text{суб}}$ — соответственно парциальные давления газа-носителя и паров сублимата в парогазовой смеси после испарения; $\rho_{\text{ин}}$, $\rho_{\text{суб}}$ — соответственно плотности газа-носителя и паров сублимата.

Общее давление в системе равно сумме парциальных давлений компонентов:

$$p = p_{\text{ин}} + p_{\text{суб}}. \quad (14.20)$$

Тогда уравнение (14.15) может быть записано в виде:

$$G_{\text{суб}} = G_{\text{ин}} \frac{\rho_{\text{суб}}}{\rho_{\text{ин}}} \cdot \frac{p_{\text{суб}}}{p - p_{\text{суб}}}. \quad (14.21)$$

Учитывая, что

$$\rho = \mu p / RT, \quad (14.22)$$

где ρ — плотность газа; μ — молекулярная масса газа; p — давление газа; R — универсальная газовая постоянная; T — температура газа,

окончательно получим:

$$G_{\text{суб}} = G_{\text{ин}} \frac{\mu_{\text{суб}}}{\mu_{\text{ин}}} \left(\frac{p_{\text{суб}}}{p - p_{\text{суб}}} \right)^2, \quad (14.23)$$

где $\mu_{\text{суб}}$, $\mu_{\text{ин}}$ — молекулярные массы соответственно паров сублимата и газа-носителя.

Таким образом при известном расходе газа-носителя и заданной температуре в испарителе, по уравнению (14.23) может

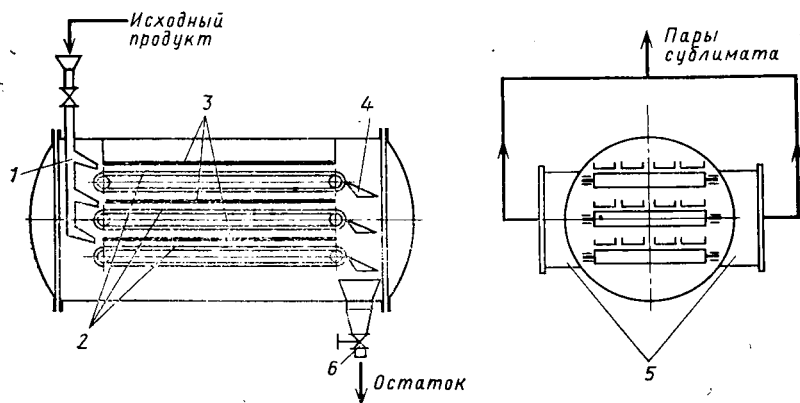


Рис. 14.15. Ленточный сублиматор:

1 — распределительное устройство; 2 — ленточные транспортеры; 3 — нагреватели; 4 — ножи для срезания осадка; 5 — штуцер для вывода сублимата; 6 — выгрузочный бункер

быть рассчитано количество сублимата. При этом величина $p_{\text{суб}}$ может быть принята равной давлению насыщенных паров сублимируемого вещества при заданной температуре.

Сублимационная аппаратура по принципу своего устройства сравнительно проста. Это либо полочные сублиматоры, применяемые для осуществления периодических процессов, либо ленточные сублиматоры — для непрерывных процессов. На рис. 14.15 представлен ленточный сублиматор. В корпусе этого аппарата размещены распределительное устройство 1, ленточные транспортеры 2, нагреватели 3, ножи для съема остатка 4. Материал поступает через распределительное устройство на транспортирующую ленту и перемещается слева направо, получая тепло от нагревателей; выделяющиеся пары сублимата выводятся из аппарата через штуцера 5 и направляются в конденсатор. Несублимировавшиеся продукты (остаток) счищаются с лент ножами и удаляются из нижней части аппарата через выгрузочный бункер 6.

Схема приближенного инженерного расчета аппарата не сложна. Прежде всего с помощью t — p -диаграммы определяют рабочие параметры процесса, а далее на основе закона Шукарева определяют суммарную поверхность лент (или полок — для аппаратов периодического действия)

$$F = G_{\text{суб}}/\beta (p_{\text{суб}} - p_{\text{конд}}),$$

где $G_{\text{суб}}$ — количество сублимата, кг/ч; β — коэффициент массоотдачи, кг/(м²·ч·Па); $p_{\text{суб}}$ — парциальное давление паров сублимата на поверхности материала, Па; $p_{\text{конд}}$ — парциальное давление паров сублимата при температуре конденсации, Па.

Размеры остальных элементов сублиматора принимают по найденному значению F , руководствуясь при этом конструктивными соображениями.

Сублимация имеет большое практическое значение для обезвоживания материалов, не выдерживающих длительного воздействия высоких температур. Такой случай сублимации — сушка сублимацией — будет рассмотрен в гл. 16.

ГЛАВА 15

АДСОРБЦИЯ

Адсорбция — поглощение газов или паров из газовых смесей или растворенных веществ из растворов твердыми поглотителями, называемыми адсорбентами.

Особенностью процессов адсорбции являются *избирательность* и *обратимость*. Благодаря этой особенности процесса возможно поглощение из парогазовых смесей или растворов одного

или нескольких компонентов, а затем, в других условиях, десорбирование их, т. е. выделение нужного компонента из твердой фазы в более или менее чистом виде.

Адсорбцию широко применяют в различных отраслях химической технологии для разделения смесей (выделение бензола из парогазовых смесей, разделение смесей газообразных углеводородов, сушка воздуха, очистка жидких нефтепродуктов от растворенных в них примесей и т. д.).

15.1. РАВНОВЕСИЕ В ПРОЦЕССАХ АДСОРБЦИИ

Природа сил, вызывающих адсорбцию, может быть различной. При адсорбции происходит концентрация молекул поглощаемого вещества на поверхности адсорбента под действием ван-дер-ваальсовых сил. Этот процесс часто сопровождается конденсацией паров поглощаемого вещества в капиллярных порах адсорбента, присоединением молекул поглощаемого вещества по месту ненасыщенных валентностей элементов, составляющих кристаллическую решетку адсорбента, и другими процессами. Независимо от природы адсорбционных сил на величину адсорбции влияют следующие факторы: природа поглощаемого вещества, температура, давление и примеси в фазе, из которой поглощается вещество.

Согласно основным положениям массопередачи, равновесные соотношения при адсорбции должны выражать зависимости между концентрацией адсорбированного твердым телом вещества — адсорбатом и равновесной концентрацией поглощаемого вещества и паро-газовой смеси или в растворе — адсорбтивом. Если поглощаемым веществом является газ или пар, то равновесную концентрацию в паро-газовой смеси можно заменить парциальным давлением.

Наиболее просто равновесные соотношения при адсорбции выражаются уравнением Ленгмюра

$$\bar{X} = abp/(1 + bp), \quad (15.1)$$

или уравнением Фрейндлиха

$$\bar{X} = kp^{1/n}, \quad (15.2)$$

которое может быть преобразовано к виду

$$\bar{X} = A\bar{Y}^{1/B}, \quad (15.3)$$

где $\bar{X}$ — равновесная концентрация поглощенного адсорбентом вещества, кг/кг адсорбента; p — равновесное давление поглощаемого вещества в паро-газовой смеси, Па; $\bar{Y}$ — равновесная концентрация поглощаемого вещества в парогазовой смеси или растворе, кг/кг инертной части смеси; k , n , a , b , A , B — константы, определяемые опытным путем.

На равновесные соотношения при адсорбции оказывают влияние различные факторы.

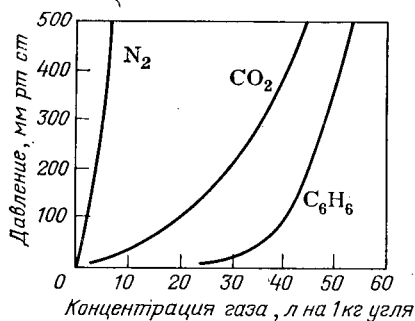


Рис. 15.1. Изотермы адсорбции различных газов на активированном угле

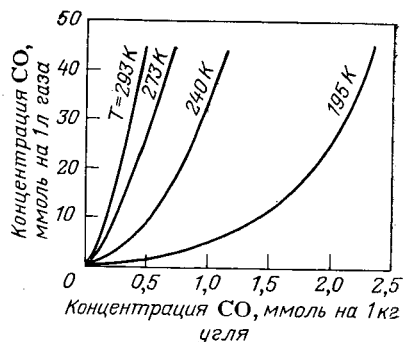


Рис. 15.2. Изотермы адсорбции оксида углерода на активированном угле

Природа поглощаемого вещества весьма существенно влияет на равновесие при адсорбции. Кривые типа $p=f_1(\bar{X})$ или $\bar{X}=f_2(\bar{Y})$ при постоянной температуре называют *изотермами адсорбции*. Для азота, диоксида углерода и паров бензола изотермы адсорбции показаны на рис. 15.1. Считается правилом, что равновесная концентрация $\bar{X}$ тем выше, чем больше молекулярный вес поглощаемого газа, а в случае растворов — чем меньше растворимость поглощаемого вещества в жидкости.

Температура и давление также относятся к весьма существенным факторам, влияющим на равновесие при адсорбции. На рис. 15.2 показана равновесная зависимость типа $\bar{X}=f(\bar{Y})$ для системы оксид углерода — активированный уголь при различных температурах. Из графика следует, что с повышением температуры при прочих равных условиях равновесная концентрация уменьшается. Из рис. 15.1 и 15.2 следует также, что с ростом давления в паро-газовой фазе равновесная концентрация $\bar{X}$ увеличивается.

Примеси в фазе, из которой поглощается вещество. Обнаружено, что при наличии в фазе, из которой адсорбент поглощает вещество A , конкурирующего (вытесняющего) вещества B , т. е. вещества, также способного поглощаться этим адсорбентом, уменьшается равновесная концентрация $\bar{X}$ вещества A . В этом случае вещество B либо частично, либо полностью вытесняет или замещает вещество A в адсорбенте.

При адсорбции смеси паров двух или нескольких веществ обнаружено, что адсорбируются все компоненты смеси, причем степень адсорбции каждого компонента ниже, чем адсорбция индивидуального вещества в тех же условиях, а соотношения их концентраций в адсорбенте будут обратно пропорциональны их относительной летучести.

Адсорбенты характеризуются *статической* и *динамической активностью*. После некоторого периода работы адсорбент перестает полностью поглощать извлекаемый компонент и наблюда-

ется «проскок» компонента через слой адсорбента. С этого момента концентрация компонента в отходящей паро-газовой смеси возрастает вплоть до наступления равновесия.

Количество вещества, поглощенного единицей массы (или объема) адсорбента за время от начала адсорбции до начала «проскока», определяет *динамическую активность* адсорбента. Количество вещества, поглощенное тем же количеством адсорбента за время от начала адсорбции до установления равновесия, характеризует *статическую активность* (равновесную активность).

Статическая и динамическая активности адсорбента зависят от температуры газа и концентрации в нем поглощенного компонента. Динамическая активность всегда меньше статической, поэтому расход адсорбента определяется по его динамической активности.

Теплота адсорбции. В процессе адсорбции может выделяться значительное количество тепла. Теплоту адсорбции (в Дж/моль) обычно определяют опытным путем; при отсутствии опытных данных она может быть вычислена по уравнению

$$r = \frac{19,16 \ln (p_2/p_1)}{1/T_1 - 1/T_2}, \quad (15.4).$$

где p_1 и p_2 — равновесные давления поглощаемого вещества над адсорбентом, соответствующие абсолютным температурам T_1 и T_2 .

Условия десорбции. Адсорбция применяется для разделения смесей и практически всегда сочетается с процессом десорбции. Из рассмотрения факторов, влияющих на равновесие при адсорбции, следует, что десорбции будут способствовать *повышение температуры адсорбента, понижение давления над адсорбентом и наличие в фазе над адсорбентом конкурирующего (вытесняющего) вещества*.

Обычно десорбцию проводят с применением водяного пара, так как при этом удовлетворяются все указанные выше условия десорбции. Полученную смесь адсорбтива и водяного пара направляют в конденсатор, где продукт отделяется от воды отстаиванием (в случае взаимной нерастворимости) либо разделяется ректификацией.

Адсорбенты. В качестве адсорбентов в технике используют твердые материалы, обладающие в большинстве случаев очень высокой пористостью и, следовательно, большой удельной поверхностью.

Наиболее распространенными адсорбентами являются силикагель (гель кремневой кислоты), активированные угли (древесные, костяные и каменные), активированные серной кислотой глины и др. Поверхность 1 г активированного угля составляет 200—1000 м², силикагеля — 500 м² и более.

Указанные адсорбенты изготовляют *зернистыми* — в виде частиц неправильной или почти правильной сферической формы размером 2—8 мм — и *пылевидными*, состоящими из частиц раз-

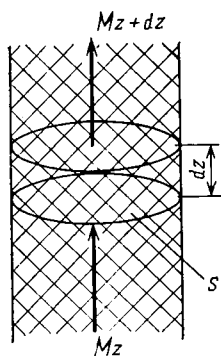


Рис. 15.3. К выводу дифференциального уравнения материального баланса периодического процесса адсорбции

мером 50—200 мкм (в том числе правильной сферической формы). Распространены специальные адсорбенты — синтетические цеолиты (получившие название *молекулярных сит*) с тонкими порами, сечение которых соизмеримо с размерами молекул. Отличительной особенностью этих адсорбентов является однородность размеров пор, поэтому они адсорбируют только молекулы, способные проникнуть в эти поры (например, адсорбируют *n*-бутан и не поглощают изобутан).

Производят молекулярные сита нескольких классов — диаметром пор от 2,2 до 10 Å (от 0,2 до 1 нм). Для молекулярных сит характерна высокая адсорбционная емкость при повышенных температурах и низких концентрациях извлекаемых компонентов. Молекулярные сита применяют для разделения смесей газов или жидкостей по размерам молекул (например, для отделения нормальных парафиновых углеводородов от углеводородов *изо*-строения); для осушки газов и жидкостей; для очистки газов и жидкостей от примесей при низкой их концентрации и др

15.2. МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС ПРОЦЕССА АДСОРБЦИИ

Процессы адсорбции проводятся периодически или, если адсорбент движется через аппарат, непрерывно. Материальный баланс такого процесса выражается уравнением, общим для всех процессов массопередачи

$$GdY = Ld\bar{X}, \quad (15.5)$$

где G — расход парогазовой фазы или раствора, кг инертной части/ч; L — расход адсорбента, кг активной части/ч; $\bar{Y}$ — рабочие концентрации адсорбируемого вещества в парогазовой фазе или растворе, кг/кг инертной части; $\bar{X}$ — рабочие концентрации адсорбируемого вещества в адсорбенте, кг/кг адсорбента.

Адсорбция в слое неподвижного адсорбента является периодическим процессом, при котором концентрация поглощаемого вещества в адсорбенте и в парогазовой фазе меняется во времени и в пространстве. Рассмотрим этот процесс.

Выделим в неподвижном адсорбенте элементарный слой с площадью поперечного сечения S и высотой dz (рис. 15.3), через который движется газ со скоростью w . Газ входит в элемент при концентрации $\bar{c}$, а выходит при концентрации $\bar{c} + (\partial\bar{c}/\partial z)dz$. Концентрация сорбируемого вещества в адсорбенте за время $d\tau$ изменяется от $\bar{a}^*$ до $\bar{a}^* + (\partial\bar{a}/\partial\tau)d\tau$. Количество сор-

* Здесь использованы обозначения, принятые в литературе по адсорбции.

бируемого вещества, входящее в элемент за время $d\tau$, составляет

$$M_z = w \bar{c} S d\tau,$$

а количество выходящего сорбируемого вещества

$$M_{z+dz} = w \left(\bar{c} + \frac{\partial \bar{c}}{\partial z} dz \right) S d\tau.$$

За время $d\tau$ в элементе сорбируется следующее количество вещества:

$$dM = M_z - M_{z+dz} = -w \frac{\partial \bar{c}}{\partial z} dz S d\tau.$$

Это же количество сорбируемого вещества в элементе может быть выражено через изменения его концентраций в адсорбенте и в газовой фазе элемента за время $d\tau$:

$$dM = \frac{\partial \bar{a}}{\partial \tau} d\tau S dz + \varepsilon \frac{\partial \bar{c}}{\partial \tau} d\tau S dz.$$

Общий материальный баланс по сорбируемому веществу в элементе за время $d\tau$ без учета продольного перемешивания газового потока выражается уравнением

$$-w \frac{\partial \bar{c}}{\partial z} S dz d\tau = \frac{\partial \bar{a}}{\partial \tau} S dz d\tau + \varepsilon \frac{\partial \bar{c}}{\partial \tau} S dz d\tau.$$

или окончательно

$$\frac{\partial \bar{a}}{\partial \tau} = -\varepsilon \frac{\partial \bar{c}}{\partial \tau} - w \frac{\partial \bar{c}}{\partial z}. \quad (15.6)$$

Равенство (15.6) называют дифференциальным уравнением материального баланса периодического процесса адсорбции в слое неподвижного адсорбента.

15.3. КИНЕТИКА ПРОЦЕССА АДСОРБЦИИ

Процесс перемещения поглощаемого вещества при адсорбции в общем случае описывается критериальным уравнением, выведенным для систем с твердой фазой

$$\frac{\bar{a} - \bar{a}_p}{\bar{a}_n - \bar{a}_{p,n}} = f \left(\text{Bi}_d, \text{Fo}_d, \frac{z}{\delta} \right). \quad (15.7)$$

Однако многочисленные опыты показали, что при адсорбции диффузионные сопротивления внутри твердой фазы малы по сравнению с внешним диффузионным сопротивлением, поэтому при расчетах процессов адсорбции обычно используют основное уравнение массопередачи

$$dM = K_{YV} (\bar{Y} - Y_p) dV d\tau, \quad (15.8)$$

в котором с некоторым допущением принимают $K_{YV} = \beta_{YV}$.

Значения коэффициентов массоотдачи $\beta_{\gamma\gamma}$ для процесса адсорбции в *неподвижном слое адсорбента* можно определять по следующим уравнениям подобия:

$$Nu = 0,395Re_z^{0,64}Pr_d^{0,333} \text{ для } Re_z > 30; \quad (15.9)$$

$$Nu = 0,725Re_z^{0,47}Pr_d^{0,333} \text{ для } Re_z = 2 - 30; \quad (15.10)$$

$$Nu = 0,515Re_z^{0,85}Pr_d^{0,333} \text{ для } Re_z < 2, \quad (15.11)$$

где $Nu = \beta_{\gamma\gamma} d^2 / D$ — диффузионное число Нуссельта; d — эквивалентный диаметр зерен адсорбента; D — коэффициент диффузии; $Re_z = 4G / (s' \mu \cdot 9,81 \cdot 3600)$ — число Рейнольдса; G — массовый расход газа; s' — поверхность зерен адсорбента в единице объема слоя; μ — вязкость газа; $Pr_d = \nu / D$ — диффузионное число Прандтля; ν — кинематическая вязкость.

Для процесса адсорбции в *кипящем слое мелкозернистого адсорбента* значение $\beta_{\gamma\gamma}$ можно определить по следующему уравнению подобия:

$$Nu = 46,25 \cdot 10^{-6} Re^{1,65}, \quad (15.12)$$

где $Re = wdp / \mu$ — число Рейнольдса; w — фиктивная скорость парогазовой смеси, отнесенная к полному сечению аппарата; ρ — плотность газа; остальные обозначения те же, что в уравнениях (15.9) — (15.11).

15.4. ПРИНЦИПИАЛЬНЫЕ СХЕМЫ АДсорбЦИОННЫХ ПРОЦЕССОВ

Принципиальные схемы адсорбционных процессов показаны на рис. 15.4. При применении зернистого адсорбента используют схемы с неподвижным (*а*) и движущимся адсорбентом (*б*). В первом случае процесс проводят периодически. Вначале через адсорбент L пропускают парогазовую смесь G и насыщают его поглощаемым веществом; после этого пропускают вытес-

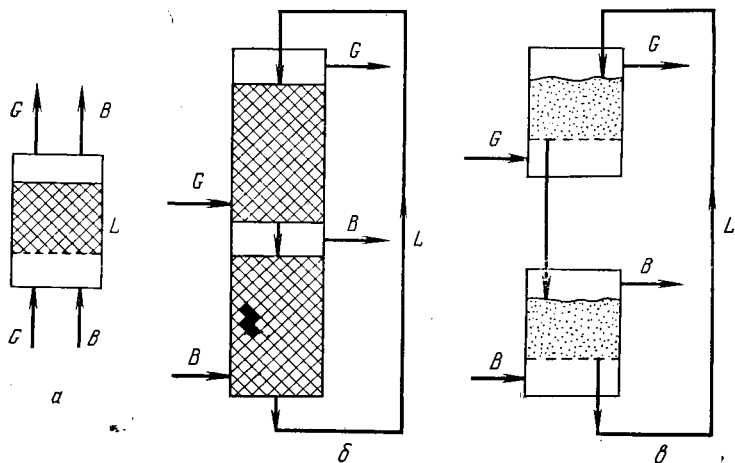


Рис. 15.4. Принципиальные схемы адсорбционных процессов:

а — с неподвижным зернистым адсорбентом; *б* — с движущимся зернистым адсорбентом; *в* — с циркулирующим псевдооживленным адсорбентом

нящее вещество B или нагревают адсорбент, осуществляя таким образом десорбцию (регенерацию адсорбента). Во втором случае (рис. 15.4, б) адсорбент L циркулирует в замкнутой системе; насыщение его происходит в верхней — адсорбционной — зоне аппарата, а регенерация в нижней — десорбционной. При применении пылевидного адсорбента используют схему с циркулирующим псевдооживленным адсорбентом (рис. 15.4, в).

Анализ адсорбционных процессов проводится соответственно перечисленным схемам.

15.5. РАСЧЕТ АДСОРБЕРОВ

Аппараты, предназначенные для проведения процессов адсорбции, называют *адсорберами*. Адсорберы можно подразделить по условиям работы на следующие группы: а) с неподвижным адсорбентом; б) с движущимся зернистым адсорбентом; в) с псевдооживленным пылевидным адсорбентом.

Адсорберы с неподвижным зернистым адсорбентом. Продолжительность T полного цикла в адсорбере с неподвижным слоем адсорбента (как и в любом адсорбере периодического действия) складывается из времени собственно адсорбции τ , времени десорбции τ_d , в течение которого через адсорбент продувают вытясывающий агент, и времени сушки и охлаждения адсорбента τ_c . Величины τ_d и τ_c устанавливают опытным путем, а их сумма составляет продолжительность вспомогательных операций $\tau_d + \tau_c = \tau_{всп}$. Таким образом,

$$T = \tau + \tau_{всп}. \quad (15.13)$$

Для проведения адсорбции непрерывным способом применяют установки, состоящие из нескольких адсорберов периодического действия, в которых попеременно происходят адсорбция и вспомогательные операции (десорбция и сушка). Число адсорберов должно быть не менее двух. Для работы таких установок необходимо соблюдение условия

$$\tau \geq \tau_{всп}. \quad (15.14)$$

Приближенно продолжительность τ собственно процесса адсорбции можно определить исходя из средней концентрации $\bar{X}_1$ адсорбированного вещества в адсорбенте в начальный момент времени и концентрации $\bar{X}_2$ этого вещества в конечный момент. Если масса адсорбента в слое равна $L_{сл}$ кг, то количество поглощенного вещества за один цикл составит (в кг)

$$M = L_{сл} (\bar{X}_2 - \bar{X}_1). \quad (15.15)$$

Величина M может быть определена и по уравнению

$$M = \omega_0 S \rho_{см} (\bar{Y}_1 - \bar{Y}_2) \tau, \quad (15.16)$$

где ω_0 — фиктивная скорость парогазовой смеси, м/с; S — площадь сечения адсорбера, м²; $\rho_{см}$ — плотность парогазовой смеси, кг/м³.

Приравнивая правые части выражений (15.15) и (15.16), получим:

$$\tau = \frac{L_{\text{сл}}(\bar{X}_2 - \bar{X}_1)}{\omega_0 S \rho_{\text{см}} (\bar{Y}_1 - \bar{Y}_2)}. \quad (15.17)$$

Более точно τ можно определить на основе следующего анализа работы слоя адсорбента.

Содержание $\bar{X}$ поглощенного вещества в адсорбенте изменяется во времени и по высоте слоя. Обозначим через $\bar{Y}_1$ концентрацию поглощаемого вещества в газе, поступающем на адсорбцию; через $\bar{Y}_2$ — минимальную концентрацию вещества в газе, которую еще можно определить анализом. Пусть $\bar{X}_c$ — концентрация вещества в адсорбенте, соответствующая $\bar{Y}_2$, причем концентрация $\bar{X}_c$ достигается в некоторый момент времени τ_1 на высоте слоя H_1 (рис. 15.5).

Таким образом практически можно считать, что в слое высотой H_1 поглощаемое вещество адсорбировано полностью.

По прошествии времени τ_2 от начала адсорбции концентрация поглощенного вещества в начале слоя возрастает до $\bar{X}_2$, причем на высоте слоя H_2 концентрация поглощенного вещества составляет $\bar{X}_c$. Наконец, к моменту времени τ_0 концентрация в начале слоя становится равной концентрации насыщения $\bar{X}_n$, близкой к концентрации $\bar{X}_p$, равновесной с составом поступающего газа $\bar{Y}_1$. В этот момент концентрация адсорбента $\bar{X}_c$ и концентрация газа $\bar{Y}_2$ достигаются на высоте слоя H_0 .

При дальнейшем протекании процесса адсорбции сечения слоя, соответствующие концентрациям $\bar{X}_n$, $\bar{Y}_1$ и $\bar{X}_c$, $\bar{Y}_2$, будут перемещаться вверх, причем работать в каждый данный момент

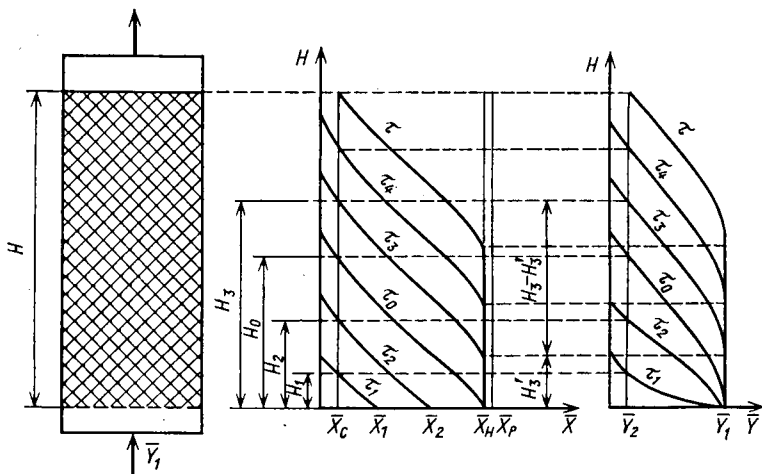


Рис. 15.5. Поля концентраций при адсорбции в слое неподвижного зернистого адсорбента

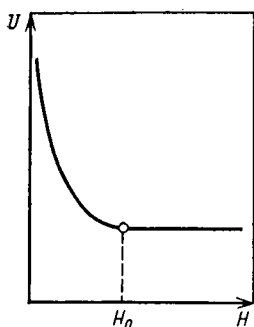


Рис. 15.6. Зависимость скорости перемещения фронта равных концентраций от высоты слоя адсорбента

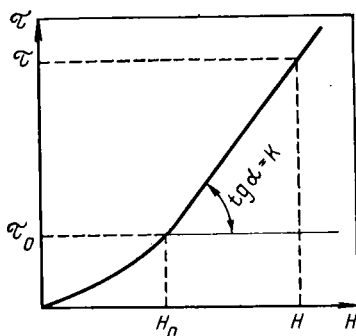


Рис. 15.7. Зависимость продолжительности адсорбции от высоты слоя адсорбента

будет только слой, заключенный между этими сечениями. Так, в момент τ_3 работающим будет слой $H_3 - H_3'$.

Слой высотой H_3' (на высоте H_3' концентрация равна $\bar{X}_H$) будет отработанным, а слой высотой $H - H_3$ (на высоте H_3 концентрация равна $\bar{X}_c$) еще не включился в процесс адсорбции.

По скорости перемещения поверхности равных концентраций, соответствующих $\bar{X}_c$ (или перемещения фронта концентраций $\bar{X}_c$) процесс адсорбции может быть разделен на два периода: 1) период уменьшающейся скорости, ограниченный временем τ_0 и высотой слоя H_0 ; 2) период постоянной скорости (при $\tau > \tau_0$).

Зависимость скорости u перемещения фронта равных концентраций от высоты слоя H показана на рис. 15.6. Величину, обратную скорости u , называют коэффициентом поглотительного действия слоя и обозначают $1/u = k$ (в с/м). Величина k представляет собой продолжительность насыщения слоя адсорбента высотой 1 м и определяется из уравнения материального баланса

$$S \cdot \rho_n (\bar{X}_H - \bar{X}_c) = G (\bar{Y}_1 - \bar{Y}_2) k,$$

откуда

$$k = \frac{S \rho_n (\bar{X}_H - \bar{X}_c)}{G (\bar{Y}_1 - \bar{Y}_2)}, \quad (15.18)$$

где S — площадь сечения адсорбера, м²; ρ_n — насыпная плотность адсорбента, кг/м³; G — расход газа, кг/с.

Зависимость времени адсорбции τ от H (рис. 15.7) при $H > H_0$ выражается прямой линией, тангенс угла наклона которой равен k . Соответственно продолжительность поглотительного действия слоя выражается равенством

$$\tau = \tau_0 + k (H - H_0). \quad (15.19)$$

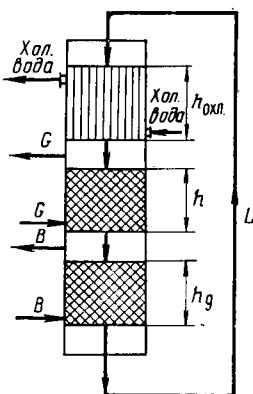


Рис. 15.8. Схема адсорбера с движущимся зернистым адсорбентом

Впервые уравнение (15.19) было выведено Н. А. Шиловым применительно к времени защитного действия слоя адсорбента в противогасах. Величины τ_0 , k и H_0 , входящие в это уравнение, могут быть определены из графика на рис. 15.7, который строится на основании опытных данных.

Уравнение (15.19) позволяет определить длительность τ поглощительного действия слоя адсорбента с заданной высотой H . Если задано значение τ , то необходимая высота слоя определяется по уравнению

$$H = (\tau - \tau_0)/k + H_0. \quad (15.20)$$

Площадь сечения (в м^2) адсорберов описанного типа определяют из уравнения расхода:

$$S = G/W\rho_r, \quad (15.21)$$

где G — расход газа, кг/с ; W — скорость газа, отнесенная к полному сечению адсорбера, м/с (обычно ее принимают в пределах 0,08—0,25 м/с); ρ_r — плотность газа, кг/м^3 .

Адсорберы с движущимся зернистым адсорбентом. В рассматриваемом случае зернистый слой адсорбента стержнеобразно перемещается через аппарат сверху вниз, проходя последовательно зону охлаждения высотой $h_{\text{охл}}$, зону адсорбции высотой h и зону десорбции и нагрева h_d (рис. 15.8). Общая высота рабочей части аппарата составляет

$$H = h_{\text{охл}} + h + h_d. \quad (15.22)$$

Необходимая поверхность фазового контакта может быть определена для этого процесса из основного уравнения массопередачи:

$$F = \frac{M}{\beta \Delta \bar{Y}_m}; \quad \Delta \bar{Y}_m = (\bar{Y}_n - \bar{Y}_k) / \int_{\bar{Y}_k}^{\bar{Y}_n} \frac{d\bar{Y}}{\bar{Y} - \bar{Y}_p},$$

где M — количество адсорбируемого вещества; β — коэффициент массоотдачи; $\bar{Y}_n$ — начальная концентрация адсорбируемого вещества в газовой смеси; $\bar{Y}_k$ — конечная концентрация адсорбируемого вещества в газовой смеси; $\bar{Y}_p$ — равновесная концентрация.

Площадь сечения слоя движущегося зернистого адсорбента определяется как

$$S = V_{\text{сек}}/W, \quad (15.23)$$

где $V_{\text{сек}}$ — расход газовой смеси в аппарате, $\text{м}^3/\text{с}$; W — линейная скорость газового потока в аппарате, м/с (должна быть меньше $W_{\text{кр}}$).

Высота зоны адсорбции может быть найдена из очевидного соотношения

$$h = F/\sigma S, \quad (15.24)$$

где σ — удельная поверхность адсорбента, $\text{м}^2/\text{м}^3$.

Остальные высоты рабочих частей аппарата определяются из пропорций $h:h_{\text{охл}}=\tau:\tau_{\text{охл}}$ и $h:h_{\text{д}}=\tau:\tau_{\text{д}}$:

$$h_{\text{охл}} = h\tau_{\text{охл}}/\tau \quad \text{и} \quad h_{\text{д}} = h\tau_{\text{д}}/\tau. \quad (15.25)$$

Значение τ может быть определено как

$$\tau = Sh/L_{\text{сек}}, \quad (15.26)$$

где $L_{\text{сек}}$ — расход адсорбента, $\text{м}^3/\text{с}$.

Адсорберы с циркулирующим псевдооживленным пылевидным адсорбентом. Циркулирующий псевдооживленный пылевидный адсорбент используется в непрерывно действующих установках в аппарате, схема которого представлена на рис. 15.9. В таких аппаратах можно проводить процесс адсорбции с максимальной интенсивностью.

Обозначим: $V_{\text{а}}$ — рабочая емкость аппарата в килограммах адсорбента; $L_{\text{сек}}$ — расход поступающего в аппарат адсорбента;

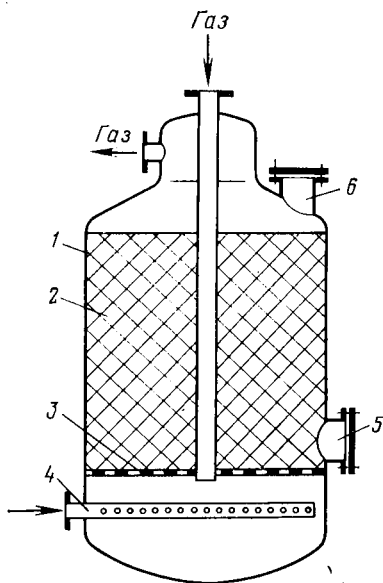
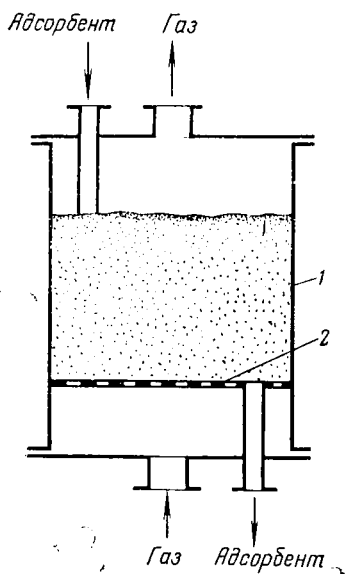


Рис. 15.9. Схема адсорбера с циркулирующим псевдооживленным пылевидным адсорбентом:

1 — корпус аппарата; 2 — газораспределительная решетка

Рис. 15.10. Вертикальный адсорбер с неподвижным зернистым адсорбентом: 1 — корпус; 2 — зернистый адсорбент; 3 — газораспределительная решетка; 4 — перфорированная труба; 5, 6 — люки

$\bar{X}_k$ — концентрация поглощаемого вещества в адсорбенте, находящемся в аппарате; $\bar{X}_n$ — концентрация поглощаемого вещества в адсорбенте, поступающем в аппарат.

Предположим, что через аппарат протекают инертный газ и адсорбент. Очевидно, что при этом процесса адсорбции нет, и концентрация $\bar{X}_n$ (при $\bar{X}_k > \bar{X}_n$) изменяется только за счет «вымывания» (замещения) адсорбента, находящегося в аппарате, поступающим свежим адсорбентом.

Если за время $d\tau$ в аппарат вводится адсорбент в количестве dL и в таком же количестве отводится из него, а концентрация $\bar{X}$ изменяется на $d\bar{X}$, то для выражения материального баланса «вымывания» можно написать равенство

$$V_a (\bar{X}_k - d\bar{X}) = (V_a - dL) \bar{X}_k + dL \bar{X}_n$$

или

$$V_a d\bar{X} = (\bar{X}_k - \bar{X}_n) dL.$$

Так как $dL = L_{сек} d\tau$, последнее равенство может быть представлено в следующем виде:

$$\frac{d\bar{X}}{d\tau} = \frac{L_{сек}}{V_a} (\bar{X}_k - \bar{X}_n) = \frac{\bar{X}_k - \bar{X}_n}{\tau}. \quad (15.27)$$

При замене инертного газа рабочим концентрация $\bar{X}$ будет изменяться в результате адсорбции. Это изменение можно определить по основному уравнению массопередачи, переписанному в виде

$$V_a d\bar{X} = \beta F \Delta \bar{Y}_m d\tau = \beta V_a \sigma \Delta Y_m d\tau, \quad (15.28)$$

где σ — удельная поверхность адсорбента в условиях псевдооживления.

Из последнего уравнения следует:

$$\frac{d\bar{X}}{d\tau} = \beta \sigma \Delta \bar{Y}_m. \quad (15.29)$$

При установившемся состоянии процесса концентрация $\bar{X}_k$ в аппарате остается постоянной, поскольку изменение концентрации в результате «вымывания» компенсируется ее изменением в результате адсорбции. На основании этого можно приравнять правые части уравнений (15.27) и (15.29) и определить необходимое время пребывания адсорбента в аппарате:

$$\tau = \frac{1}{\beta \sigma} \cdot \frac{\bar{X}_k - \bar{X}_n}{\Delta \bar{Y}_m}. \quad (15.30)$$

Зная τ , легко определить рабочую емкость аппарата:

$$V_a = L_{сек} \tau. \quad (15.31)$$

Недостатком адсорбции в псевдооживленном слое по сравнению с адсорбцией в движущемся слое является уменьшение движущей силы процесса.

15.6. АДСОРБЕРЫ И АДСОРБЦИОННЫЕ УСТАНОВКИ

Аппараты с неподвижным адсорбентом. Эти аппараты весьма просты по устройству. В большинстве случаев в качестве адсорберов используют цилиндрические вертикальные или горизонтальные емкости, заполненные адсорбентом.

Примером адсорберов этого типа может служить аппарат, изображенный на рис. 15.10. Он представляет собой цилиндрическую вертикальную емкость 1. В нижней части аппарата имеется газораспределительная решетка 3, на которой размещается адсорбент 2. Газовая смесь вводится через трубу, проходит через слой адсорбента и уходит из аппарата через патрубок. Вытесняющее вещество вводится в аппарат через перфорированную трубу 4 и отводится также через патрубок. Люки 5 и 6 служат для загрузки и выгрузки адсорбента.

В тех случаях, когда адсорбция проводится из жидкой фазы, в качестве адсорберов используется обычная фильтровальная аппаратура.

Аппараты с движущимся зернистым адсорбентом. Эти аппараты можно подразделить на аппараты типа полых колонн и аппараты с механическими транспортными приспособлениями. Первые применяют преимущественно для адсорбции из газовой фазы, вторые — из жидкой. Адсорбер первого типа показан на рис. 15.11. Он представляет собой колонну, в которую встроены холодильник 1, подогреватель 7 и распределительные тарелки 2. Он представляет собой колонну, в которую встроены холодильник 1, подогреватель 7 и распределительные тарелки 2.

Зернистый адсорбент, вводимый в аппарат, стержнеобразно движется сверху вниз. Скорость движения регулируется внизу затвором-отводчиком 8, устроенным аналогично ячеевому питателю. При движении сверху вниз адсорбент вначале охлаждается в тру-

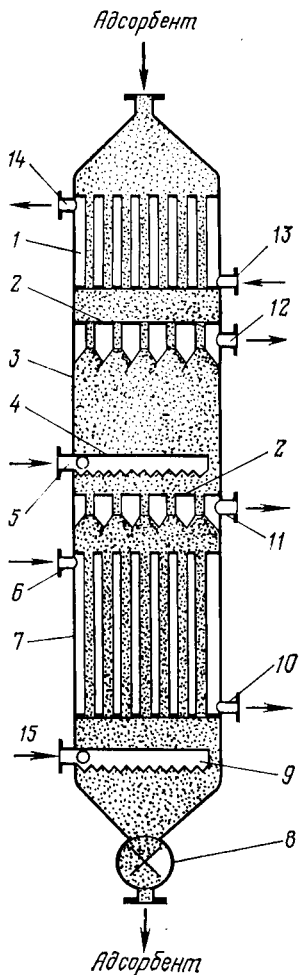


Рис. 15.11. Адсорбер с движущимся зернистым адсорбентом:

1 — холодильник; 2 — распределительные тарелки; 3 — адсорбционная секция; 4 — распределительное устройство для исходной парогазовой смеси; 5 — патрубок для ввода исходной парогазовой смеси; 6, 10 — патрубки для ввода и вывода теплоносителя; 7 — подогреватель десорбционной секции; 8 — затвор-отводчик адсорбента; 9 — распределительное устройство для острого водяного пара; 11 — патрубок для отвода продуктов десорбции; 12 — патрубок для отвода непоглощенной части парогазовой смеси; 13, 14 — патрубки для ввода и вывода охлаждающей воды; 15 — патрубок для ввода острого водяного пара

бах холодильника 1, затем взаимодействует с исходной парогазовой смесью, которая поступает через патрубок 5. Непоглощенная часть парогазовой смеси отводится по патрубку 12.

Далее адсорбент нагревается в трубчатом подогревателе 7 десорбционной секции и, опускаясь вниз, взаимодействует с вытесняющим веществом (острый водяной пар), которое вводится через патрубок 15. Регенерированный адсорбент удаляется из аппарата через затвор-отводчик 8. Продукты десорбции отводятся из аппарата вместе с вытесняющим веществом через патрубок 11. Распределительные тарелки 2 препятствуют смещению парогазовых потоков адсорбционной и десорбционной секций.

Аппараты с механическим транспортированием адсорбента. Такие аппараты показаны на рис. 15.12 и 15.13. В качестве транспортирующих приспособлений используют перфорированные шнеки или элеваторы с перфорированными ковшами.

В первом случае (рис. 15.12) адсорбент поступает в левую секцию аппарата и шнеком 3 перемещается вниз. Далее шнеком 2 он подается в правую секцию, в которой шнеком 4 поднимается вверх и удаляется из аппарата. Поток жидкости, содержащей адсорбируемое вещество, перемещается через аппарат в направлении, обратном движению адсорбента.

Аналогично работает аппарат с ковшовым элеватором, показанный схематически на рис. 15.13. Адсорбент поступает в верхнюю часть колонны 1, проходит вниз и через разгрузочный патрубок направляется в ковшовый элеватор 2. Здесь адсорбент захватывается перфорированными ковшами, поднимается вверх и удаляется из элеватора. Жидкость, содержащая адсорбируемое вещество, перемещается противотоком к адсорбенту; она вводится в верхнюю часть элеватора, проходит вниз и поступает в колонну, из которой выходит через патрубок, расположенный в верхней части.

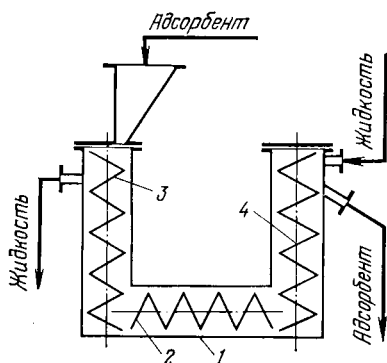


Рис. 15.12. Схема адсорбера с перфорированными шнеками:

1 — корпус; 2—4 — перфорированные шнеки

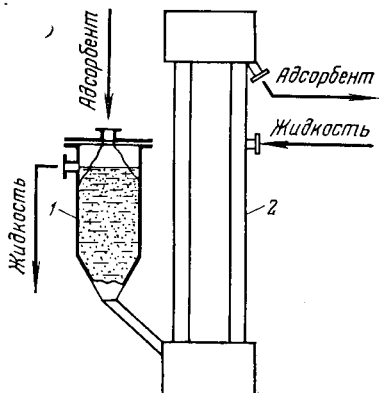


Рис. 15.13. Схема адсорбера с ковшовым элеватором:

1 — колонна; 2 — ковшовый элеватор с перфорированными ковшами

Рис. 15.14. Одноступенчатый адсорбер с псевдоожиженным адсорбентом:

1 — корпус; 2 — газораспределительная решетка; 3 — пылеотделяющее устройство

Аппараты с псевдоожиженным пылевидным адсорбентом. Такие аппараты подразделяются на одноступенчатые и многоступенчатые.

Одноступенчатый адсорбер (рис. 15.14) представляет собой цилиндрический вертикальный корпус 1, внутри которого смонтированы газораспределительная решетка 2 и пылеотделяющее устройство 3 типа циклона. Адсорбент загружается в аппарат сверху через трубу и выводится через трубу снизу. Рабочий газ вводится в адсорбер через нижний патрубок и выводится через верхний.

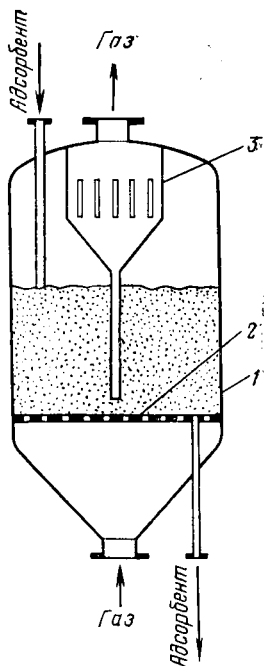
Многоступенчатый адсорбер показан схематически на рис. 15.15. Он представляет собой колонну 1, в которой смонтированы газораспределительные решетки 2 с переливными патрубками 3, выполняющими одновременно функции затворов для газового потока. Адсорбент поступает в верхнюю часть аппарата и перетекает со ступени на ступень сверху вниз. В нижней ступени адсорбент выгружается через затвор-отводчик 4. Рабочий газ поступает в адсорбер снизу и удаляется через верхний патрубок.

Многоступенчатый адсорбер выгодно отличается от одноступенчатого тем, что он работает по схеме, близкой к аппаратам идеального вытеснения. Это позволяет проводить процессы по противоточной схеме и наиболее эффективно использовать движущую силу процессов.

В последнее время часто применяют установки с адсорбцией в кипящем слое и десорбцией в движущемся слое.

На рис. 15.16 представлен адсорбер непрерывного действия с кипящим слоем на тарелках охлаждения — адсорбции и с десорбцией в движущемся слое. Мелкозернистый адсорбент поступает из сепаратора на верхнюю ситчатую тарелку и по перепадам спускается вниз к выходу из последней тарелки в десорбционную секцию.

Адсорбент поступает при повышенной температуре (после десорбции), на верхних тарелках происходит охлаждение адсорбента проходящим остаточным газом. На нижних тарелках адсорбент поглощает целевые компоненты из поступающей газовой смеси. В десорбционной секции насыщенный адсорбент движется стержнеобразно по трубкам, обогреваемым снаружи глухим водяным паром; при этом из адсорбента выделяются ад-



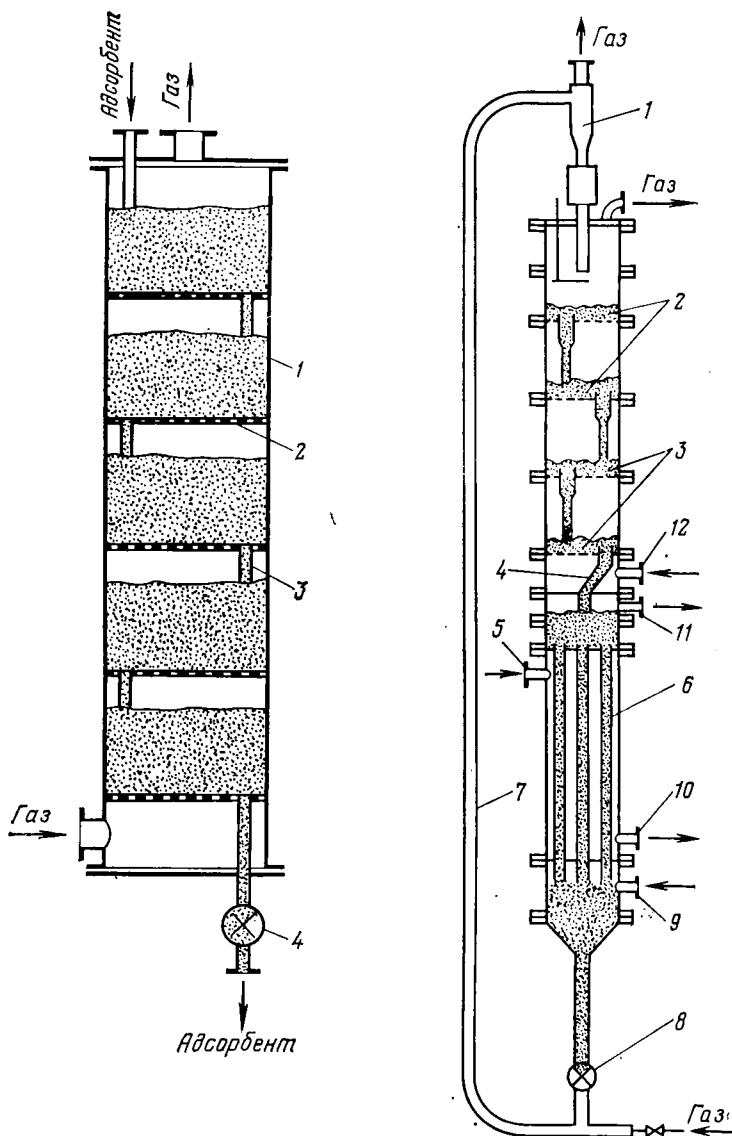


Рис. 15.15. Схема многоступенчатого адсорбера с псевдооживленным слоем адсорбента:

1 — колонна; 2 — газораспределительная решетка; 3 — переливной патрубок; 4 — затвор-отводчик

Рис. 15.16. Адсорбер непрерывного действия с кипящим слоем на тарелках охлаждения — адсорбции и с десорбцией в движущемся слое:

1 — сепаратор пневмотранспорта; 2 — тарелки для охлаждения адсорбента; 3 — адсорбционные тарелки; 4 — переток адсорбента в десорбционную секцию; 5 — патрубок для ввода глухого пара; 6 — трубчатый подогреватель десорбционной секции; 7 — пневмоподъемник; 8 — регулятор скорости циркуляции адсорбента; 9 — патрубок для ввода острого пара; 10 — патрубок для вывода конденсата; 11 — патрубок для вывода десорбированных продуктов в конденсатор; 12 — патрубок для ввода парогазовой смеси

сорбированные продукты, выводимые через патрубок в конденсатор.

Для полноты десорбции через патрубок 9 вводится острый пар, поступающий далее в конденсатор. Вследствие обогрева адсорбента через стенки трубок увлажнения его не происходит. Далее через регулятор 8 зернистый адсорбент выводится из колонны и поднимается пневмотранспортом 7 на верх колонны.

Периодически действующая адсорбционная установка. Установка, показанная на рис. 15.17, предназначена для извлечения бензола из газовой смеси.

Исходная смесь вводится в адсорбер 1 и пропускается через него до момента проскока бензольных паров. Затем газовый поток направляется в адсорбер 2, а в адсорбере 1 проводится десорбция. Для этого через адсорбер пропускают водяной пар, который десорбирует бензол. Смесь паров воды и бензола удаляется из адсорбера 1 в конденсатор-холодильник 3, где конденсируется и охлаждается. Конденсат, представляющий собой смесь не растворяющихся друг в друге жидкостей, идет в непрерывно действующий отстойник 4, где разделяется на бензол (направляемый в качестве продукта в сборник) и воду (направляемую обычно в канализацию).

После десорбции бензола адсорбент высушивают продувкой горячего воздуха, который нагнетается вентилятором 5 и нагре-

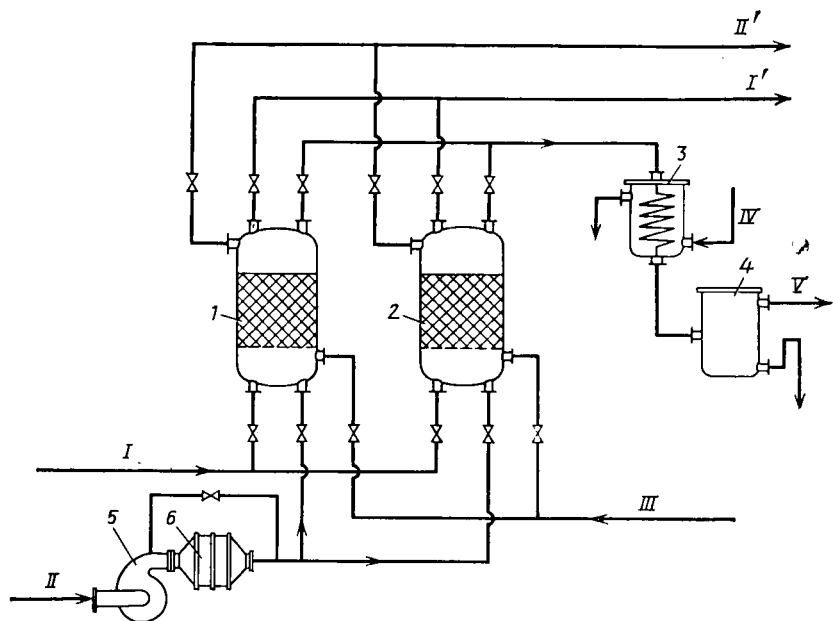


Рис. 15.17. Схема периодически действующей адсорбционной установки:

1, 2 — адсорберы; 3 — конденсатор-холодильник; 4 — отстойник; 5 — вентилятор; 6 — калорифер; I, I' — исходная и отработанная газовые смеси; II, II' — исходный и отработанный воздух; III — острый водяной пар; IV — хладагент; V — продукт

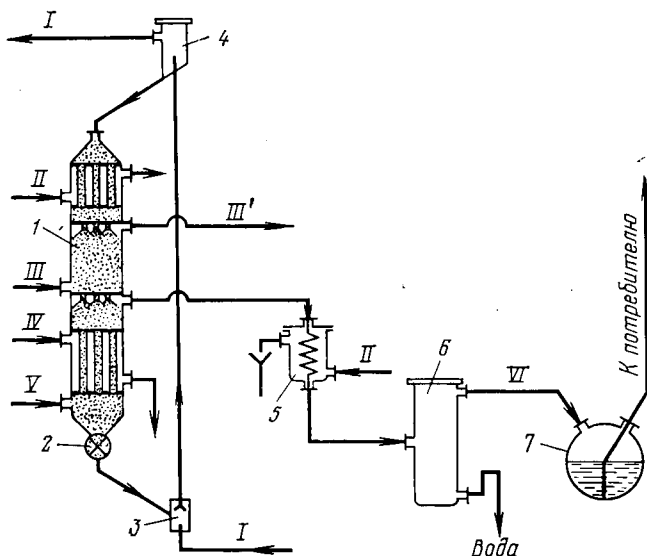


Рис. 15.18. Схема непрерывно действующей адсорбционной установки:

1 — адсорбер; 2 — затвор-отводчик; 3 — загрузочное устройство пневмотранспортной системы; 4 — сепаратор; 5 — конденсатор-холодильник; 6 — отстойник; 7 — сборник; I — транспортирующий газ; II — охлаждающая вода; III, III' — исходная и оработанная газовые смеси; IV — глухой пар; V — острый водяной пар; VI — бензол

вается в калорифере 6. Регенерация адсорбента завершается сушкой в адсорбере 1. Поток исходной смеси газов с парами бензола направляется вновь в этот адсорбер, а адсорбер 2 переключается на десорбцию. Таким попеременным включением одного или нескольких периодически действующих адсорберов достигается непрерывная работа установки.

Непрерывно действующая адсорбционная установка. Установка, показанная на рис. 15.18, также предназначена для извлечения бензола из смеси его паров с газами. Исходная смесь поступает в адсорбционную секцию непрерывно действующего адсорбера 1, через который непрерывно перемещается зернистый адсорбент. В этой секции происходит адсорбция паров бензола. Далее адсорбент проходит через десорбционную секцию адсорбера 1. Здесь адсорбент взаимодействует с острым водяным паром, в результате чего и происходит десорбция бензола.

Регенерированный адсорбент через затвор-отводчик 2 поступает в загрузочное устройство 3 пневмотранспортной системы. Далее он поднимается по пневмотранспортной трубе транспортирующим газом, попадает в сепаратор 4, отделяется от транспортирующего газа и вновь направляется в адсорбер 1.

Смесь водяного пара с бензольными парами удаляется из верхней части десорбционной секции адсорбера и поступает в холодильник-конденсатор 5. Из него конденсат стекает в непрерывно действующий отстойник 6, где происходит расслаива-

ние жидкой смеси бензола и воды; бензол из отстойника 6 направляется в сборник 7, а вода выводится из системы.

Сушка адсорбента осуществляется транспортирующим газом по пути из загрузочного устройства 3 в сепаратор 4.

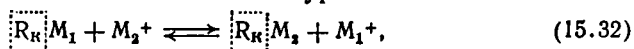
15.7. ИОНООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ

Ионообменные процессы (ионообменная сорбция) — взаимодействие растворов электролитов с сорбентами — ионитами, обладающими способностью обменивать свои ионы на ионы, находящиеся в растворе.

Область применения ионообменных процессов весьма широка, поскольку они позволяют удалять из водных растворов нежелательные ионы и получать деминерализованную воду — как питьевую, так и используемую в производстве особо чистых веществ.

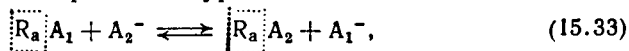
Производство ряда пищевых продуктов, водоподготовка на тепловых электростанциях, очистка вод ядерных реакторов — таков диапазон использования ионообменных процессов в промышленности.

Химические реакции ионного обмена. Обмен ионов в ионитах происходит в эквивалентных количествах и обратимо, поэтому процесс обмена ионов между раствором электролита и твердой фазой ионита можно записать как обычную химическую реакцию. Так, обмен катионов записывается уравнением



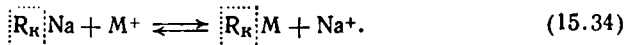
где $[R_K]$ — катионит; M_1^+ — обмениваемый катион; M_2^+ — удаляемый из раствора электролита катион.

Анионный обмен выражается уравнением

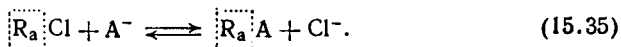


где $[R_a]$ — анионит; A_1^- — обмениваемый анион; A_2^- — удаляемый из раствора электролита анион.

При умягчении воды обмениваемыми ионами являются катион Na^+ (или K^+) и анион Cl^- . Тогда химическая реакция катионного обмена будет иметь вид



Здесь катионит $[R_K]$ отдает в раствор ионы натрия Na^+ ; следовательно, катионит находится в Na -форме. При реакции анионного обмена



анионит $[R_a]$ отдает в раствор ионы хлора Cl^- ; следовательно, анионит находится в Cl -форме.

Иониты. Способностью к ионному обмену обладают многие природные вещества: глины, апатиты, угли, а также синтетические вещества — плавленные цеолиты, молекулярные сита, гидроксиды железа и алюминия, смолы. Ионообменные смолы имеют особое значение. Только с их появлением ионообменные процессы нашли широкое промышленное применение.

Создание ионообменной смолы сводится к синтезу нерастворимого в воде и других растворителях твердого органического полимера, образующего трехмерный высокомолекулярный каркас с активными группами путем «сшивания» линейного высокомолекулярного соединения — полистирола — в пространственную сетку с помощью различных «мостикообразующих» веществ (например, дивинилбензола).

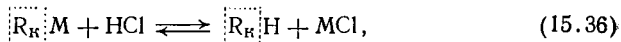
Таким образом, ионообменные смолы состоят из матрицы — пространственно сшитых углеводородных цепей — и закрепленных на ней активных ионогенных групп. Ионогенные группы вводятся различно: либо присоединением к имеющемуся каркасу исходных мономеров, либо в самом процессе образования высокомолекулярного соединения.

Сухая ионообменная смола еще не является ионитом. Ионитом она становится после набухания. В воде происходит диссоциация ионогенных групп с образованием подвижных противоионов и неподвижных, связанных с матрицей, фиксированных ионов. При взаимодействии ионообменных смол с растворами электролитов противоионы замещаются эквивалентным количеством ионов, находящихся в растворе.

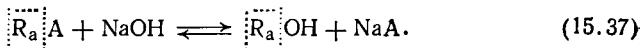
Если катионит находится в Н-форме, т. е. насыщен обмениваемыми ионами водорода H^+ , а анионит — в OH^- -форме, т. е. насыщен обмениваемыми ионами основания OH^- , то последовательная обработка водного раствора электролита на катионите и затем на анионите приводит к полному удалению минеральных солей из воды. Таким путем получают деминерализованную воду.

Для проведения процесса ионного обмена равновесие должно быть сдвинуто вправо, т. е. константы химического равновесия реакций ионного обмена должны быть намного больше единицы.

Регенерация ионитов. Для регенерации катионита, насыщенного извлекаемыми из электролита катионами, используют растворы кислот, к примеру 5%-ный раствор HCl :



а регенерация анионита осуществляется раствором щелочи, к примеру 5%-ным раствором $NaOH$:



После регенерации ионитов необходима тщательная отмывка их водой от следов регенерирующих растворов.

Равновесие при ионном обмене. Состояние равновесия при ионном обмене обычно изображается графически в виде изотермы равновесия. Изотерма равновесия является важной характеристикой при ионном обмене. Она дает возможность судить о равновесной обменной емкости ионита и его селективности. При расчете ионообменных колонн изотермой равновесия пользуются для определения средней движущей силы процесса массообмена при ионообменной сорбции.

Равновесные соотношения при ионном обмене удовлетворительно описываются уравнением Ленгмюра (15.38) или Фрейндлиха (15.39):

$$a = Kac/(1 + kc); \quad (15.38) \quad a = \beta c^{1/p}, \quad (15.39)$$

где a — количество ионов, поглощенных ионитом, кг/кг; c — равновесная концентрация поглощаемых ионов в растворе, кг/м³; K , α , β , p — опытные константы.

Равновесные зависимости, как правило, соответствуют определенной постоянной температуре, поэтому их и называют изотермами сорбции. Типичная изотерма сорбции из растворов, соответствующая уравнению (15.38), приведена на рис. 15.19. Как видно из рисунка, область равновесных концентраций может быть разделена на три зоны. Первой зоне низких концентраций соответствует практически линейная равновесная зависимость, второй — изотерма Ленгмюра и третьей — область, близкая к насыщению и практически не зависящая от концентрации раствора.

На равновесие влияют природа ионита и поглощаемых ионов, температура и pH раствора электролита. Так, содержание дивинилбензола в сульфополистирольной смоле в сильной степени влияет на положение изотермы равновесия (рис. 15.20).

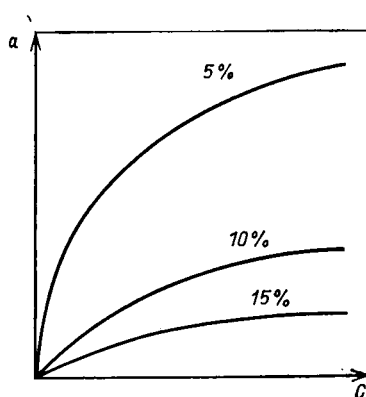
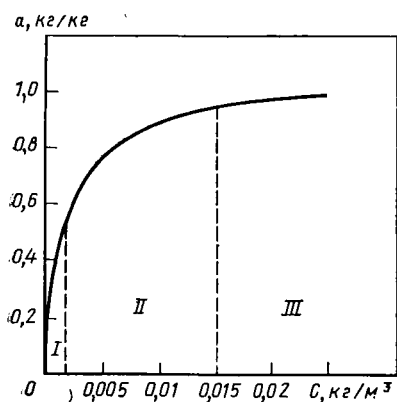


Рис. 15.19. Изотерма равновесия лимонной кислоты на анионите ЭДЭ-10П

Рис. 15.20. Изотермы равновесия для сульфополистирольной смолы с различным содержанием дивинилбензола

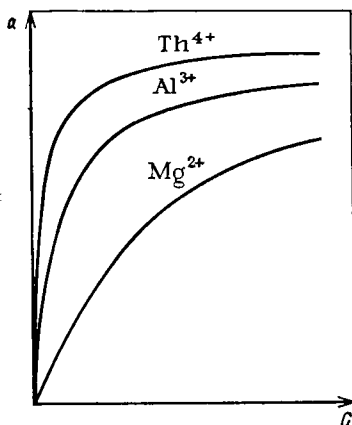


Рис. 15.21. Влияние валентности ионов на равновесие сульфифенольной смолы

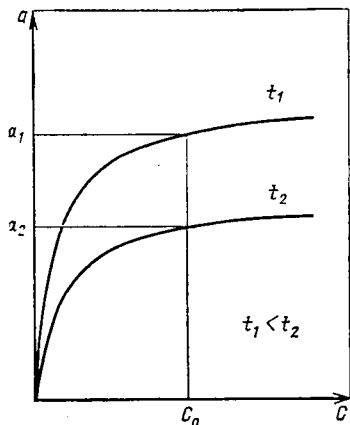


Рис. 15.22. Влияние температуры на равновесие при ионном обмене

Увеличение содержания дивинилбензола приводит к уменьшению емкости ионита.

В случае ионной сорбции двух ионов с разными зарядами ионит преимущественно поглощает ион с наибольшим зарядом в разбавленных растворах электролита, как это следует из рис. 15.21.

Состояние равновесия между обмениваемыми ионами ионита и раствора зависит от температуры. Обычно наблюдается уменьшение емкости и избирательности ионитов при повышении температуры, как это видно из рис. 15.22. Предельная температура процесса определяется термической устойчивостью ионитов и для обычных ионообменных смол не превышает 80—100 °C.

Влияние pH раствора на равновесие различно: с увеличением pH емкость катионитов увеличивается, а для анионитов — уменьшается.

Материальный баланс ионообменных процессов. Материальные балансы ионообменных процессов выражаются уравнениями, общими для всех массообменных процессов:

$$Lda = Gdc; \quad (15.40)$$

$$L(a_K - a_H) = G(c_H - c_K), \quad (15.41)$$

где L — количество ионита, кг/ч; G — количество растворителя, кг/ч; a_K , a_H — конечная и начальная концентрации ионита, г/кг сухого ионита; c_H , c_K — начальная и конечная концентрации удаляемых ионов в растворе, г/кг растворителя.

В уравнении линии рабочих концентраций

$$a = Ac + B \quad (15.42)$$

угловой коэффициент $A = G/L$, а отрезок, отсекаемый на оси ординат, составляет $B = (La_n - Gc_n)/L$.

Кинетика ионообменных процессов. Явления процессов ионообмена отличаются от процессов физической сорбции тем, что в одном случае имеет место перенос молекул (физическая адсорбция), а в другом — перенос ионов. Перенос во втором случае должен рассматриваться состоящим из нескольких этапов:

- 1) перенос иона M_2^+ из раствора к поверхности частицы ионита;
- 2) перенос иона M_2^+ через поверхность раздела раствор — ионит;
- 3) диффузия иона M_2^+ в твердой частице к точке обмена;
- 4) химическая реакция;
- 5) диффузия замещенного иона M_1^+ от точки обмена к поверхности твердой частицы;
- 6) перенос иона M_1^+ через поверхность раздела ионит — раствор;
- 7) перенос иона M_1^+ от поверхности ионита в раствор.

Несмотря на сложную совокупность явлений, участвующих в ионообмене, кинетика процесса в технических расчетах принимается в весьма упрощенном виде. Предполагают, что скорость химической реакции несомненно выше, чем скорости переноса ионов в остальных этапах и что она не оказывает влияния на скорость ионообменного процесса. Основное кинетическое уравнение

$$dM/Vd\tau = \beta_v (c - c_p). \quad (15.43)$$

Для определения коэффициента массоотдачи можно рекомендовать эмпирическое уравнение

$$Nu_{dv} = 28,4 Re^{0,41} \quad (15.44)$$

или

$$\beta_v d_3^2/D_c = 28,4 (wd_3 \rho_c / \mu_c)^{0,41}, \quad (15.45)$$

где β_v — коэффициент массоотдачи, $1/c$; d_3 — диаметр зерна ионита, м; D_c — коэффициент диффузии удаляемых из раствора ионов, m^2/c ; w — скорость раствора, m/c ; ρ_c — плотность раствора, kg/m^3 ; μ_c — вязкость раствора, $kg/(m \cdot c)$.

Принципиальные схемы ионообменных процессов. Схемы ионообменных процессов принципиально не отличаются от схем процессов физической адсорбции (см. рис. 15.4). Весь цикл ионообменного процесса, независимо от его конкретного назначения, включает следующие стадии: 1) сорбцию ионов из растворов; 2) отмывку ионита от исходного раствора; 3) регенерацию ионита; 4) отмывку ионита от регенерирующего раствора.

Ионообменная аппаратура. В соответствии с изложенным ионообменную аппаратуру можно классифицировать следующим образом:

периодически действующие аппараты, которые делятся на аппараты с неподвижным слоем ионита и с псевдооживленным слоем ионита;

непрерывно действующие аппараты, которые делятся на аппараты с движущимся слоем ионита и ступенчатые, с псевдоожиженным слоем ионита на ступенях.

Периодически действующий ионообменный аппарат с неподвижным слоем ионита показан на рис. 15.23. Аппарат представляет собой цилиндрическую емкость 1, снабженную распределительными устройствами: нижним — 2 и верхним — 3. На нижнем распределительном устройстве, которое представляет собой тарелку с щелевыми колпачками, располагается неподвижный слой ионита (заштрихованная часть).

Перерабатываемый раствор поступает в аппарат через нижний штуцер 4 и затем проходит через распределительное устройство 2 в слой ионита. В верхней (полый) части аппарата собирается очищенный раствор и через верхний штуцер 5 выводится из аппарата. После завершения ионообменного процесса аппарат останавливают для проведения регенерации ионита. Сначала ионит промывают водой для удаления раствора, причем вода пропускается через аппарат в том же направлении, что и раствор. За стадией промывки водой следует стадия обработки ионита регенерирующим раствором, который пропускается обычно в противоположном направлении течения исходного раствора. Далее следует вторая промывка ионита водой с целью удаления регенерирующего раствора, после этой промывки аппарат готов для

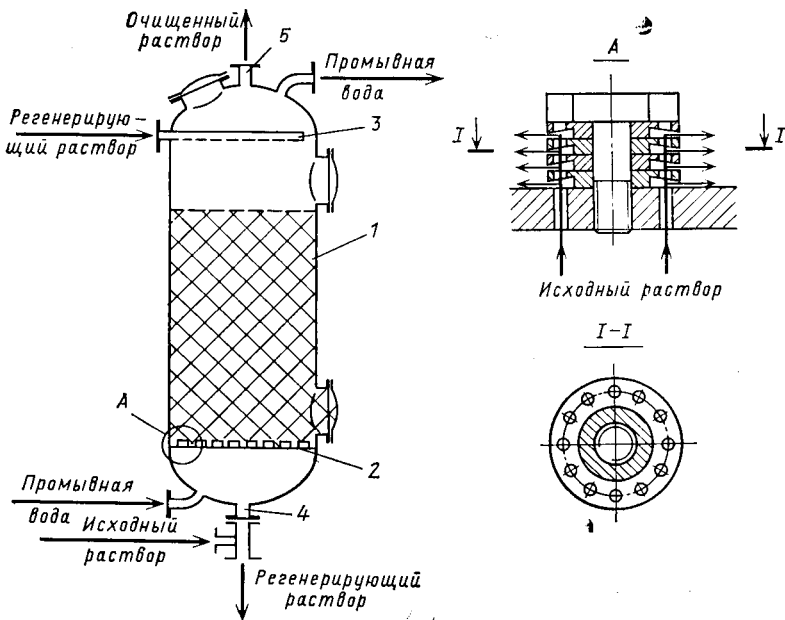


Рис. 15.23. Периодически действующий ионообменный аппарат с неподвижным слоем ионита;

1 — корпус; 2 — распределительная тарелка с щелевидными колпачками; 3 — распределитель; 4, 5 — штуцеры для ввода исходного раствора и вывода очищенного раствора

Рис. 15.24. Периодически действующий секционированный ионообменный аппарат с псевдооживленным слоем ионита:

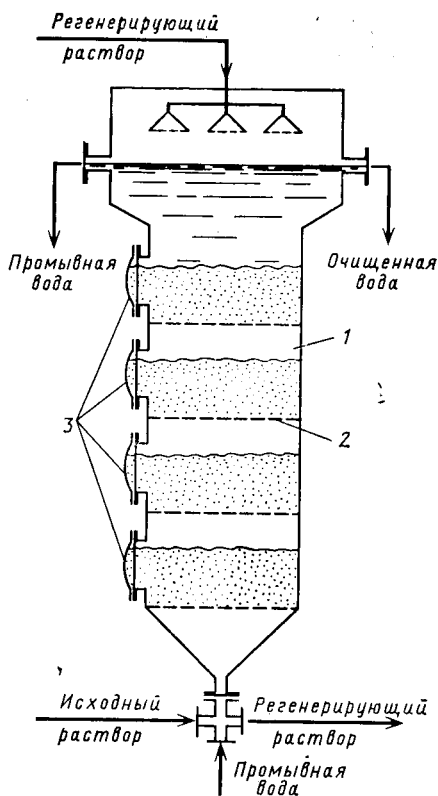
1 — корпус; 2 — решетка; 3 — люки

проведения следующего цикла.

Промывку ионита водой и обработку его регенерирующим раствором можно производить и прямым током, т. е. по пути очищаемого раствора, но противоточная регенерация имеет определенное преимущество.

Периодически действующий секционированный ионообменный аппарат с псевдооживленным слоем ионита схематично показан на рис. 15.24. Он представляет собой колонну 1, разделенную решетками 2 на несколько секций. Секционирование аппарата в данном случае позволяет уменьшить продольное перемешивание в кипящем слое и приблизить аппарат по концентрационным полям к аппарату идеального вытеснения, которому соответствует максимальная движущая сила процесса. В аппарат через люки 3 загружают ионит и затем пропускают исходный раствор до насыщения ионита, далее производятся промывки и регенерация ионита, причем промывная вода и регенерирующий раствор пропускается через аппарат по пути, указанному на рис. 15.24 стрелками.

Непрерывно действующий ионообменный аппарат с движущимся слоем ионита показан на рис. 15.25. Он представляет собой колонну 1, разделенную переточными тарелками на четыре секции (I—IV). Регенерированный ионит из нижней части аппарата поступает в инжектор 2, куда насосом 3 нагнетается также отработанный раствор, подаваемый из верхней отстойной части аппарата 4. Эта часть раствора, служащая гидротранспортирующей жидкостью, замкнута в рециркулирующей системе. Из инжектора 2 пульпа ионита направляется в секцию I, которая является сорбционной. В эту же секцию вводится исходный раствор, а очищенный раствор выводится из верхней части аппарата. Доля его, необходимая для транспорта, прохо-



дит через фильтрующую перегородку 5 в верхнюю отстойную часть аппарата 4 и засасывается насосом 3 для подачи в инжектор 2. Оработанный ионит с переточной тарелки сорбционной секции I поступает в верхнюю часть промывной секции II, где происходит промывка его водой. Далее ионит поступает аналогично в секцию III, в которой обрабатывается регенерирующим раствором, поступающим в нижнюю часть секции III и удаляющимся из верхней части этой же секции. Далее регенерированный ионит поступает в промывную секцию IV, отмывается в ней от регенерирующего раствора и направляется в инжектор 2 для возвращения в цикл.

Непрерывно действующий многоступенчатый ионообменный аппарат с псевдоожиженным ионитом показан схематично на рис. 15.26. Он представляет собой колонну с ситчатыми тарелками, аналогичную по устройству колонным аппаратам подобного типа. В аппарате происходит противоточное взаимодействие ионита с исходным раствором. Очищенный раствор удаляется из верхней части аппарата, а ионит — с нижней тарелки. Схема предусматривает проведение отдельных стадий ионооб-

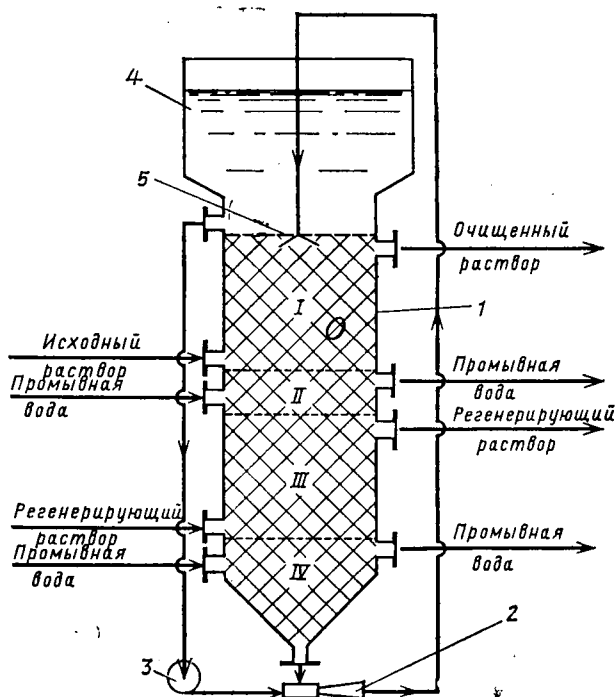


Рис. 15.25. Непрерывно действующий ионообменный аппарат с движущимся слоем ионита:

1 — корпус; 2 — инжектор; 3 — насос; 4 — отстойник; 5 — фильтрующая перегородка; I, III — зоны сорбции и регенерации ионита; II, IV — зоны промывки ионита водой

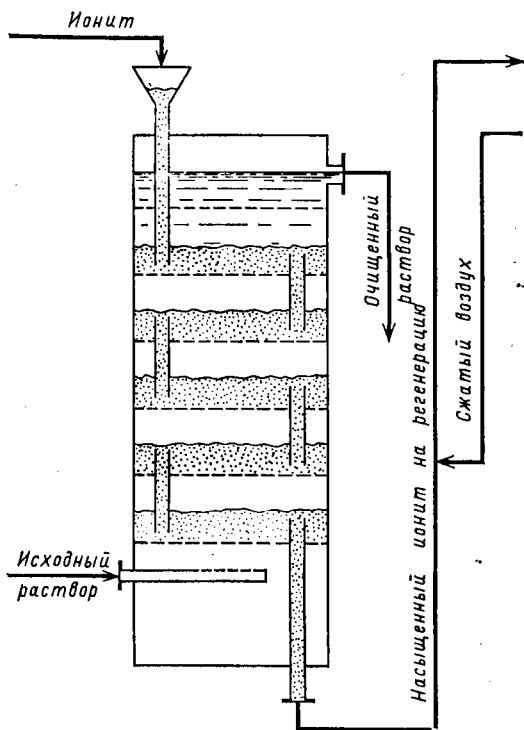
Рис. 15.26. Непрерывно действующий многоступенчатый ионообменный аппарат с псевдооживленным ионитом на ступенях

менного цикла в различных аппаратах. В описанном аппарате осуществляется только стадия сорбции. Насыщенный ионит при помощи сжатого воздуха транспортируется в виде пульпы на регенерацию. Регенерированный ионит посредством шнека возвращается в верхнюю часть аппарата.

Для ионообменных процессов могут быть использованы аппараты, применяемые для жидкостной сорбции (см. рис. 15.12 и 15.13). Однако их следует считать

менее предпочтительными, поскольку они снабжены движущимися транспортирующими механизмами, наличие которых может привести к весьма нежелательному дроблению зерен ионита.

Поскольку кинетика ионообменных процессов практически отождествляется с кинетикой физической адсорбции, то для расчета ионообменной аппаратуры можно рекомендовать все расчетные схемы и приемы, рассмотренные в разд. 15.5.



ГЛАВА 16

СУШКА

Наиболее распространенным способом удаления влаги из твердых влажных материалов является тепловая сушка.

Тепловой сушкой, или просто сушкой, называют процесс удаления влаги из твердых влажных материалов путем ее испарения и отвода образующихся паров.

Сушка в технике осуществляется двумя основными способами:

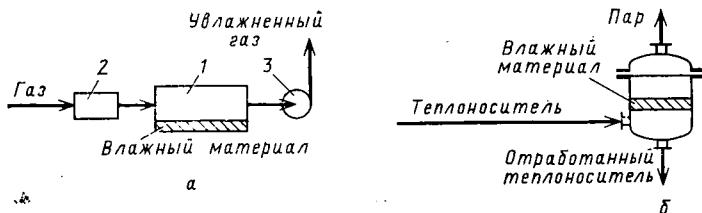


Рис. 16.1. Принципиальные схемы сушики:

а — газовая сушилка; 1 — сушилка; 2 — топка или теплообменник; 3 — вентилятор; б — простая (контактная) сушилка

а) нагреванием влажных материалов теплоносителем через твердую непроницаемую перегородку — так называемая *контактная сушилка*;

б) нагреванием влажных материалов путем непосредственного контакта с газовым теплоносителем (воздух, топочные газы и др.) — так называемая *газовая, или воздушная сушилка**.

Схемы указанных способов сушки показаны на рис. 16.1.

Иногда тепло подводится к высушиваемому материалу токами высокой частоты (*диэлектрическая сушилка*) или инфракрасными лучами (*радиационная сушилка*).

Часто сушку совмещают с другими технологическими процессами — грануляцией, измельчением и пр.

16.1. РАВНОВЕСИЕ В ПРОЦЕССАХ СУШКИ

Почти каждый твердый материал способен поглощать влагу из окружающей среды или отдавать ее окружающей среде. От направления процесса переноса влаги зависит режим сушки, т. е. условия, в которых влажный материал способен отдавать влагу окружающей среде.

Окружающая влажный материал среда содержит либо водяной пар, либо смесь водяного пара с газами. Обозначим давление водяного пара, когда только он является окружающей средой, через P_n , а парциальное давление его в смеси с газами окружающей среды P_D .

Влаге, содержащейся в материале, соответствует определенное равновесное давление водяного пара над влажным высушиваемым материалом P_m .

Условием сушки, очевидно, являются неравенства $P_m > P_n$ или $P_m > P_D$.

Давление водяного пара над высушиваемым материалом P_m зависит от влажности материала, температуры и характера связи влаги с материалом.

С ростом влажности материала и температуры значение P_m возрастает. Абсолютное значение этой величины зависит от ха-

* В большинстве случаев в качестве высушивающего газа применяют воздух.

рактера связи влаги с материалом. Чем сильнее эта связь, тем меньше при прочих равных условиях давление водяных паров над влажным материалом.

Влажность материала, отвечающая условиям $P_m = P_{\text{п}}$ или $P_m = P_D$, соответствует достижению равновесия.

Кривые, выражающие зависимость между давлением водяного пара над влажным материалом P_m , температурой t и влажностью высушиваемого материала c , показаны на рис. 16.2. Очевидно, что подобные кривые и характеристики высушиваемого материала необходимы для нахождения основных параметров сушки: температуры, конечной влажности материала и давления водяных паров в пространстве, окружающем высушиваемый материал.

Как было указано выше, величина P_m зависит не только от значения t и c , но и от характера связи влаги с материалом.

Зависимость давления пара влаги над поверхностью материала от его влажности определяется типом связи молекул воды с материалом. Различают несколько форм связи влаги с материалом (в порядке убывающей энергии связи).

Химически связанная влага. Под химически связанной влагой понимают воду гидроксида, которая в результате реакции гидратации вошла в состав гидроксидов и соединений типа кристаллогидратов. Связь нарушается только в результате химического взаимодействия (иногда в результате прокаливании), и влага не удаляется при сушке.

Адсорбционная связанная влага. Влажность обусловлена адсорбцией воды на наружной поверхности материала и на поверхности его пор. Осмотически связанная влага находится внутри структурного скелета материала и удерживается осмотическими силами. В этих двух случаях связь воды с материалом имеет физико-химическую природу.

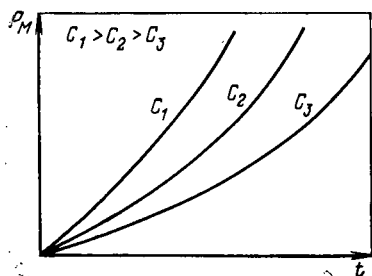


Рис. 16.2. Кривые равновесной влажности материала

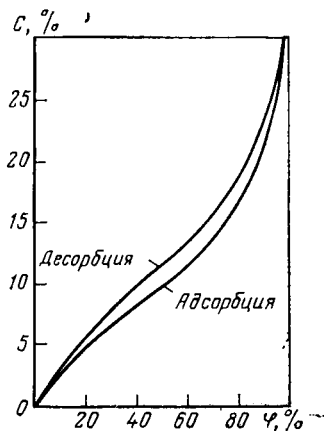


Рис. 16.3. Равновесная влажность древесины сосны при 10 °C

Капиллярно связанная влага заполняет макро- и микрокапилляры. Она механически связана с материалом и наиболее легко удаляется. *Давление пара над поверхностью материала тем меньше, чем прочнее связь между водой и материалом.* Наиболее прочна эта связь у гигроскопичных веществ. Давление пара над ними наиболее отличается от давления насыщенных паров P_s .

Влажному материалу присущи все формы связи с водой, и очень трудно разграничить периоды сушки, соответствующие различным видам связи молекул воды с молекулами вещества. Поэтому экспериментальным путем строят изотермы сорбции, т. е. линии $c=f(P_m/P_s)$ при постоянной температуре. Изотермы сорбции позволяют установить связь между влажностью материала и относительной влажностью воздуха, а также определить равновесную влажность при сушке.

На рис. 16.3 изображена петля гистерезиса для сушки и увлажнения древесины при 10°C . Нижние части кривых относят к адсорбции мономолекулярного слоя, верхние — к капиллярной конденсации.

При глубокой сушке материалов с небольшой начальной влажностью расчет сушильного аппарата необходимо вести с учетом энергии связи влаги с материалом, так как при удалении адсорбционно связанной влаги дополнительный расход тепла может составить до 40% расхода тепла на испарение свободной воды. Для некоторых материалов, в частности кожи, на разрушение связи адсорбционной влаги расходуется дополнительно до 60% от тепла, затрачиваемого на испарение. Таким образом, при расчете процесса сушки материалов, у которых молекулы воды адсорбционно связаны с молекулами материала, необходимо учитывать суммарный расход тепла

$$Q = Q_{\text{исп}} + Q_{\text{св}},$$

где $Q_{\text{исп}}$ — тепло, расходуемое на испарение свободной воды; $Q_{\text{св}}$ — энергия, расходуемая на преодоление связи влаги с материалом.

Высушенный материал, содержащий до сушки сильно связанную с ним влагу, может иметь после сушки в жестких условиях равновесное парциальное давление водяного пара меньшее, чем в атмосферном воздухе. Такой материал обладает способностью поглощать влагу из атмосферного воздуха; он называется гигроскопическим и должен храниться в условиях, не допускающих контакта с атмосферным воздухом.

16.2. МАТЕРИАЛЬНЫЙ И ТЕПЛОВОЙ БАЛАНСЫ СУШКИ

Обозначим количество влажного материала, поступающего на сушку, G_1 кг/ч; количество высушенного материала G_2 кг/ч; начальную и конечную влажности материала (масс. %) соответственно через c_1 и c_2 , а количество влаги, удаляемой при сушке, через W кг/ч.

Тогда материальный баланс процесса можно представить равенством

$$G_1 = G_2 + W \quad \text{или} \quad W = G_1 - G_2, \quad (16.1)$$

а баланс по сухому веществу — равенством

$$G_1(100 - c_1) = G_2(100 - c_2)$$

или

$$G_2 = G_1(100 - c_1)/(100 - c_2). \quad (16.2)$$

Из сопоставления равенств (16.1) и (16.2) получим:

$$W = G_1(c_1 - c_2)/(100 - c_2). \quad (16.3)$$

Баланс влаги в высушивающем газе. Обозначим в дополнение к предыдущему через L кг/ч количество абсолютно сухого воздуха или газа, поступающего на сушку, а через $\bar{X}_1$ и $\bar{X}_2$ — абсолютные его влажности, выраженные в кг влаги на 1 кг абсолютно сухого воздуха. Тогда материальный баланс влаги можно представить равенством

$$W + L\bar{X}_1 = L\bar{X}_2. \quad (16.4)$$

Отсюда расход сухого воздуха

$$L = W/(\bar{X}_2 - \bar{X}_1). \quad (16.5)$$

Введя понятие удельного расхода воздуха (расход на 1 кг испаряемой при сушке влаги), из предыдущего равенства найдем:

$$\frac{L}{W} = \frac{1}{\bar{X}_2 - \bar{X}_1}. \quad (16.6)$$

Тепловой баланс контактной сушки. Сушка относится к числу *массо-теплообменных процессов*, для которых характерна определенная связь между материальными и тепловыми потоками, позволяющая установить рабочую зависимость между параметрами веществ, участвующих в процессе.

При контактной сушке тепло расходуется на нагревание материала до начальной температуры сушки и на собственно сушку.

Расход тепла на нагревание материала до начальной температуры сушки

$$Q_n = G_c c_c (t_{c,n} - t_n) + W c_w (t_{c,n} - t_n) + Q_{n,n}, \quad (16.7)$$

где G_c — количество высушенного материала, кг; c_c — теплоемкость высушенной части материала, кДж/(кг·град); $t_{c,n}$ — начальная температура сушки, К; t_n — температура материала, поступающего на сушку, К; W — количество влаги, испаряющейся в процессе сушки, кг; c_w — теплоемкость влаги, кДж/(кг·град); $Q_{n,n}$ — теплотери в окружающую среду при нагревании материала, кДж.

Расход тепла при собственно сушке может быть выражен так

$$Q_c = G_c c_c (t_{c,k} - t_{c,n}) + W (H - c_w t_{c,n}) + Q_{n,c}, \quad (16.8)$$

где $t_{c,k}$ — конечная температура сушки, К; H — энтальпия водяных паров,

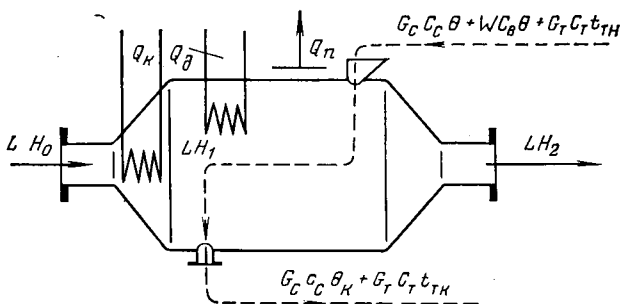


Рис. 16.4. К составлению теплового баланса воздушной сушилки

образующихся при сушке, кДж/кг; $Q_{п.с}$ — потери тепла в окружающую среду, кДж.

Тепловой баланс воздушной сушики. Допустим, что на высушивание поступает влажный материал в количестве $(G_c + W)$ кг/ч. Одновременно в сушильную камеру могут вводиться транспортные приспособления (ленточный транспортер, вагонетки и т. д.), G_T кг/ч. Кроме того (рис. 16.4), в сушилку вводится L кг/ч абсолютно сухого воздуха. Для подогрева воздуха вначале в калорифере, а затем в сушильной камере к нему подводятся количества тепла соответственно Q_k и Q_d кДж/ч.

Обозначим: c_c — теплоемкость высушенной части влажного материала кДж/(кг·град); c_T — теплоемкость транспортных приспособлений кДж/(кг·град); θ — температура поступающего на сушку материала, К; θ_K — температура материала после сушики, К; $t_{т.н}$ — температура транспортных приспособлений при входе в сушильную камеру, К; $t_{т.к}$ — температура транспортных приспособлений при выходе из сушильной камеры, К; H_0 — энтальпия воздуха на входе в сушильную камеру, кДж/кг сухого воздуха; H_1 — энтальпия воздуха после нагревания в калорифере, кДж/кг сухого воздуха; H_2 — энтальпия воздуха на выходе из сушильной камеры, кДж/кг сухого воздуха; $Q_{п.с}$ — потери тепла в окружающую среду, кДж/ч.

Согласно схеме тепловых потоков (рис. 16.4), тепловой баланс процесса можно представить равенством

$$\begin{aligned} LH_0 + Q_k + Q_d + G_c c_c \theta + W c_B \theta + G_T c_T t_{т.н} = \\ = LH_2 + G_c c_c \theta_K + G_T c_T t_{т.к} + Q_{п.с} \end{aligned} \quad (16.9)$$

Из этого равенства можно определить расход тепла на сушку:

$$\begin{aligned} Q = Q_k + Q_d = L(H_2 - H_0) + G_c c_c (\theta_K - \theta) + \\ + G_T c_T (t_{т.к} - t_{т.н}) - W c_B \theta + Q_{п.с} \end{aligned} \quad (16.10)$$

Отнесем все расходы тепла к 1 кг испаряемой при сушке влаги и обозначим удельные расходы следующим образом:

$$\begin{aligned} Q/W &= q; & Q_K/W &= q_K; & Q_D/W &= q_D; \\ \frac{G_c c_c (\theta_K - \theta)}{W} &= q_m; & \frac{G_T c_T (t_{T,K} - t_{T,H})}{W} &= q_T; \\ Q_P/W &= q_P. \end{aligned}$$

Тогда предыдущее уравнение переписывается в виде

$$q = q_K + q_D = l (H_2 - H_0) + q_m + q_T + q_P - c_B \theta. \quad (16.11)$$

Из этого уравнения следует:

$$q_K = l (H_2 - H_0) + q_m + q_T + q_P - q_D - c_B \theta. \quad (16.12)$$

При принятых обозначениях удельный расход тепла в калорифере можно также представить в виде

$$q_K = l (H_1 - H_0) = (H_1 - H_0) / (\bar{X}_2 - \bar{X}_1). \quad (16.13)$$

и выразить общий удельный расход тепла из уравнения (16.11) как

$$q = q_K + q_D = (H_2 - H_0) / (\bar{X}_2 - \bar{X}_1) + q_m + q_T + q_P - c_B \theta, \quad (16.14)$$

а тепло, вводимое дополнительно в сушильную камеру, из уравнений (16.13) и (16.14) как

$$q_D = (H_2 - H_1) / (\bar{X}_2 - \bar{X}_1) + q_m + q_T + q_P - c_B \theta. \quad (16.15)$$

Последние три равенства используют при определении расхода тепла на процесс сушки. Из уравнения (16.14) следует, что *расход тепла на сушку зависит главным образом от начальных и конечных параметров воздуха H_0 , $\bar{X}_1 = \bar{X}_0$, H_2 , $\bar{X}_2$; кроме того, он повышается с увеличением разности между начальной и конечной температурами высушиваемого материала и с ростом теплопотерь в окружающую среду.*

Сопоставив равенства (16.12) и (16.13) и выполнив преобразования, получим:

$$l (H_2 - H_1) = (q_D + c_B \theta) - (q_m + q_T + q_P) = \Delta. \quad (16.16)$$

Учитывая равенство (16.6), имеем:

$$(H_2 - H_1) / (\bar{X}_2 - \bar{X}_1) = \Delta \quad \text{или} \quad H_2 - H_1 = \Delta (\bar{X}_2 - \bar{X}_1). \quad (16.17)$$

Вместо конечных значений H_2 и $\bar{X}_2$ возьмем любые промежуточные значения и найдем

$$H - H_1 = \Delta (\bar{X} - \bar{X}_1). \quad (16.18)$$

Последнее уравнение представляет собой уравнение прямой, т. е. зависимость между параметрами H и $\bar{X}$ в процессах сушки прямолинейна.

16.3. ДИАГРАММА $H-\bar{X}$ ДЛЯ ВЛАЖНОГО ВОЗДУХА

Диаграмма состояния влажного воздуха, выражающая связь между его параметрами в координатах $H-\bar{X}$ (энтальпия — абсолютная влажность), является наиболее простой и удобной для графического изображения процессов, происходящих при сушке. Эту диаграмму, предложенную Л. К. Рамзиным в 1918 г., широко используют при расчете сушильных аппаратов и анализе их работы.

Угол между осями координат этой диаграммы равен 135° для более рационального использования площади диаграммы; после построения диаграммы величины влагосодержаний спроектированы на горизонтальную вспомогательную ось (рис. 16.5 и 16.6). Координатная сетка диаграммы состоит из линий $H=\text{const}$ (наклонные прямые) и $\bar{X}=\text{const}$ (вертикальные прямые).

Влагосодержание влажного воздуха (или абсолютная влажность) $\bar{X}$ выражено в кг влаги (водяного пара) на 1 кг сухого воздуха.

Энтальпия влажного воздуха отнесена к 1 кг абсолютно сухого. Следовательно, она складывается из энтальпии 1 кг абсолютно сухого воздуха плюс энтальпии водяных паров, находящихся в паро-воздушной смеси. Энтальпию вычисляют по формуле

$$H = 1,01t + (2493 + 1,97t)\bar{X}, \quad (16.19)$$

где t — температура влажного воздуха, К; 1,01 — средняя теплоемкость сухого воздуха, кДж/(кг·град); 1,97 — средняя теплоемкость водяного пара, кДж/(кг·град); 2493 — теплота испарения воды, кДж/кг при 273 К.

Кроме *линий влагосодержаний и энтальпий*, на диаграмму наносят *линии постоянных температур, линии постоянных относительных влажностей*, а также *линию парциального давления водяного пара*.

Линии постоянных температур, или изотермы. Эти линии могут быть представлены наклонными прямыми (если пренебречь изменением теплоемкостей с температурой). При их построении используется уравнение (16.19). Для выбранной постоянной температуры t уравнение (16.19) принимает вид:

$$H = A_1 + B_1\bar{X},$$

где A_1 и B_1 — постоянные, соответствующие температуре t .

Задаваясь двумя произвольными значениями $\bar{X}_1$ и $\bar{X}_2$, вычисляют соответствующие им значения H_1 и H_2 . Точки $(\bar{X}_1, H_1)$ и $(\bar{X}_2, H_2)$ наносят на диаграмму и соединяют прямой, которая представляет изотерму $t=\text{const}$. Аналогичным путем на диаграмму наносят и другие изотермы.

Рис. 16.5. К построению диаграммы $H-\bar{X}$ для влажного воздуха

Линии постоянной относительной влажности. Относительной влажностью называют отношение фактического количества водяных паров в воздухе к максимально возможному при насыщении при тех же температуре и давлении.

Поскольку количество паров, находящихся в газе, пропорционально парциальному давлению, относительная влажность может быть выражена как отношение действительного парциального давления водяного пара в газе P_D к давлению насыщенных водяных паров P_s при тех же давлении и температуре

$$\varphi = P_D/P_s \quad (16.20) \quad \text{или} \quad P_D = \varphi P_s. \quad (16.21)$$

Нетрудно установить связь между абсолютной и относительной влажностью воздуха. Действительно, в объеме влажного воздуха количества водяных паров G_v (по уравнению состояния) и воздуха G_L равны соответственно

$$G_v = \frac{\varphi P_s V}{R_B T}, \quad (16.22) \quad \text{и} \quad G_L = \frac{P_L V}{R_L T}, \quad (16.23)$$

где P_L — парциальное давление воздуха; R_L — универсальная газовая постоянная для воздуха; R_B — универсальная газовая постоянная для водяных паров; T — абсолютная температура.

Разделив левые и правые части равенств друг на друга, получим:

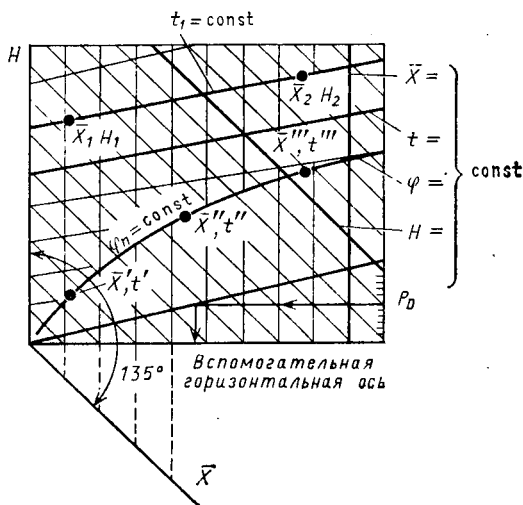
$$\frac{G_v}{G_L} = \bar{X} = \frac{R_L}{R_B} \cdot \frac{\varphi P_s}{P_L}. \quad (16.24)$$

Поскольку отношение газовых постоянных $R_L/R_B = 0,622$, а парциальное давление воздуха равно общему давлению P за вычетом парциального давления водяного пара φP_s , уравнение (16.24) может быть переписано в виде

$$\bar{X} = 0,622 \varphi P_s / (P - \varphi P_s). \quad (16.25)$$

Линии $\varphi = \text{const}$ построены на диаграмме следующим образом.

Предварительно принято несколько произвольных температур t' , t'' , t''' и т. д. Соответственно для каждой температуры



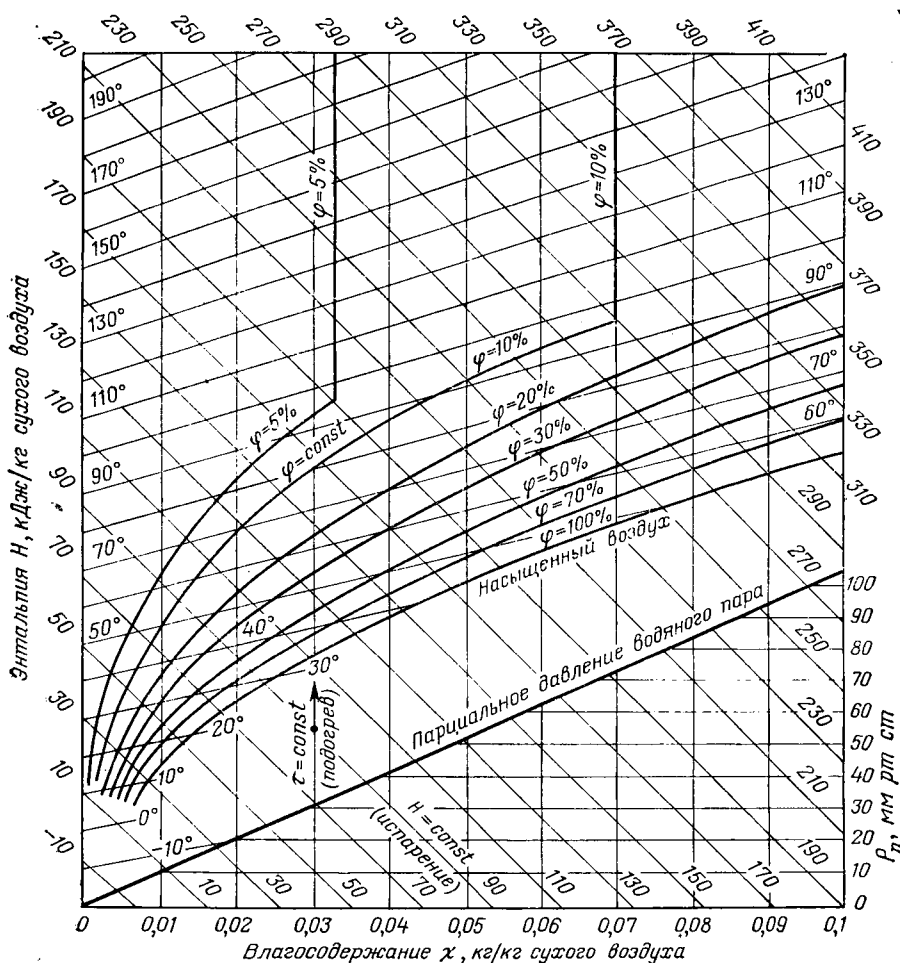


Рис. 16.6. Диаграмма Рамзина $H-\bar{X}$ для влажного воздуха

определено давление насыщенного водяного пара P_s', P_s'', P_s''' и т. д. Для выбранного постоянного значения относительной влажности $\varphi_{\pi} = \text{const}$ влагосодержания $\bar{X}', \bar{X}'', \bar{X}'''$ и т. д. вычислены по уравнению (16.25). По точкам $\bar{X}', t'; \bar{X}'', t''; \bar{X}''', t'''$ и т. д. построена кривая $\varphi_{\pi} = \text{const}$. Общепринятая диаграмма Л. К. Рамзина рассчитана на среднее барометрическое давление, равное 745 мм рт. ст., которому соответствует температура кипения воды 99,4°C. При этой температуре $P_s = P$ и, следовательно, уравнение линии постоянной относительной влажности принимает вид:

$$\bar{X} = 0,622\varphi/(1 - \varphi),$$

что соответствует на графике прямой $\bar{X} = \text{const}$.

Линия парциального давления водяного пара. Из уравнения (16.25) с учетом (16.21) следует:

$$P_D = P\bar{X}/(0,622 + \bar{X}). \quad (16.26)$$

Поскольку $\bar{X} \ll 0,622$, можно принять, что

$$P_D \approx P\bar{X}/0,622. \quad (16.27)$$

На основе этого соотношения в правом нижнем углу диаграммы (рис. 16.6) построена номограмма $\bar{X} = f(P_D)$, позволяющая определять абсолютную влажность воздуха $\bar{X}$ по парциальному давлению находящихся в нем водяных паров, и наоборот.

Линии температур мокрого термометра. Изобарно-адиабатический процесс в замкнутой системе жидкость — влажный газ характеризуется следующим: а) непрерывное испарение жидкости увеличивает влагосодержание газа; б) тепло, необходимое для испарения жидкости, берется из влажного газа; в) температура жидкости, количество которой берется несколько превышающим необходимое для насыщения газа, достигает некоторой величины, которая остается примерно постоянной на протяжении всего процесса насыщения газа.

При полном насыщении температура газа становится равной температуре жидкости. В связи с этим температуру испаряющейся жидкости в изобарно-адиабатическом процессе называют *температурой адиабатического насыщения газа*. При некоторых условиях температура мокрого термометра соответствует температуре испаряющейся жидкости. Поэтому в изобарно-адиабатическом процессе температуру испаряющейся жидкости называют также *температурой мокрого термометра* (t_m).

Процесс испарения в изобарно-адиабатическом процессе происходит с увеличением энтальпии влажного воздуха по линии $t_m = \text{const}$. Эту линию на диаграмме влажного воздуха можно построить следующим образом. При адиабатическом насыщении ($\phi = 1$) влагосодержание максимально и равно $\bar{X}_{\text{нас}} (\bar{X}_{\text{нас}} = \bar{X}_m)$, а температура жидкости и газа равна t_m .

Можно записать

$$H = H_m - c_{ж} t_m (\bar{X}_m - \bar{X}),$$

Для построения линии $t_m = \text{const}$ проводим вспомогательную линию $H_m = \text{const}$ через точку B (рис. 16.7), отвечающую температуре t_m . Затем по оси ординат $\bar{X} = 0$ отложим отрезок вниз от точки C , равный $c_{ж} t_m \bar{X}_m$. Полученную точку C' соединим прямой с точкой B . Эта прямая и будет линией $t_m = \text{const}$.

Линии $t_m = \text{const}$ имеют небольшой наклон к прямым $H = \text{const}$ (на рис. 16.6 они не нанесены, чтобы не загромождать диаграмму).

Изображение процессов изменения параметров воздуха на диаграмме $H - \bar{X}$. В ходе сушки практический интерес представляет изменение состояния влажного воздуха в следующих

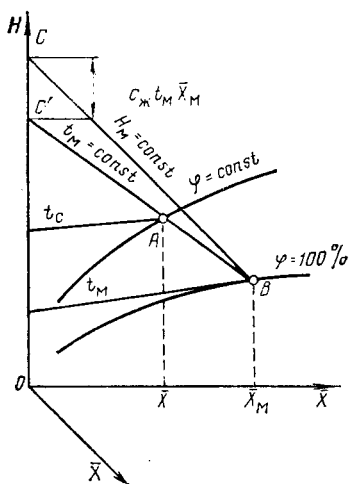


Рис. 16.7. К построению линии $t_M = \text{const}$

процессах: а) нагревание и охлаждение; б) взаимодействие с влажным материалом в условиях постоянной энтальпии - воздуха; в) смешение двух потоков воздуха, имеющих различные параметры; г) конденсация воды из паровоздушной смеси.

Очевидно, что при нагревании и охлаждении влажного воздуха его влагосодержание $\bar{X}$ остается постоянным. Следовательно, эти процессы представлены на диаграмме $H-\bar{X}$ вертикальными прямыми, параллельными оси H (рис. 16.8, а).

При взаимодействии воздуха с влажным материалом в процессе сушки можно обеспечить условие

$$\Delta = (q_d + c_B \theta) - (q_m + q_T + q_n) = 0.$$

При этом $H_2 = H_1$, следовательно, изменению параметров воздуха при сушке в этих условиях отвечает изоэнтальпа $H = \text{const}$ (рис. 16.8, б).

Смешение двух потоков воздуха (рис. 16.8, в) различных параметров характеризуется следующими соотношениями. Пусть воздушный поток в количестве 1 кг с параметрами H_1 и $\bar{X}_1$ смешивается с n кг воздуха с параметрами H_2 и $\bar{X}_2$.

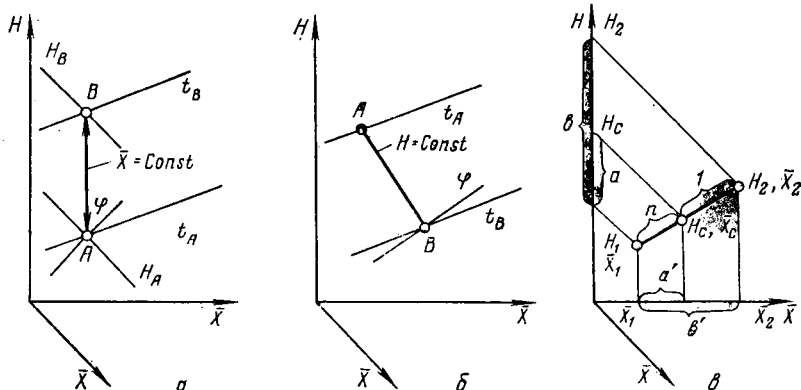


Рис. 16.8. Основные процессы изменения состояния воздуха на $H-\bar{X}$ -диаграмме:

а — нагревание и охлаждение воздуха; б — изоэнтальпийное охлаждение воздуха; в — смешение потоков воздуха с разными параметрами

Для рассматриваемого процесса могут быть написаны соотношения (16.28) и (16.29) или (16.30) и (16.31):

$$H_1 + nH_2 = (1 + n) H_c; \quad (16.28) \quad \bar{X}_1 + n\bar{X}_2 = (1 + n) \bar{X}_c \quad (16.29)$$

или

$$(H_c - H_1)/(H_2 - H_1) = n/(1 + n) = a/b; \quad (16.30)$$

$$(\bar{X}_c - \bar{X}_1)/(\bar{X}_2 - \bar{X}_1) = n/(1 + n) = a'/b'. \quad (16.31)$$

Приравнявая уравнения (16.30) и (16.31), получим:

$$(H_c - H_1)/(H_2 - H_1) = (\bar{X}_c - \bar{X}_1)/(\bar{X}_2 - \bar{X}_1). \quad (16.32)$$

Равенство (16.32) представляет собой уравнение прямой в координатах $H-\bar{X}$, т. е. показывает, что смешение двух потоков воздуха с различными параметрами $(\bar{X}_1, H_1)$ и $(\bar{X}_2, H_2)$ может быть представлено на диаграмме $H-\bar{X}$ прямой, проходящей через две точки, определяемые этими параметрами. Точка, характеризующая параметры смеси, может быть найдена делением отрезка $(H_1, \bar{X}_1)-(H_2, \bar{X}_2)$ на части в отношении $1:n$.

Диаграмма $H-\bar{X}$ позволяет легко определять графическим путем точку росы и предел охлаждения воздуха в изоэнтальпических условиях.

Точкой росы называют температуру, охлаждаясь до которой при постоянном влагосодержании, воздух становится насыщенным водяными парами. Легко видеть, что точку росы B (рис. 16.9, а) для воздуха с начальными параметрами, соответствующими точке A , легко найти как изотерму t_p точки пересечения вертикальной прямой, проходящей через A , с линией $\varphi=1$.

Предел охлаждения воздуха, взаимодействующего с влажным материалом. Если взаимодействие воздуха с влажным материалом проводить в изобарно-адиабатических условиях, то перенос массы будет происходить при непрерывном увеличении энтальпии. Тепло, необходимое для испарения жидкости, берется из окружающего влажного газа и возвращается обратно

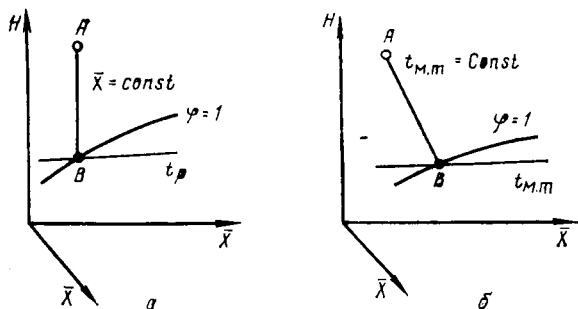


Рис. 16.9. Определение точки росы и предела охлаждения воздуха, взаимодействующего с влажным материалом, на $H-\bar{X}$ -диаграмме

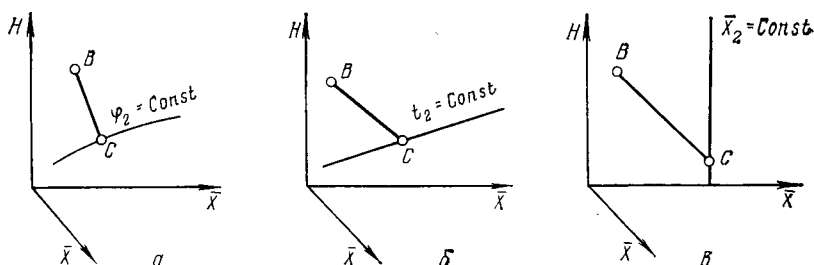


Рис. 16.10. Построение рабочей линии сушки на H — $\bar{X}$ -диаграмме по заданным значениям φ_2 (а), t_2 (б) или $\bar{X}_2$ (в)

в виде пара с дополнительным количеством тепла, равным энтальпии испаренной жидкости. В этих условиях температура воздуха будет понижаться.

Процесс массообмена может протекать до полного (предельного) насыщения воздуха водяными парами, а следовательно, до такой его температуры, которая будет соответствовать относительной влажности $\varphi=1$.

Очевидно, что предел охлаждения воздуха, параметры которого соответствуют точке А (рис. 16.9, б), легко найти на диаграмме H — $\bar{X}$, проведя прямую $t_{m,T}=\text{const}$ из точки А до пересечения ее с линией $\varphi=1$ в точке В.

Построение рабочей линии сушки на диаграмме H — $\bar{X}$. При расчете сушильных аппаратов начальными параметрами воздуха H_1 и $\bar{X}_1$ задаются в соответствии с технологическими требованиями. Для воздуха после сушки принимают предварительно значение одного из трех конечных параметров: относительной влажности, температуры или абсолютной влажности. Затем значение этого параметра нужно будет обеспечить режимом и размерами аппарата, определяющими кинетику сушки. Построив на диаграмме H — $\bar{X}$ рабочую линию (рис. 16.10), которая проходит через точку В и пересекает одну из заданных линий ($\varphi_2=\text{const}$, $t_2=\text{const}$ или $\bar{X}_2=\text{const}$), можно определить все конечные параметры высушивающего воздуха, а также расход воздуха и тепла на проведение процесса сушки.

Вначале рассмотрим такой процесс сушки, когда воздух нагревается до требуемой температуры и далее проходит через сушильную камеру, в которую может быть дополнительно введено то или иное количество тепла.

Положение рабочей линии сушки определяется следующими тепловыми соотношениями

$$H_2 > H_1 \text{ при } \Delta = (q_d + c_B \theta) - (q_m + q_T + q_n) > 0;$$

$$H_2 = H_1 \text{ при } \Delta = (q_d + c_B \theta) - (q_m + q_T + q_n) = 0;$$

$$H_2 < H_1 \text{ при } \Delta = (q_d + c_B \theta) - (q_m + q_T + q_n) < 0.$$

Соответствующее положение рабочих линий показано на рис. 16.11. Очевидно, что построение рабочей линии сушильного

Рис. 16.11. Положение рабочей линии сушки на $H-\bar{X}$ -диаграмме при различных значениях Δ

процесса является простейшим для случая $\Delta=0$. В этих условиях рабочая линия, проведенная из B по прямой $H=\text{const}$, пересекается с заданными линиями $\varphi_2=\text{const}$, $t_2=\text{const}$ или $\bar{X}_2=\text{const}$, в точках, характеризующих конечные параметры воздуха.

Когда $\Delta \neq 0$, построение рабочей линии производится при помощи следующих геометрических приемов. Точка пересечения рабочей линии с осью ординат имеет координаты $(\bar{H}, 0)$. Ордината $\bar{H}$ может быть определена из уравнения (16.18) при $\bar{X}=0$:

$$\bar{H} = H_1 - \Delta \bar{X}_1. \quad (16.33)$$

Следовательно, рабочую линию можно построить так (рис. 16.12, а). На диаграмму $H-\bar{X}$ наносится точка B , определяющая параметры воздуха после его нагревания. Далее по уравнению (16.33) вычисляется $\bar{H}$, ее значение в виде точки z наносят на ось H . Проводя прямую zB до пересечения с заданными φ_2 , t_2 или $\bar{X}_2$ получают конечные параметры воздуха, определяемые точкой C .

Возможен и второй способ построения рабочей линии при помощи отрезка $\bar{X}_0$ (рис. 16.12, б), ограниченного началом координат и точкой пересечения рабочей линии с вспомогательной горизонтальной линией. Вспомогательная горизонтальная линия на диаграмме выражается уравнением $H=2100\bar{X}-20$. Сопоставляя это уравнение с формулой (16.18), получим:

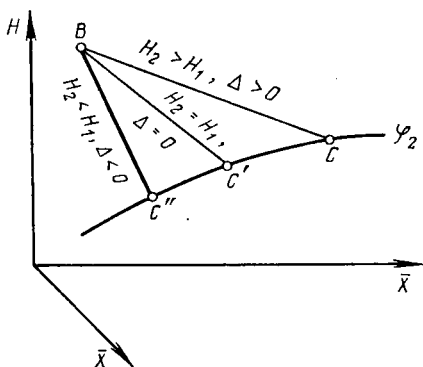
$$2100\bar{X}_0 - 20 - H_1 = \Delta (\bar{X}_0 - \bar{X}_1),$$

откуда

$$\bar{X}_0 = \frac{H_1 + 20 - \Delta \bar{X}_1}{2100 - \Delta}. \quad (16.34)$$

В этом случае на диаграмму наносят точку B , затем вычисляют отрезок $\bar{X}_0$, откладывают его на вспомогательной оси и получают таким образом точку z' . Проводя прямую Bz' , получают точку пересечения ее с заданными φ_2 , t_2 или $\bar{X}_2$. Точка C и определяет конечные параметры воздуха.

На практике применяются также чисто аналитические тепловые расчеты сушки без привлечения диаграммы состояния влажного воздуха. Однако следует отметить, что изображение



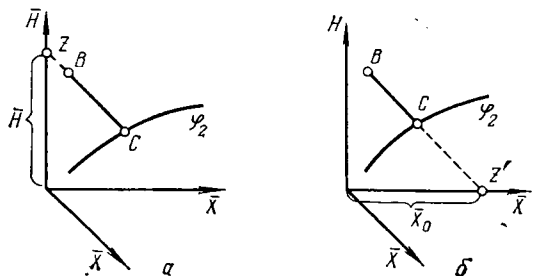


Рис. 16.12. Построение на $H-\bar{X}$ -диаграмме рабочей линии сушки

на диаграмме изменений состояния воздуха в процессе сушки дает очень наглядное представление о рассматриваемом процессе.

16.4. КИНЕТИКА СУШКИ

Удаление влаги из материала при сушке, согласно основным положениям массопередачи, осуществляется следующим путем. Влага из толщи влажного материала (рис. 16.13) перемещается к поверхности раздела фаз за счет массопроводности. От поверхности раздела фаз влага передается в ядро газового потока за счет конвективной диффузии.

В общем случае это явление массопередачи описывается зависимостью

$$\frac{c - c_p}{c_n - c_p} = f \left(\text{Bi}_d, \text{Fo}_d, \frac{z}{\delta} \right), \quad (16.35)$$

где c — влажность материала в любой момент времени в точке, отстоящей на расстоянии z от поверхности; c_n — начальная влажность материала; c_p — влажность материала, равновесная влагосодержанию газа $\bar{X}$; Bi_d — диффузионный критерий Био; Fo_d — диффузионный критерий Фурье; δ — определяющий размер.

Однако применительно к конкретным случаям кинетические закономерности сушки могут быть представлены более просто-

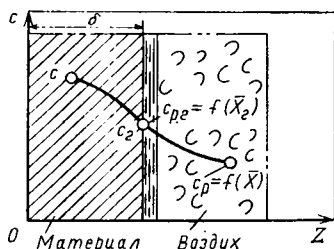


Рис. 16.13. Поле влажности при сушке

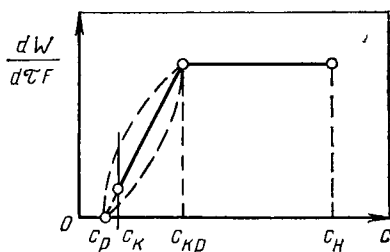


Рис. 16.14. Кривая скорости сушки

ми зависимостями. Обозначив количество испаряющейся при сушке воды dW , поверхность фазового контакта F и время сушки dt , выразим скорость сушки как dW/Fdt .

Как показывают опыты, при сушке влажных материалов в большинстве случаев скорость сушки существенно изменяется с изменением влажности материала. При этом наблюдаются типичные периоды сушки. В начале процесса скорость сушки оказывается постоянной, не зависящей от влажности материала (рис. 16.14). Этот *период постоянной скорости, или первый период*, характерен тем, что удаляется лишь свободная влага, и процесс сушки определяется законами диффузии жидкости от ее поверхности в газовую фазу. Величина диффузионных сопротивлений внутри влажного материала мала по сравнению с диффузионными сопротивлениями во внешней области, и скорость процесса определяется диффузией во внешней области.

Кинетический закон для первого периода выражается выведенными ранее уравнениями

$$W = \beta_{\chi} F (\bar{X}_{\text{нас}} - \bar{X}) \quad (16.36) \quad \text{или} \quad W = \beta_p F (P_{\text{нас}} - P), \quad (16.37)$$

где W — количество испаренной жидкости, кг/ч; F — поверхность фазового контакта, м²; $\bar{X}_{\text{нас}}$ — абсолютная влажность насыщенного воздуха в условиях сушки, кг/кг сухого воздуха; $\bar{X}$ — действительная (рабочая) абсолютная влажность воздуха, кг/кг сухого воздуха; $P_{\text{нас}}$ — парциальное давление водяного пара в насыщенном в условиях сушки воздухе, Па; P — действительное парциальное давление водяного пара в воздухе, Па; β_{χ} — коэффициент массоотдачи, кг/(м²·ч·кг/кг сухого воздуха); β_p — коэффициент массоотдачи, кг/(м²·ч·Па).

Первый период сушки соответствует изменению влажности материала в пределах $c_n - c_{\text{кр}}$ (начальная влажность — критическая влажность). При влажности материала $c < c_{\text{кр}}$ наступает *второй период сушки — период уменьшающейся скорости*. Для этого периода характерно то, что диффузионное сопротивление во внешней области становится соизмеримым с диффузионным сопротивлением внутри высушиваемого материала, а затем значительно меньше его и, следовательно, скорость процесса сушки определяется скоростью массопроводности.

Кинетический закон для второго периода выражается известным из изложенного ранее уравнением

$$W = KF (c - c_p), \quad (16.38)$$

где K — коэффициент скорости сушки, кг/(м²·ч·кг/кг сухого материала); c — влажность материала в данный момент, кг/кг сухого материала; c_p — равновесная влажность материала, кг/кг сухого материала.

Следует отметить, что этот кинетический закон описывает явление лишь приближенно. Действительно, изменение скорости сушки в пределах изменения влажности $c_{\text{кр}} - c_k$ (критическая влажность — конечная влажность) может и не следовать линейному закону (пунктирные линии на рис. 16.14).

В случаях, когда в ходе сушки и в результате ее поверхность кусочков высушиваемого материала покрывается коркой высушенного материала, скорость процесса уменьшается и выражается на графике кривой, расположенной ниже прямой линии $c_{кр}-c_p$. В других случаях, когда в результате сушки происходит растрескивание кусочков высушиваемого материала, а в результате этого увеличение поверхности фазового контакта, скорость сушки увеличивается и выражается на графике кривой, расположенной выше прямой $c_{кр}-c_p$.

Для практических расчетов желательно иметь сравнительно простые уравнения, поэтому допускают, что течение процесса вполне удовлетворительно описывается уравнением (16.38). Численное значение коэффициента скорости сушки K берется при этом только на основе прямых опытных данных, т. е. полученных для условий, соответствующих расчетным.

Коэффициенты массоотдачи β могут быть вычислены по уравнению

$$Nu_d = A Re^n Pr^m, \quad (16.39)$$

в котором в случае сушки воздухом все физические константы для воздуха и водяного пара можно объединить в один постоянный множитель; при этом уравнение (16.39) примет вид:

$$\beta = B (\omega \rho)^n. \quad (16.40)$$

Коэффициенты B и n для уравнения (16.40) найдены опытным путем:

$$\beta_p = 5,6 \cdot 10^{-4} (\omega \rho)^{0,8} \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{Па}), \quad (16.41)$$

$$\beta_x = 910 (\omega \rho)^{0,8} \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{кг}/\text{кг} \text{ сухого воздуха}), \quad (16.42)$$

где ω — линейная скорость воздуха, м/с; ρ — плотность воздуха, кг/м³.

Уравнение (16.42) получено для случая, когда движущая сила выражается влагосодержанием $\bar{X}$.

Кинетические уравнения позволяют находить основные габариты сушильных аппаратов. Основными величинами, определяющими габариты, являются в периодически действующих аппаратах — время сушки; в непрерывно действующих аппаратах — необходимая поверхность фазового контакта.

Очевидно, не всегда сушка влажного материала складывается из первого и второго периодов. В отдельных случаях весь процесс укладывается в интервале влажностей $c_n-c_{кр}$, что соответствует только первому периоду, а иногда — в интервале влажностей $c_{кр}-c_k$, что соответствует только второму периоду. В общем случае нужно иметь в виду процесс сушки, который складывается как из первого, так и из второго периода.

Соответственно общему случаю для периодических процессов определяется *общая продолжительность сушки*:

$$\tau_{об} = \tau_1 + \tau_2, \quad (16.43)$$

где τ_1 и τ_2 — продолжительность сушки соответственно в первом и во втором периоде, ч.

Значение τ_1 определяют при этом из основного уравнения массопередачи:

$$\tau_1 = \frac{W}{\beta_p F \Delta P_m}, \quad (16.44) \quad \text{или} \quad \tau_1 = \frac{W}{\beta_x F \Delta \bar{X}_m}. \quad (16.45)$$

В этих уравнениях ΔP_m и $\Delta \bar{X}_m$ — средняя движущая сила процесса, которая определяется по формулам

$$\Delta P_m = \frac{\Delta P_n - \Delta P_k}{2,3 \lg (\Delta P_n / \Delta P_k)}; \quad (16.46)$$

$$\Delta \bar{X}_m = \frac{\Delta \bar{X}_n - \Delta \bar{X}_k}{2,3 \lg (\Delta \bar{X}_n / \Delta \bar{X}_k)}, \quad (16.47)$$

где $\Delta P_n = (P_{\text{нас}} - P)_n$ — начальная разность между парциальным давлением насыщенного водяного пара в условиях сушки и рабочим парциальным давлением, Па; $\Delta P_k = (P_{\text{нас}} - P)_k$ — конечная разность между парциальным давлением насыщенного водяного пара в условиях сушки и рабочим парциальным давлением, Па; $\Delta \bar{X}_n = (\bar{X}_{\text{нас}} - \bar{X})_n$ — начальная разность между абсолютной влажностью насыщенного воздуха в условиях сушки и рабочей абсолютной влажностью, кг/кг сухого воздуха; $\Delta \bar{X}_k = (\bar{X}_{\text{нас}} - \bar{X})_k$ — конечная разность между абсолютной влажностью насыщенного воздуха в условиях сушки и рабочей абсолютной влажностью, кг/кг сухого воздуха.

Для определения продолжительности второго периода сушки пользуются уравнением (16.38)

$$dW = Gdc = KF(c - c_p) d\tau, \quad (16.48)$$

где G — количество высушиваемого материала, выраженное в кг сухой части.

Из уравнения (16.48) следует:

$$\frac{dc}{c - c_p} = \frac{KF}{G} d\tau. \quad (16.49)$$

Интегрируя последнее уравнение в пределах $c_k - c_{kp}$ и $0 - \tau$, получим:

$$2,3 \lg \frac{c_{kp} - c_p}{c_k - c_p} = \frac{KF}{G} \tau,$$

или, применительно ко второму периоду сушки,

$$\tau_2 = \frac{G}{KF} \cdot 2,3 \lg \frac{c_{kp} - c_p}{c_k - c_p}. \quad (16.50)$$

Для непрерывного процесса сушки определяют суммарную поверхность фазового контакта, необходимую для первого и второго периодов сушки:

$$F_{\Sigma} = F_1 + F_2, \quad (16.51)$$

где F_1 и F_2 — поверхности фазового контакта, необходимые для проведения соответственно первого и второго периодов сушки, м².

Обозначив W/τ кг/ч через W_τ , из уравнений (16.44) и (16.45) найдем:

$$F_1 = \frac{W_\tau}{\beta_p \Delta P_m} = \frac{W_\tau}{\beta_X \Delta X_m}. \quad (16.52)$$

Обозначив соответственно G/τ_2 кг/ч через G_τ , из уравнения (16.50) получим:

$$F_2 = \frac{G_\tau}{K} \cdot 2,3 \lg \frac{c_{кр} - c_p}{c_k - c_p}. \quad (16.53)$$

Уравнениями (16.44), (16.45), (16.50), (16.52) и (16.53) пользуются при расчете сушильных аппаратов. Если начальная влажность $c_n < c_{кр}$, то в уравнениях (16.50) и (16.53) $c_{кр}$, очевидно, заменяют на c_n , а τ_1 или F_1 принимают равными нулю.

Перечислим факторы, ускоряющие процесс сушки. С повышением температуры сушки парциальное давление водяных паров в материале увеличивается, а вместе с этим возрастает и движущая сила процесса. С уменьшением давления в объеме, куда помещен высушиваемый материал, снижается парциальное давление водяного пара в пространстве над материалом, что также увеличивает движущую силу процесса. С ростом скорости газового потока над высушиваемым материалом увеличивается коэффициент массоотдачи и, следовательно, повышается скорость процесса. При измельчении и перемешивании высушиваемого материала «обновляется» поверхность фазового контакта, что приводит к уменьшению диффузионных сопротивлений внутри высушиваемого материала и увеличению скорости процесса.

Таким образом, повышению скорости сушки способствуют: а) повышение температуры процесса; б) понижение давления в пространстве над высушиваемым материалом; в) снижение влагосодержания высушивающего газа; г) повышение линейной скорости высушивающего газа над материалом; д) перемешивание высушиваемого материала при сушке.

16.5. ПРИНЦИПИАЛЬНЫЕ СХЕМЫ ПРОЦЕССОВ СУШКИ

Кроме простого приема воздушной сушки, когда воздух нагревается и однократно проходит через сушильную камеру, на практике используют и другие варианты сушки: с многократным промежуточным нагреванием воздуха, с частичным возвратом отработанного воздуха, с многократным промежуточным нагреванием воздуха и частичным возвратом его в отдельных зонах, а также с замкнутой циркуляцией высушивающего газа.

Сушка с многократным промежуточным подогревом воздуха схематически представлена на рис. 16.15. В этом случае обычно принимают верхние и нижние пределы температур воздуха

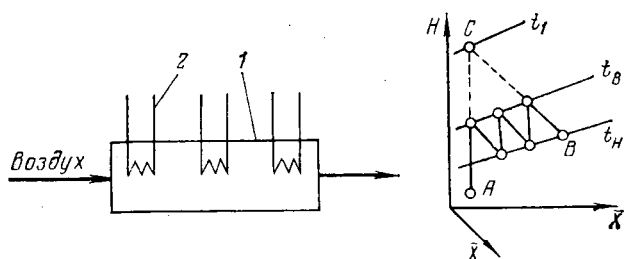


Рис. 16.15. Сушка с многократным промежуточным подогревом воздуха:
1 — сушильная камера; 2 — промежуточные нагреватели

t_B и t_H . Воздух предварительно нагревается до t_B и после этого взаимодействует с влажным материалом, охлаждаясь до температуры t_H . Далее воздух вновь нагревают до температуры t_B и направляют для взаимодействия с влажным материалом, температура воздуха понижается до t_H и т. д. Конечные параметры воздуха в этом случае определяются точкой B.

Рассмотренный рабочий вариант сушки характеризуется тем, что требуемое количество тепла подводится к высушиваемому материалу при пониженной температуре воздуха. Пунктирные линии показывают, что для сушки без промежуточного подогрева воздуха потребовалось бы предварительно нагревание его до температуры t_1 (точка C), более высокой, чем t_B .

Сушка с частичным возвратом отработанного воздуха схематически показана на рис. 16.16. Исходный воздух смешивается предварительно с частью отработанного воздуха (линии AC и BC), далее нагревается до требуемой температуры t_D и после этого взаимодействует с высушиваемым материалом. Особенностями этого варианта сушки по сравнению с сушкой при однократном проходе воздуха являются пониженная температура воздуха при контактировании его с влажным материалом, повышенное начальное влагосодержание воздуха и большая массовая скорость воздуха, а следовательно, большая линейная скорость его в сушильной камере.

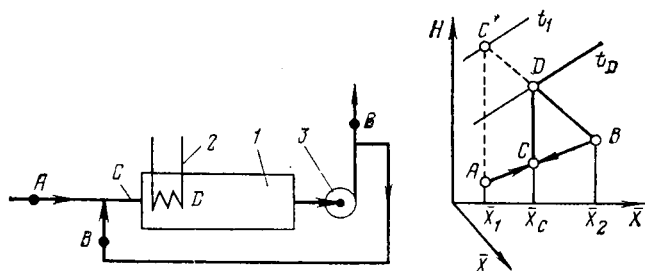


Рис. 16.16. Сушка с частичным возвратом отработанного воздуха:
1 — сушильная камера; 2 — нагреватель; 3 — вентилятор

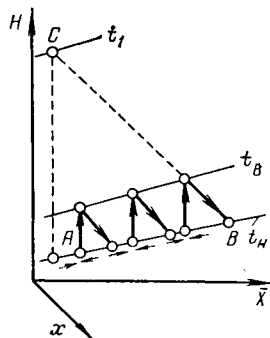
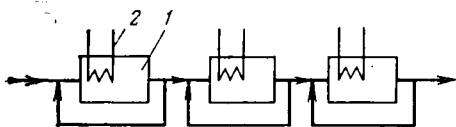


Рис. 16.17. Сушка с частичным возвратом отработанного воздуха и промежуточными нагревами:

1 — сушильная камера; 2 — подогреватель

Сушка с частичным возвратом отработанного воздуха и промежуточным нагреванием воздуха представляет собой сочетание двух рассмотренных выше вариантов. Очевидно, что этот вариант сушки отличается одновременно пониженной температурой воздуха, большим начальным влагосодержанием воздуха и большей линейной скоростью его в сушильной камере (рис. 16.17).

Нетрудно видеть, что рассмотренные рабочие варианты сушильных процессов обеспечивают смягчение условий сушки, т. е. понижение температуры и повышение влажности высушивающего воздуха. Одновременно с этим частичный возврат отработанного воздуха приводит к росту линейной скорости его в сушильной камере, что обеспечивает увеличение скорости сушки.

Сушка с замкнутой циркуляцией высушивающего газа схематически показана на рис. 16.18. Она применяется в тех случаях, когда в качестве высушивающего газа используют чистый и дорогостоящий газ, например водород. Очевидно, в этих условиях отработанный газ не может быть выпущен в атмосферу, и появляется необходимость замкнутой его циркуляции.

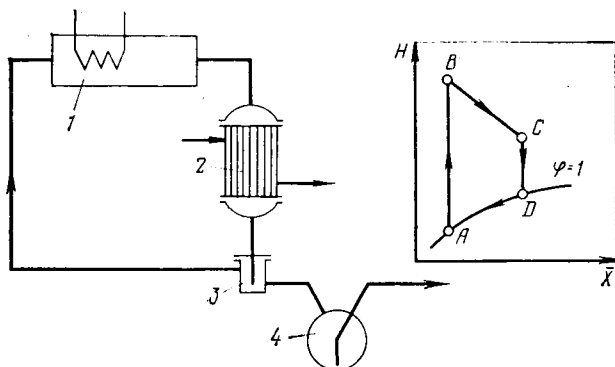


Рис. 16.18. Сушка с замкнутой циркуляцией высушивающего газа:

1 — сушилка; 2 — конденсатор-холодильник; 3 — водоотделитель; 4 — сборник

Полностью насыщенный водяными парами газ нагревается (AB), в результате чего резко снижается его относительная влажность и одновременно возрастает высушивающая способность. После этого газ взаимодействует с влажным материалом (BC), насыщаясь влагой. Увлажненный газ охлаждается до точки росы (CD), и часть находящейся в нем влаги конденсируется (DA). Затем газ вновь направляется на нагревание и сушку.

Следует подчеркнуть, что, используя тот или иной рабочий вариант сушки, можно лишь ускорить или замедлить процесс сушки, сделать более мягкими или более жесткими условия проведения процесса, но нельзя существенно повлиять на расход тепла, поскольку последний, как было указано выше, определяется только начальными и конечными параметрами высушивающего газа.

16.6. СУШИЛКИ

Аппараты, предназначенные для проведения процессов сушки, называют обычно *сушилками*. Применяемые в технике сушилки целесообразно подразделить на две основные группы: 1) для простой, или контактной, сушки; 2) для сушки газовым теплоносителем.

Сушилка для контактной сушки. К этой группе сушильной аппаратуры относятся все аппараты, в которых необходимое для сушки тепло передается влажному материалу через твердую непроницаемую перегородку. Наиболее распространенные аппараты этой группы — сушильные шкафы, сушилки с мешалками и вальцовые сушилки.

Аппараты названной группы используют в тех случаях, когда непосредственный контакт высушиваемого материала с газовым теплоносителем не допускается. Для ускорения процесса сушки в этой аппаратуре часто уменьшают давление в объеме, где помещается высушиваемый материал, т. е. процесс проводят в вакууме.

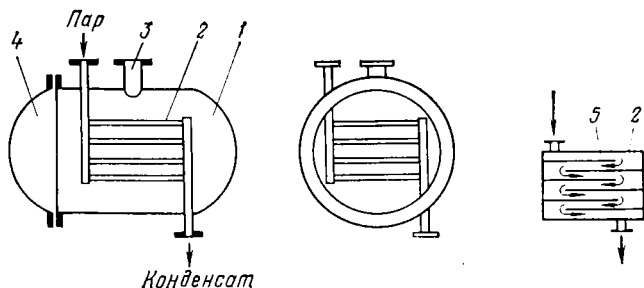


Рис. 16.19. Сушильный шкаф:

1 — корпус; 2 — греющие плиты; 3 — патрубок для отвода паров; 4 — съемная крышка; 5 — перегородка

Сушильные шкафы являются простейшими аппаратами рассматриваемой группы. Сушильный шкаф (рис. 16.19) представляет собой горизонтальный цилиндрический корпус 1, в котором смонтированы греющие плиты 2. Сверху по трубе в плиты вводится греющий пар, а снизу отводится конденсат. Для более равномерного распределения пара в греющих плитах имеются перегородки 5, которые одновременно обеспечивают необходимую жесткость конструкции.

Сушку обычно проводят следующим образом. От шкафа отсоединяют крышку 4 и на греющих плитах размещают высушиваемый материал, уложенный предварительно в специальные противни слоем 20—60 мм. После этого шкаф закрывают крышкой и подводят греющий пар. Образующиеся при сушке водяные пары удаляются через патрубок 3 либо в атмосферу, либо в вакуум-конденсационную систему. По окончании сушки материал выгружается из шкафа вместе с противнями.

К существенным недостаткам сушильных шкафов необходимо отнести невозможность проведения непрерывных процессов и ручную загрузку и выгрузку материала. Эти аппараты используют в малотоннажных производствах и преимущественно тогда, когда в одном аппарате необходимо высушивать несколько различных продуктов.

Сушилки с мешалками (рис. 16.20) являются более сложными аппаратами. Обычно они имеют горизонтальный цилиндрический корпус 1, внутри которого находится гребковая мешалка 2, вращающаяся с частотой 6—10 об/мин. Аппарат снабжается загрузочным люком 3, разгрузочным люком 4 и паровой рубашкой 5. Патрубок 6 служит для отвода образующихся при сушке паров либо в атмосферу, либо в вакуум-конденсационную систему. Высушиваемый материал заполняет обычно 0,2—0,3 общего объема аппарата.

Гребки мешалки расположены под углом к оси аппарата и могут вращаться в различном направлении. Благодаря этому материал перемещается слева направо либо справа налево. В процессе сушки, а также выгрузки высушенного материала из аппарата направление вращения мешалки периодически изменяют.

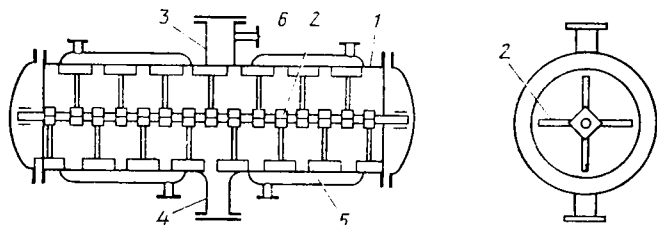
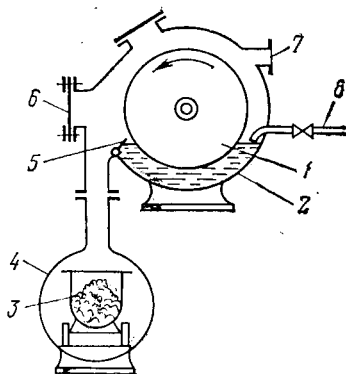


Рис. 16.20. Сушилка с мешалкой:

1 — корпус; 2 — гребковая мешалка; 3, 4 — загрузочный и разгрузочный люки; 5 — паровая рубашка с патрубками для пара и конденсата; 6 — патрубок для отвода выделяющегося пара

Рис. 16.21. Вальцовая сушилка:

1 — барабан (валец); 2 — корыто; 3 — тележка; 4 — короб; 5 — нож; 6 — смотровое окно; 7 — патрубок для присоединения к вакуум-насосу; 8 — питающая труба



Сушилка с мешалкой выгодно отличается от сушильного шкафа тем, что процесс сушки в ней благодаря перемешиванию материала протекает с большей скоростью и, кроме того, высушенный материал выгружается из аппарата механизированным способом. Эта сушилка, так же как и сушильный шкаф, периодического действия. Она может быть выполнена с вращающимся корпусом и неподвижной мешалкой.

Производительность сушилок с мешалками определяют по величине поверхности нагрева, исходя из средней напряженности поверхности нагрева по влаге, испаренной за время одной операции.

Вальцовые сушилки применяют для высушивания в вакууме суспензий и густых паст. Внутри сушилки (рис. 16.21) медленно вращается полый барабан 1, который частично погружен в высушиваемую суспензию или пасту, помещенную в корыто 2. Барабан изнутри обогревается паром. Высушиваемая суспензия смачивает поверхность барабана и сушится в тонком слое. Образовавшийся в результате сушки за один оборот барабана тонкий слой материала снимается ножом 5. Высушиваемая суспензия непрерывно поступает по трубе 8, а высушенный материал сыпается в тележку 3, установленную в герметичном коробе 4. Наличие двух коробов и задвижек позволяет вести разгрузку без остановки сушилки. Пары воды и воздух отсасываются вакуум-насосом через патрубок 7. Перед вакуум-насосом устанавливают ловушки для пыли и конденсатор для ожигения отсасываемых водяных паров.

Производительность вальцовых сушилок пропорциональна длине и диаметру барабана и скорости его вращения. Скорость вращения зависит от времени, которое требуется для высушивания пленки материала на непогруженной части барабана. Производительность сушилки обычно повышается с уменьшением толщины пленки и увеличением числа оборотов барабана. По опытным данным, толщина пленки составляет 0,1—1 мм, а частота вращения барабана 1—10 об/мин. Расход пара 1,2—1,6 кг на 1 кг испаряемой влаги.

Для высушивания густых паст употребляют двухвальцовые сушилки. Высушиваемая паста подается сверху в пространство между барабанами, которые вращаются в противоположном направлении. Высушенный материал снимается с каждого барабана отдельно.

Сушилки для сушки газовым теплоносителем. В сушилках этой группы испарение влаги происходит за счет тепла контактирующего с материалом газообразного сушильного агента.

Конструкции этих сушилок очень разнообразны, но все они состоят из трех основных узлов: камеры, в которой происходит контакт высушиваемого материала с сушильным агентом, узла подогрева и транспорта сушильного агента и узла транспорта высушиваемого материала.

Камерные сушилки являются простейшими сушилками периодического действия с газовым теплоносителем. Высушиваемый материал располагается в камерной сушилке (рис. 16.22) на полках 2, смонтированных внутри камеры 1. Сушильный агент (горячий воздух) перемещается между полками над слоем высушиваемого материала. Свежий воздух засасывается вентилятором 4 через окно 5 и подогревается в калориферах 3; через окно 7 отработанный воздух выбрасывается в атмосферу. В сушилке можно осуществлять рециркуляцию воздуха через окно 6. Окна 5—7 снабжены шиберами.

Камерные сушилки применяют главным образом при высушивании материалов, требующих длительной сушки или сложного индивидуального режима, а также для высушивания небольших партий материалов.

Туннельные сушилки относятся к сушилкам непрерывного действия. Камеры 1 этих сушилок выполняются удлиненными, в форме туннеля (рис. 16.23). Высушиваемый материал размещается на полках тележек 2; тележки с материалом периодически перемещаются вдоль рабочей зоны туннельной камеры. Высушивание достигается за один проход материала. Воздух засасывается вентилятором и направляется через калориферы 3 в сушильную камеру. Отработанный воздух выбрасывается через газоход 5. В сушилке возможна рециркуляция воздуха. Сушильный агент можно направлять как прямооток, так и противоток по отношению к высушиваемому материалу.

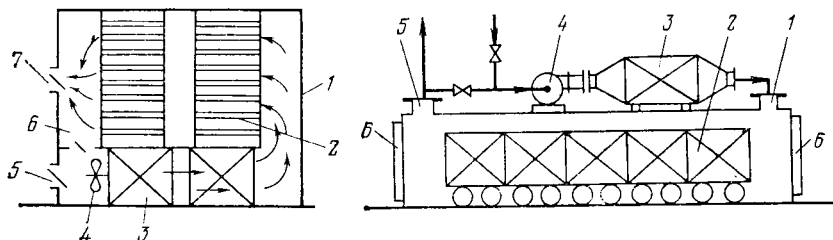


Рис. 16.22. Камерная сушилка:

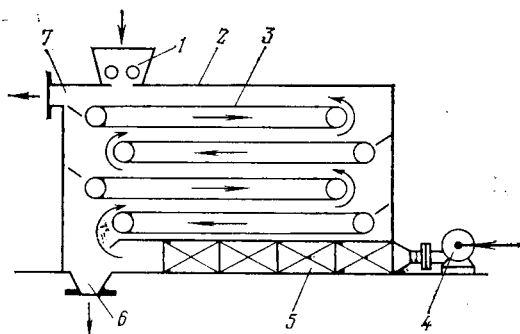
1 — камера; 2 — полки; 3 — калориферы; 4 — вентилятор; 5 — окно для забора свежего воздуха; 6 — окно для регулирования рециркуляции воздуха; 7 — окно для выброса отработанного воздуха

Рис. 16.23. Туннельная сушилка:

1 — камера; 2 — тележка с полками; 3 — калорифер; 4 — вентилятор; 5 — газоход отработанного воздуха; 6 — двери

Рис. 16.24. Ленточная сушилка:

1 — загрузочный бункер; 2 — камера; 3 — транспортер; 4 — вентилятор; 5 — калориферы; 6 — разгрузочный бункер; 7 — газосход отработанного воздуха



Если сушка какого-либо материала недопустима при высоких температурах, необходимо осуществлять промежуточный подогрев воздуха. При этом воздух направляется перекрестным током по отношению к направлению движения материала; калориферы и вентиляторы устанавливаются сбоку, сверху или под туннелем.

Ленточные сушилки. Размеры камерных сушилок непрерывного действия, предназначенных для высушивания сыпучего непылевидного материала, могут быть уменьшены путем устройства многоярусного ленточного транспортера. Такие сушилки называют ленточными (рис. 16.24). В них влажный материал через загрузочный бункер 1 поступает на верхний ленточный транспортер 3, на котором перемещается вдоль камеры 2, и затем пересыпается на ленточный транспортер второго яруса и т. д. С транспортера нижнего яруса высушенный материал поступает в разгрузочный бункер 6.

Пересыпание материала с ленты на ленту способствует его перемешиванию, что, в свою очередь, увеличивает скорость сушки. Воздух нагнетается вентилятором 4, проходит через калориферы 5 и направляется в сушильную камеру. По отношению к материалу воздух может двигаться прямококом, противотоком, поперек движения ленты или же направляться через слой лежащего на ленте материала. В последнем случае ленты выполняются перфорированными.

Петлевые сушилки. Очень удобны для высушивания всевозможных тканей, фотобумаги, киноплёнки и т. п. петлевые сушилки, в которых высушиваемая ткань или бумага специальным приспособлением укладывается длинными петлями на транспортер, перемещающий петли вдоль камеры сушилки.

Петлевые сушилки применяют также для высушивания пастообразных материалов, получаемых в вакуум-фильтрах. В этих сушилках (рис. 16.25) пастообразный материал через питатель 1 наносится слоем на бесконечную сетчатую ленту 2. С помощью прижимных вальцов 3 материал вдавливаются в ячейки сетчатой ленты. Лента поступает в камеру 4, где укладывается в петли 5. Каждая петля укрепляется специальными планками на цепном транспортере. Через камеру сушилки вентиляторами 10 направляется горячий воздух так, что он обдувает ленту с двух сторон. В конце сушилки петля выбирается

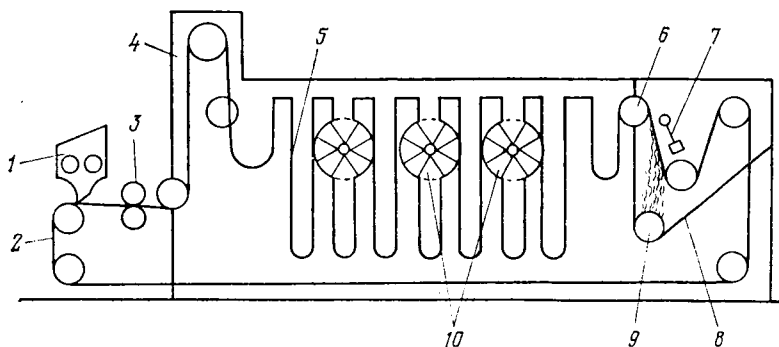


Рис. 16.25. Петлевая сушилка:

1 — питатель; 2 — бесконечная сетчатая лента; 3 — прижимные вальцы; 4 — камера сушилки; 5 — петли ленты с материалом; 6 — ролик транспортера; 7 — ударное приспособление; 8 — бункер; 9 — шнек; 10 — вентиляторы

специальным роликом 6 и направляется к ударному приспособлению 7; здесь высушенный материал выбивается из ячеек ленты и собирается в бункере 8, откуда выводится шнековым транспортером 9.

Вальцово-ленточные сушилки. До высушивания пастообразные материалы, которые во время сушки сильно схватываются, целесообразно предварительно сформовать в гранулы. В вальцово-ленточной сушилке (рис. 16.26) на поверхности вальца 1 выбраны небольшие канавки, которые специальным намазывающим вальцом 2 заполняются из бункера 3 высушиваемым пастообразным материалом. За один оборот нагреваемого изнутри вальца 1 паста несколько подсыхает и схватывается. Чтобы избежать выпадания пасты из канавок, валец обхватывается бесконечной лентой 5. Последняя для ускорения сушки может быть изготовлена из гигроскопического материала (сукна, войлока). Съем отформованного и частично подсушенного материала производится гребенчатым ножом 4. Далее материал падает на ленточный транспортер 8, перемещающийся вдоль

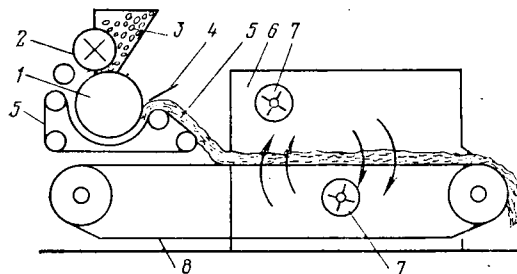


Рис. 16.26. Вальцово-ленточная сушилка:

1 — формующий валец; 2 — намазывающий валец; 3 — питающий бункер; 4 — гребенчатый нож; 5 — бесконечная лента; 6 — камера сушилки; 7 — вентиляторы; 8 — ленточный транспортер

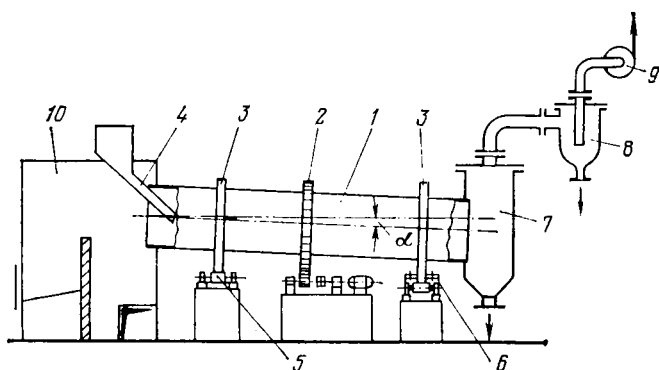


Рис. 16.27. Барабанная сушилка:

1 — барабан; 2 — зубчатое колесо; 3 — бандажи; 4 — течка; 5 — опорные ролики; 6 — упорные ролики; 7 — приемный бункер; 8 — циклон; 9 — вентилятор; 10 — топка

камеры 6, где и происходит высушивание материала до заданной влажности. Вентиляторы 7 обеспечивают интенсивное перемещение горячего воздуха внутри камеры.

Барабанные сушилки. Для сушки различных сыпучих материалов широко применяются барабанные сушилки (рис. 16.27). Основным узлом этих сушилок является полый горизонтальный барабан 1, установленный под небольшим углом α к горизонту. Барабан снабжен бандажами 3, каждый из которых катится по двум опорным роликам 5 и фиксируется упорными роликами 6. Барабан приводится во вращение от привода с помощью насаженного на барабан зубчатого колеса 2. Влажный материал вводится в барабан через течку 4 (или шнек). При вращении барабана высушиваемый материал пересыпается и движется к разгрузочному отверстию. За время пребывания материала в барабане происходит его высушивание при взаимодействии с газовым теплоносителем (в некоторых случаях подогревают также наружные стенки барабана). Обычно теплоносителем являются топочные газы, которые поступают в барабан из топки 10.

Для более равномерного распределения материала по поперечному сечению барабана и улучшения соприкосновения его

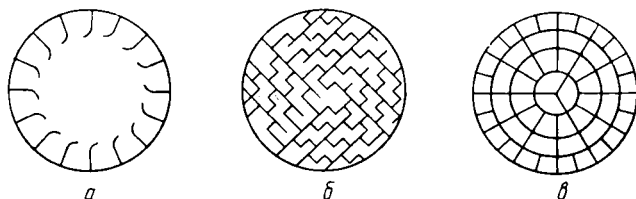


Рис. 16.28. Внутренние распределительные насадки барабанов:

а — подъемно-лопастная; б — распределительная (полочная); в — перевалочная (ячейковая)

Рис. 16.29. Пневматическая сушилка:

1 — вентилятор; 2 — калорифер; 3 — питатель; 4 — затвор-отводчик; 5 — циклон; 6 — сушильная пневмотранспортная труба; 7 — рукавный фильтр; 8 — сборник-амортизатор

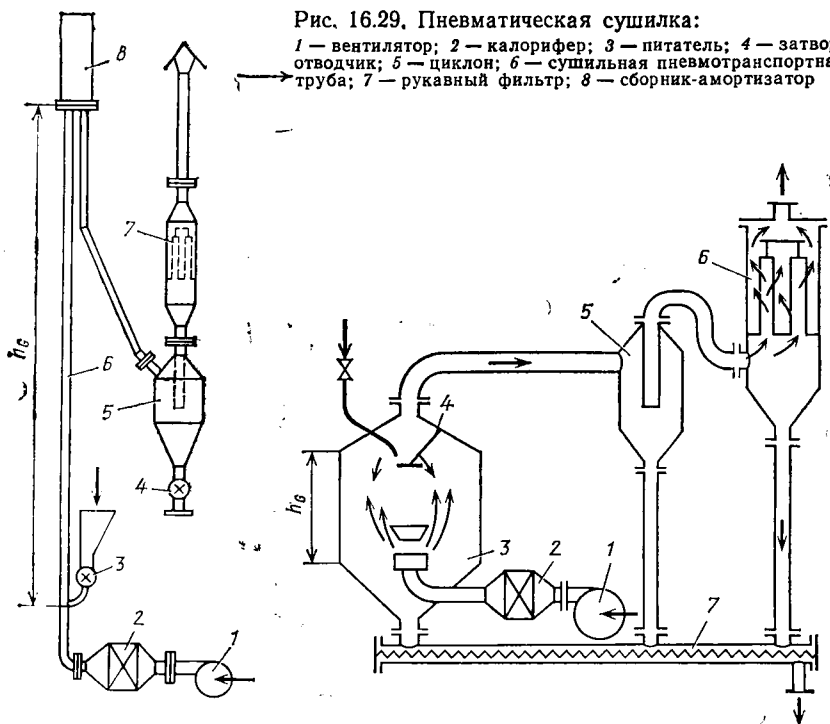


Рис. 16.30. Распылительная сушилка:

1 — вентилятор; 2 — калорифер; 3 — сушильная камера; 4 — распылитель; 5 — циклон; 6 — рукавный фильтр; 7 — шнек

с газом в барабане монтируют распределительные насадки (рис. 16.28). Высушивающий газ может двигаться по отношению к высушиваемому материалу прямоотком или противотоком. Отработанные газы отсасываются вентилятором 9 через циклон 8 (см. рис. 16.27). У торцов барабана имеются уплотняющие устройства, препятствующие подосу воздуха в сушилку. Характерным параметром при расчете барабанной сушилки является напряжение объема барабана по влаге, т. е. количество влаги, испаряемой в 1 ч в 1 м³ объема барабана. Эту величину определяют опытным путем.

Пневматические сушилки используют обычно для высушивания сыпучих материалов, обладающих незначительной начальной влажностью. Агрегат для пневматического высушивания показан на рис. 16.29. Высушиваемый материал с помощью питателя 3 непрерывно направляется в сушильную пневмотранспортную трубу 6. В эту же трубу вентилятором 1 нагнетается воздух, нагреваемый до требуемой температуры в калорифере 2.

Линейная скорость воздуха в сушильной трубе должна быть больше скорости уноса высушиваемых частиц. Количество воздуха, расходуемого на сушку, определяется либо уравнением (16.5), либо условиями пневмотранспорта твердых частиц. На основе практических данных принимают, что 1 кг воздуха перемещает по пневмотранспортной трубе от 8 до 20 кг высушиваемого материала.

Линейная скорость (в м/с) движения высушиваемых частиц w_G меньше скорости воздушного потока на величину скорости осаждения w_o , т. е.

$$w_G = w_L - w_o. \quad (16.54)$$

По этой скорости и продолжительности сушки τ , определяемой по уравнениям (16.44), (16.45) и (16.50), находят высоту рабочей части аппарата

$$h_G = w_G \tau. \quad (16.55)$$

Из сушильной пневмотранспортной трубы высушенный материал и воздух поступают в сборник-амортизатор 8. Высушенный материал отделяется от воздушного потока в циклоне 5. Из циклона воздух направляется через рукавный фильтр 7 в атмосферу. Высушенный материал собирается в конической части циклона и выгружается через затвор-отводчик 4.

Распылительные сушилки применяют для высушивания материалов, обладающих большой начальной влажностью и текучестью, приближающейся к текучести жидкости. Схема распылительной сушилки показана на рис. 16.30. Высушиваемый материал в виде суспензии или коллоидного раствора поступает в сушильную камеру 3, где разбрызгивается распылителем 4 до капель размером 10—50 мкм.

Поверхность соприкосновения капель высушиваемого материала с воздухом достигает 300 000 м² на 1 м³ материала. В этих условиях скорость сушки значительно увеличивается и время сушки снижается до сотых долей секунды.

Воздух, необходимый для сушки, нагнетается вентилятором 1, нагревается в калорифере 2 и поступает в сушильную камеру.

Высушенный материал осаждается в нижней части камеры и шнековым транспортером 7 удаляется из сушилки. Запыленный высушиваемым материалом воздух проходит через циклон 5, рукавный фильтр 6 и удаляется в атмосферу. Отделенная от воздуха пыль присоединяется к основной массе высушенного материала в транспортере 7.

В сушильной камере линейная скорость воздуха w_L должна быть меньше скорости осаждения частиц w_o высушенного материала. Скорость перемещения высушенных частиц вниз определяется как

$$w_G = w_o - w_L. \quad (16.56)$$

Необходимая высота сушильной камеры может быть определена по времени сушки

$$h_G = \omega_G \tau. \quad (16.57)$$

Для распыливания высушиваемого материала в сушилке применяют центробежный, пневматический или механический распылители.

Центробежный распылитель представляет собой диск, вращающийся с окружной скоростью 100—200 м/с. В качестве пневматических распылителей могут быть использованы обычные форсунки, применяемые для сжигания жидкого топлива; в них распыливание осуществляется воздухом, сжатым до избыточного давления 0,15—0,3 МПа. В качестве механических распылителей применяют форсунки, в которые жидкость подается под давлением до 20 МПа; распыливание происходит в результате удара струи жидкости о стенку или соударения двух струй.

Центробежные распылители, в отличие от других распылителей, практически не загрязняются, что позволяет использовать их для работы с суспензиями и жидкостями, обладающими большой вязкостью.

Шахтные сушилки, так же как и пневматические, применяют для высушивания сыпучих материалов, обладающих небольшой начальной влажностью.

Показанная на рис. 16.31 шахтная сушилка работает следующим образом. Высушиваемый материал поступает в аппарат через патрубок 3 и «стержнеобразно» движется вниз, заполняя весь объем сушильной камеры 1.

Вначале материал нагревается паром, проходящим в трубчатке 2, а затем горячими газами, которые вводятся через распределяющие желоба 5. Сухой материал удаляется через разгрузочный затвор 6, производительность которого определяет скорость перемещения высушиваемого материала и время пребывания его в аппарате. Способ высушивания в шахтных сушилках допускает большое количество вариантов с промежуточным подогревом и рециркуляцией высушивания газов в различных зонах сушки.

Сушилки с псевдооживленным

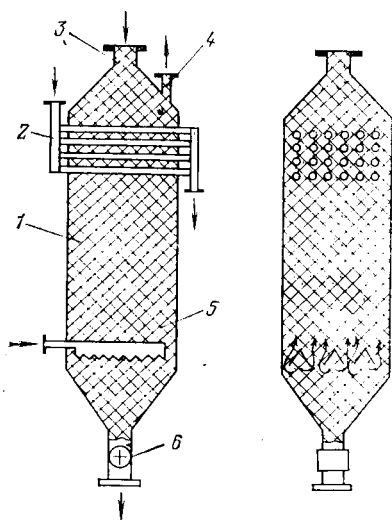


Рис. 16.31. Шахтная сушилка:

1 — сушильная камера; 2 — трубчатка; 3 — патрубок для подачи влажного материала; 4 — патрубок для отвода отработанного газа; 5 — распределяющие желоба; 6 — разгрузочный затвор

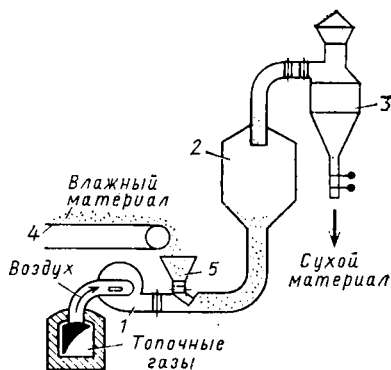
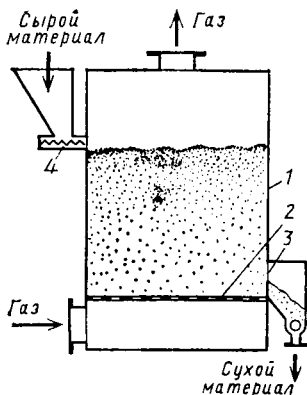


Рис. 16.32. Сушилка с псевдооживленным слоем высушиваемого зернистого материала:

1 — сушильная камера; 2 — газораспределительная решетка; 3 — окно для вывода материала; 4 — питатель

Рис. 16.33. Схема аэрофонтанной сушилки:

1 — вентилятор; 2 — камера; 3 — циклон; 4 — транспортер; 5 — воронка

слоем применяют для высушивания зернистых материалов. Изображенная на рис. 16.32 сушилка представляет собой цилиндрическую или прямоугольную сушильную камеру 1, в нижней части которой размещена газораспределительная решетка 2. Заполняющий сушильную камеру высушиваемый зернистый материал подается через питатель 4, расположенный в верхней части аппарата. Сушильный агент (топочные газы или нагретый воздух) вводится под распределительную решетку. Проходя через слой зернистого материала, газы поддерживают его в псевдооживленном состоянии. Высушенный материал выгружают через окно 3, находящееся в нижней части аппарата над распределительной решеткой в стороне, противоположной вводу сырого материала. В сушильной камере происходит интенсивное перемешивание зернистого материала, в результате чего влажность его в различных местах практически одинакова.

В сушилках с псевдооживленным слоем осуществляется равномерное высушивание зернистых материалов при высоких значениях коэффициентов массоотдачи.

На рис. 16.33 представлена схема *аэрофонтанной сушилки* для сушки материалов во взвешенном состоянии. В этой сушилке материал «витает» в сушильном агенте, который переносит его сначала в сушильную камеру 2, а затем в циклон 3. Такие сушилки отличаются высокой эффективностью; их достоинством является также незначительное время соприкосновения материала с сушильным агентом; поэтому для сушки материалов, чувствительных к повышенной температуре, можно применять горячие топочные газы.

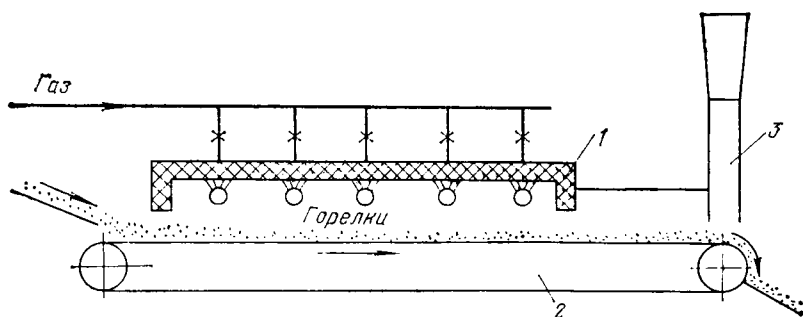


Рис. 16.34. Схема радиационной сушилки с излучателями:
1 — излучатель; 2 — конвейер; 3 — вытяжное устройство

Сушка инфракрасными лучами (радиационная сушка). При сушке инфракрасными лучами тепло для испарения влаги подводится термоизлучением. Генератором, излучающим тепло, являются специальные лампы или нагретые керамические или металлические поверхности.

При сушке термоизлучением возрастает коэффициент теплообмена, поэтому на единицу поверхности материала в единицу времени приходится значительно больше тепла, чем при сушке нагретыми газами или при контактной сушке. Процесс сушки значительно ускоряется. Так, продолжительность сушки инфракрасными лучами текстильных материалов уменьшается в 30—100 раз; то же самое отмечается при сушке других тонкослойных материалов. Сушилки рассматриваемого типа получили распространение для сушки различных металлических окрашенных изделий, изделий из картона, дерева и пластмасс.

На рис. 16.34 представлена схема радиационной сушилки с излучателями, обогреваемыми газами.

Газовые радиационные сушилки проще по конструкции и дешевле, чем сушилки, оборудованные лампами. Излучатели нагреваются газом, сжигаемым непосредственно под ними, или же топочными газами, поступающими внутрь излучателей.

При интенсивном обогреве материала радиационным излучением в нем возникает значительный температурный градиент. Вследствие этого образуется термодиффузионный поток влаги, препятствующий миграции влаги из глубины материала к его поверхности. Чтобы избежать этого, необходимо поддерживать прерывистый режим сушки, состоящий из коротких (2—4 с) периодов облучения и длительных (20—80 с) периодов без облучения. В период облучения к высушиваемому телу подводится тепло, а в следующий период происходит движение влаги от центра тела к его поверхности вследствие падения температурного градиента. Прерывистое облучение снижает конечную температуру сушки, что уменьшает расход энергии. Общая продолжительность сушки не увеличивается.

ПРОЦЕССЫ МЕМБРАННОГО РАЗДЕЛЕНИЯ СМЕСЕЙ

Процессами мембранного разделения смесей, или мембранными процессами, называют процессы разделения смесей посредством полупроницаемых мембран.

Мембранные процессы применяют для очистки и концентрирования растворов; разделения близкикопящих компонентов, азеотропных и нетермостойких смесей; отделения высокомолекулярных веществ от низкомолекулярных растворителей; глубокой очистки сточных вод и т. п.

17.1. СУЩНОСТЬ ПРОЦЕССА МЕМБРАННОГО РАЗДЕЛЕНИЯ СМЕСЕЙ

Сущность процесса мембранного разделения заключается в следующем (рис. 17.1). Разделяемая в аппарате 1 смесь вводится в соприкосновение с полупроницаемой мембраной 2 с одной стороны, и вследствие особых свойств мембраны прошедший через нее фильтрат обогащается одним из компонентов смеси. Процесс разделения может происходить настолько полно, что в фильтрате практически не содержатся примеси тех компонентов смеси, которые задерживаются мембраной. Не прошедшая через мембрану смесь компонентов в виде концентрата выводится из аппарата.

Процессы мембранного разделения характеризуются двумя основными параметрами: проницаемостью и селективностью.

Проницаемость, или удельная производительность, равная расходу фильтрата W кг/ч через единицу поверхности мембраны F м², определяет скорость процесса мембранного разделения в кг/(м²·ч)

$$G = W/F. \quad (17.1)$$

Селективность процесса мембранного разделения может

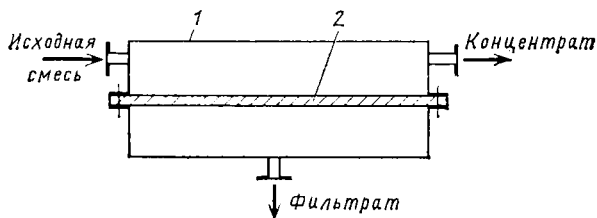


Рис. 17.1. Схема процесса разделения смеси на полупроницаемой мембране:
1 — аппарат; 2 — мембрана

быть охарактеризована с помощью фактора разделения

$$\alpha_{AB} = \frac{y_A/y_B}{x_A/x_B}, \quad (17.2)$$

где x_A, x_B — мольные концентрации компонентов A и B в исходной смеси; y_A, y_B — мольные концентрации компонентов A и B в фильтрате.

Селективность может быть также выражена коэффициентом

$$\varphi = (x_A - y_A)/x_A = 1 - y_A/x_A. \quad (17.3)$$

Для разбавленных растворов, когда $x_B \approx 1$ и $y_B \approx 1$, значения α_{AB} и φ связаны соотношением

$$\varphi = 1 - \alpha_{AB}. \quad (17.4)$$

Селективность характеризует эффективность процесса мембранного разделения.

К основным мембранным методам разделения относятся *обратный осмос, ультрафильтрация, испарение через мембрану, диализ, электродиализ, диффузионное разделение газов*.

Обратный осмос. Метод обратного осмоса состоит в фильтровании растворов под давлением через полупроницаемые мембраны, пропускающие растворитель и полностью (или частично) задерживающие молекулы (или ионы) растворенных веществ.

В основе метода лежит явление *осмоса* — самопроизвольного перехода растворителя через полупроницаемую мембрану в раствор (рис. 17.2, а).

Давление π_1 , при котором наступает равновесие, называют *осмотическим* (рис. 17.2, б). Если со стороны раствора приложить давление P , превышающее осмотическое π_1 , то можно наблюдать перенос растворителя через мембрану в обратном направлении (рис. 17.2, в), т. е. *обратный осмос*.

Движущая сила процесса обратного осмоса для идеально полупроницаемой мембраны составляет

$$\Delta P = P - \pi_1, \quad (17.5)$$

где P — рабочее давление над исходным раствором; π_1 — осмотическое давление раствора.

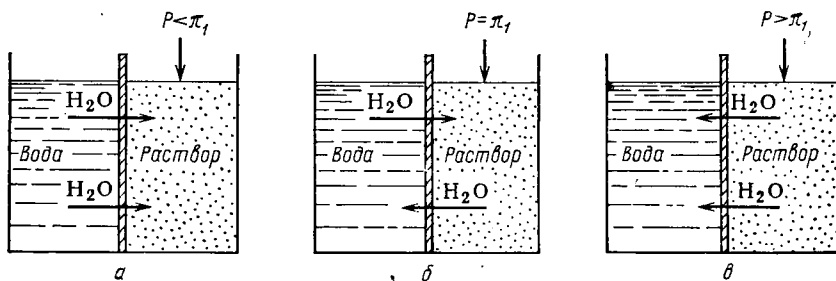


Рис. 17.2. К понятию обратный осмос:

а — осмос ($P < \pi_1$); б — равновесие ($P = \pi_1$); в — обратный осмос ($P > \pi_1$)

В реальных условиях мембраны не обладают идеальной полупроницаемостью, и наблюдается некоторый переход через полупроницаемую мембрану не только чистого растворителя, но и растворенного вещества. Переход растворенного вещества через мембрану изменяет движущую силу обратного осмоса, которая в данном случае рассчитывается как

$$\Delta P = P - (\pi_1 - \pi_2) = P - \Delta \pi, \quad (17.6)$$

где π_2 — осмотическое давление фильтрата, прошедшего через мембрану.

Осмотическое давление растворов достаточно высоко, но рабочее давление в аппаратах обратного осмоса должно превышать осмотическое, так как их производительность зависит от движущей силы процесса ΔP . При осмотическом давлении 2,5 МПа для морской воды, содержащей 3,5% солей, рабочее давление в опреснительных установках поддерживают на уровне 7—8 МПа.

Разделение обратным осмосом осуществляется без фазовых превращений, поэтому расход энергии на проведение процесса невелик и близок к минимальной термодинамической работе разделения. Здесь энергия A расходуется на создание рабочего давления в аппарате $A_{сж}$ и на продавливание жидкости через мембрану $A_{пр}$

$$A = A_{сж} + A_{пр}. \quad (17.7)$$

Работа $A_{сж}$ на сжатие исходного раствора (практически несжимаемой среды) мала и ею можно пренебречь, а работу $A_{пр}$ на продавливание жидкости через мембрану можно рассчитать как

$$A_{пр} = \Delta P V. \quad (17.8)$$

Легко показать, что работа на продавливание 1 м³ воды при $\Delta P = 5$ МПа составляет всего 1,36 кВт·ч. Для сравнения укажем, что для испарения 1 м³ воды требуется 620 кВт·ч (при 0,1 МПа).

Важным преимуществом процессов обратного осмоса является простота конструкций аппаратов для их осуществления, а также проведение процессов при температуре окружающей среды.

Ультрафильтрация. Это процесс разделения высокомолекулярных и низкомолекулярных соединений в жидкой фазе с использованием селективных полупроницаемых мембран, пропускающих преимущественно молекулы низкомолекулярных соединений.

Движущей силой является разность давлений по обе стороны мембраны, которая при ультрафильтрации сравнительно невелика и составляет 0,3—1 МПа, поэтому для некоторых водных растворов высокомолекулярных веществ движущая сила процесса разделения может быть рассчитана по формулам

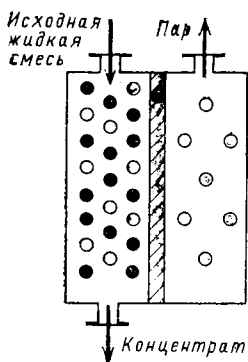


Рис. 17.3. Схема процесса разделения жидкой смеси испарением через полупроницаемую мембрану

(17.5) и (17.6) без учета осмотического давления ввиду его малости.

Ультрафильтрацию, в отличие от обратного осмоса, используют для разделения жидких однофазных систем, в которых молекулярная масса растворенных компонентов во много раз превышает молекулярную массу растворителя. Так, для водных растворов принимают, что ультрафильтрация применима тогда, когда молекулярная масса одного из компонентов разделяемой системы превышает 500.

Аппараты и установки для проведения процессов обратного осмоса и ультрафильтрации аналогичны и в них используются полупроницаемые мембраны из одного и того же материала, но имеющие различные размеры пор.

Испарение через мембрану. Это процесс разделения жидких смесей посредством полупроницаемых мембран, когда разделяемая жидкая смесь вводится в соприкосновение с мембраной с одной ее стороны, а проникающий компонент (или смесь) в виде паров отводится с другой стороны мембраны в вакуум, либо в поток инертного газа (рис. 17.3).

Диализ. Это процесс самопроизвольного разделения молекул или ионов высокомолекулярных и низкомолекулярных веществ при помощи полупроницаемых мембран, которые пропускают малые молекулы или ионы и задерживают макромолекулы и коллоидные частицы.

Электродиализ. Диализ в электрическом поле в десятки раз ускоряет процесс очистки растворов от электролитов. Электродиализ — это процесс разделения ионов веществ под действием постоянного электрического поля в растворе, когда положительные и отрицательные ионы удаляемого электролита перемещаются к соответствующим электродам, проникая при этом сквозь ионообменные мембраны.

Диффузионное разделение газов. Диффузионное разделение газов через полупроницаемые мембраны основано на различии коэффициентов диффузии газов в непористых полимерных мембранах под действием градиента концентрации и подчиняется законам молекулярной диффузии.

17.2. МЕМБРАНЫ

Для промышленной реализации мембранных процессов разделения смесей необходимы *полупроницаемые мембраны*, характеризующиеся высокой разделительной способностью (селективностью), высокой удельной производительностью (проницае-

мостью), химической стойкостью, достаточной механической прочностью, низкой стоимостью.

Для изготовления полупроницаемых мембран применяют различные материалы: полимерные пленки (полиэтиленовые, полипропиленовые, целлофановые, фторопластовые и др.); металлическую фольгу (из сплавов платины, палладия, серебра, молибдена и др.); пористые стекла (натрийборосиликатные и др.); ионообменные мембраны. Наибольшее распространение получили полимерные мембраны.

Полупроницаемые мембраны разделяют на две группы: *пористые и непористые*. Пористые полимерные мембраны получают обычно путем удаления растворителей или вымыванием предварительно введенных добавок из растворов полимеров при их формовании. Полученные таким способом мембраны имеют тонкий (0,25—0,5 мкм) поверхностный слой на микропористой подложке толщиной 100—200 мкм. Процесс мембранного разделения осуществляется в поверхностном активном слое, а подложка обеспечивает механическую прочность мембраны.

В последние годы получили широкое распространение *ядерные мембраны, или нуклеопоры*. Эти мембраны образуются облучением тонких полимерных пленок заряженными α -частицами с последующим травлением пор химическими реагентами. К основным достоинствам ядерных мембран относятся: правильная круглая форма пор, возможность получения мембран с заранее заданным размером и числом пор, одинаковый размер пор, химическая стойкость мембран. Ядерные мембраны, изготовленные на основе поликарбонатных пленок, имеют поры диаметром от 0,1 до 8 мкм. Отклонение от номинального значения не превышает 10%.

Наряду с полимерными известны мембраны с жесткой структурой: металлические, из пористого стекла и др. Металлические мембраны изготавливают выщелачиванием или возгонкой одного из компонентов сплава фольги. При этом получают высокопористые мембраны с порами одинакового размера — в пределах 0,1—5 мкм. Другой способ получения металлических мембран — спекание металлического порошка при высокой температуре.

Пористые полимерные и металлические мембраны применяют для проведения процессов обратного осмоса и ультрафильтрации.

Для процессов разделения жидких смесей методом испарения через мембрану используют *непористые полимерные мембраны, являющиеся квазигомогенными гелями*. Растворитель и растворенные вещества проникают через них вследствие молекулярной диффузии, поэтому такие мембраны называют *диффузионными*. Скорость прохождения молекул через диффузионную мембрану пропорциональна коэффициенту диффузии, зависящему от размеров молекул и их формы. Диффузионные мембраны применяют для разделения компонентов с близкими

свойствами, но с молекулами различных размеров, например для диффузионного разделения газов.

Наиболее важными характеристиками мембран являются их химическая природа, пористость, форма и размер пор, проницаемость и селективность, прочность, термостойкость, химическая стойкость к агрессивным средам.

Пористость ε мембран определяют по формуле

$$\varepsilon = V_{\text{п}}/V = (V - V_{\text{т}})/V = 1 - V_{\text{т}}/V, \quad (17.9)$$

где ε — пористость; $V_{\text{п}}$ — объем пор; $V_{\text{т}}$ — объем твердой фазы; V — объем образца мембраны.

17.3. КИНЕТИКА ПРОЦЕССОВ МЕМБРАННОГО РАЗДЕЛЕНИЯ СМЕСЕЙ

Механизм переноса атомов, молекул или ионов различных веществ через полупроницаемые мембраны может быть объяснен одной из рассмотренных ниже теорий.

Теория просеивания предполагает, что в полупроницаемой мембране существуют поры, размеры которых достаточны для того, чтобы пропускать растворитель, но слишком малы для того, чтобы пропускать молекулы или ионы растворенных веществ.

Теория молекулярной диффузии основана на неодинаковой растворимости и на различии коэффициентов диффузии разделяемых компонентов в полимерных мембранах.

Теория капиллярно-фльтрационной проницаемости основана на различии физико-химических свойств граничного слоя жидкости на поверхности мембраны и раствора в объеме. Так, граничный слой жидкости обладает упорядоченной структурой, отличается составом и, следовательно, вязкостью, растворяющей способностью и др.

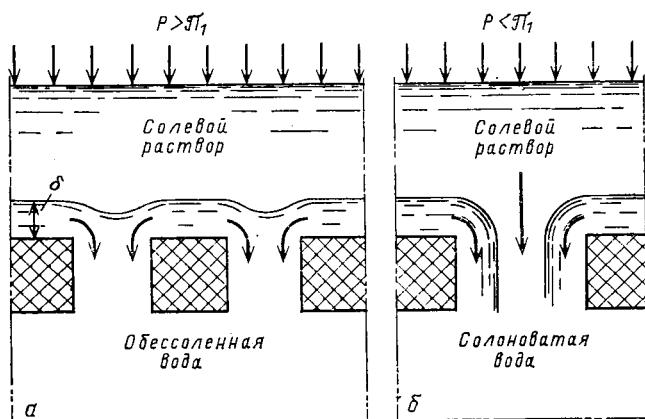


Рис. 17.4. К объяснению механизма полупроницаемости мембран с высокой (а) и низкой (б) селективностью

На поверхности и внутри пор (капилляров) мембраны, погруженной в раствор электролита, возникает граничный слой связанной воды, как показано на рис. 17.4. Этот слой воды образует пленку толщиной δ . Связанная в граничном слое вода теряет растворяющую способность по отношению к растворенным в объеме солям. Поэтому под действием перепада давления эта вода из граничного слоя перетекает по капиллярам через мембрану, если размер капилляров в мембране меньше размеров гидратированных ионов соли (меньше 20 Å), как это схематично показано на рис. 17.4, а. Но реальные мембраны имеют поры различного размера, в том числе и крупные (больше 20 Å), поэтому часть гидратированных ионов соли может проникнуть через эти крупные капилляры, как показано на рис. 17.4, б. Следовательно, селективность мембраны тем выше, чем больше толщина граничного слоя и чем больше размеры гидратированных ионов соли.

На основании рассмотренной теории можно заключить, что обессоливание водных растворов электролитов обратным осмосом есть дегидратация ионов, т. е. отбор воды, наименее прочно связанной с поверхностью мембраны и с ионами солей под действием приложенного извне давления.

17.4. ВЛИЯНИЕ РАЗЛИЧНЫХ ФАКТОРОВ НА ПРОЦЕСС МЕМБРАННОГО РАЗДЕЛЕНИЯ СМЕСЕЙ

Основными факторами, существенно влияющими на скорость и селективность мембранных процессов разделения, являются концентрационная поляризация, рабочее давление и температура, гидродинамические условия внутри мембранного аппарата, природа и концентрация разделяемой смеси.

Концентрационной поляризацией условно называют повышение концентрации растворенного вещества у поверхности мембраны вследствие избирательного отвода растворителя через поры этой мембраны. Влияние концентрационной поляризации на процесс всегда отрицательно, так как она уменьшает движущую силу процесса вследствие увеличения осмотического давления из-за повышения концентрации растворенного вещества около мембраны.

Для уменьшения отрицательного влияния концентрационной поляризации на процесс мембранного разделения используют перемешивание раствора над мембраной, увеличивают скорость потока исходного раствора около мембраны или применяют турбулизующие вставки. В результате уменьшается влияние концентрации поляризации, увеличивается производительность и разделительная способность мембранного аппарата.

Давление раствора над мембраной оказывает существенное влияние на селективность и скорость процесса мембранного разделения.

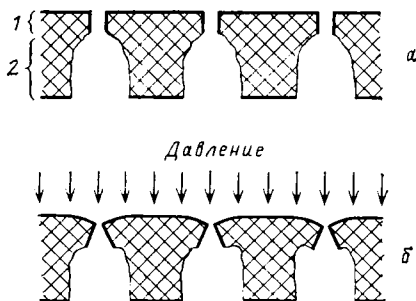


Рис. 17.5. Поперечное сечение полимерной мембраны в исходном положении без давления (а) и в рабочем состоянии (б):

1 — поверхностный активный слой; 2 — подложка, обеспечивающая механическую прочность мембраны

Для полимерных мембран на основании опытных данных получены эмпирические зависимости селективности ϕ и проницаемости G от давления P :

$$\phi = a_1 P / (a_2 P + 1) \quad (17.10); \quad G = b_1 + b_2 \ln P, \quad (17.11)$$

в которых a_1 , a_2 , b_1 и b_2 — опытные константы для данной системы мембрана — раствор.

Повышение давления увеличивает проницаемость, но следует особо отметить, что с повышением давления полимерные мембраны деформируются, а при снятии давления структура мембраны не возвращается в исходное положение. Деформация мембраны при постоянном давлении вызывает с течением времени некоторое уменьшение проницаемости, но ее селективность возрастает.

На рис. 17.5 схематично показано поперечное сечение мембраны в нерабочем (а) и в рабочем (б) состояниях. Активный слой 1 мембраны, опираясь на подложку 2, при повышении давления уплотняется и деформируется, в результате чего уменьшается размер пор и увеличивается селективность. При снижении давления остаточная деформация (гистерезис) активного слоя приводит к тому, что кривая проницаемости $G=f(P)$ располагается ниже первоначальной, а кривая селективности $\phi=f(P)$ — выше первоначальной, как видно из графиков рис. 17.6, а, б. Образовавшуюся гистерезисную петлю обычно используют как характеристику мембраны, определяющую срок ее службы: чем меньше площадь гистерезисной петли, тем более продолжительно может работать мембрана в аппарате.

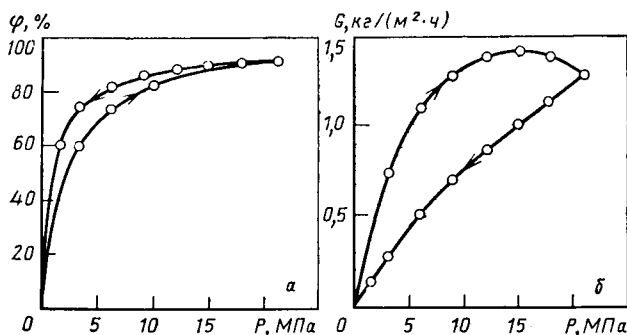


Рис. 17.6. Зависимость селективности ϕ (а) и проницаемости G (б) полимерной мембраны от давления P

Для мембран с жесткой структурой при вязкостном режиме течения зависимость проницаемости от движущей силы процесса может быть выражена линейным уравнением

$$G = A_1 (P - \Delta\pi) = A_1 \Delta P, \quad (17.12)$$

где A_1 — константа проницаемости растворителя в данной мембране.

Повышение температуры исходного раствора улучшает условия проведения процесса разделения, так как понижает вязкость раствора и увеличивает скорость диффузии растворенного вещества от поверхности мембраны в ядро потока. Это приводит к снижению влияния концентрационной поляризации.

Необходимо помнить, что ацетатцеллюлозные и полимерные мембраны не выдерживают действия высоких температур и применяются, как правило, при комнатных температурах.

Природа растворенных веществ также оказывает влияние на селективность и в меньшей степени — на проницаемость мембран. Так, неорганические вещества задерживаются мембранами лучше, чем органические; вещества с большей молекулярной массой задерживаются лучше, чем с меньшей.

Повышение концентрации растворенных веществ в исходном растворе приводит к увеличению осмотического давления раствора, а также к возрастанию его вязкости. Оба эти фактора снижают проницаемость мембран. Не следует забывать, что в концентрированных растворах некоторых органических веществ может происходить растворение самих полимерных мембран и их разрушение.

Из практики эксплуатации мембранных аппаратов следует, что обратный осмос может быть эффективно применен для обессоливания электролитов концентрацией от 5 до 20%; для растворов органических веществ этот диапазон значительно шире. При ультрафильтрации высокомолекулярных соединений верхний предел концентрации растворенного вещества определяется условиями образования гелеобразного осадка на поверхности мембраны или концентрацией, при которой проницаемость становится слишком низкой из-за чрезмерного возрастания вязкости концентрируемого раствора.

На практике разделяемые смеси многокомпонентны. Часто одни растворенные вещества влияют на разделение находящихся в растворе других веществ. Поэтому установленные при разделении бинарных растворов селективность и проницаемость не могут быть без экспериментальной проверки перенесены на многокомпонентные смеси.

17.5. АППАРАТЫ ДЛЯ МЕМБРАННОГО РАЗДЕЛЕНИЯ СМЕСЕЙ

В химической промышленности используют следующие основные типы аппаратов для мембранного разделения: *с плоскокамерными фильтрующими элементами, с трубчатыми фильтрующими*

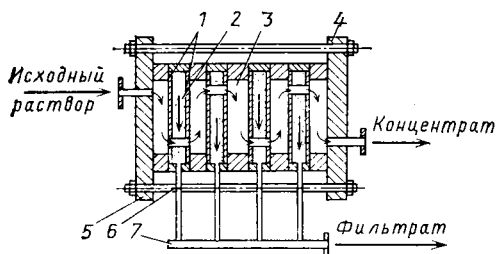


Рис. 17.7. Схема аппарата с плоскокамерными фильтрующими элементами типа «фильтр-пресс»:

1 — мембраны; 2 — пористые пластины; 3 — камеры; 4, 5 — крышки; 6 — шпильки; 7 — коллектор

щими элементами, со спиральными фильтрующими элементами и с мембранами в виде полых волокон.

Аппараты с плоскокамерными фильтрующими элементами находят применение в установках небольшой производительности. Типичным является аппарат типа «фильтр-пресс», схема которого представлена на рис. 17.7. Аппарат собран из разделяющих элементов, каждый из которых состоит из двух мембран 1, уложенных по обе стороны плоской пористой дренажной пластины 2, предназначенной для сбора и стока фильтрата. Дренажные пластины расположены на небольшом расстоянии друг от друга (0,5—5 мм), образуя камеры 3 для протока разделяемого раствора. Пакет фильтрующих элементов зажимается между двумя крышками 4, 5 и стягивается болтами или шпильками 6. Исходный раствор последовательно перетекает через все камеры, концентрируется и в виде концентрата выводится из аппарата. Прошедший через мембраны фильтрат поступает в пористые дренажные пластины и через коллектор 7 выводится из аппарата.

Эффективность работы аппарата зависит не только от мембран, но и в значительной степени от материала дренажных пластин, которые служат для восприятия высокого давления и отвода фильтрата. В качестве дренажных пластин используют металлические и пластмассовые листы с фрезерованными и высверленными каналами для отвода фильтрата; пористые (спрессованные из порошков) металлические, пластмассовые и керамические листовые материалы; тканые материалы из натуральных, искусственных, синтетических и металлических волокон; различные виды бумаги, фетра и войлока; всевозможные сочетания перечисленных материалов.

Аппараты типа «фильтр-пресс» просты в изготовлении, удобны в монтаже и эксплуатации, в них легко произвести замену мембран. К недостаткам следует отнести лишь относительно невысокую удельную поверхность мембран ($60\text{--}300\text{ м}^2/\text{м}^3$) и ручную сборку и разборку аппарата.

Аппараты с трубчатыми фильтрующими элементами. Схема такого аппарата представлена на рис. 17.8. Основным узлом является изготовленная из керамики, металлокерамики, пластмассы или металлической ткани пористая труба 1, на внутренней поверхности которой расположена полупроницаемая мем-

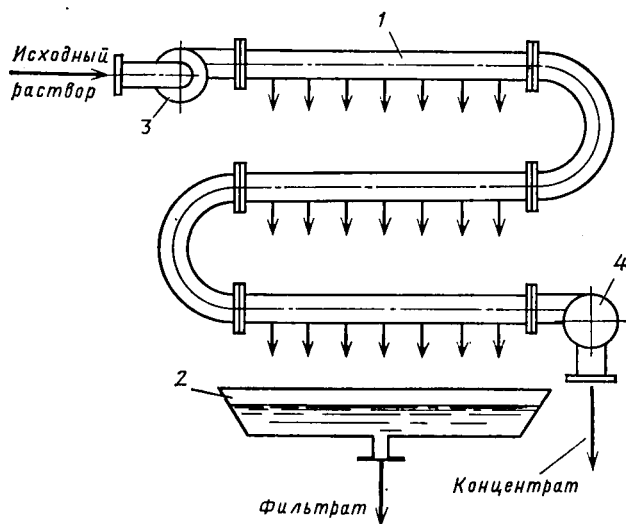


Рис. 17.8. Схема аппарата с трубчатыми фильтрующими элементами:

1 — пористая каркасная труба; 2 — сборник фильтрата; 3 — насос; 4 — турбина

брана. Внутри трубы под давлением подают исходный раствор, который, проходя по трубе, концентрируется и выводится из аппарата в виде концентрата. Фильтрат, проникая через мембрану и пористую каркасную трубу, вытекает из межтрубного пространства и собирается в сборник 2. Давление исходного раствора создается насосом 3, а сброс давления при выводе концентрата из аппарата осуществляется через турбину 4, благодаря которой часть энергии возвращается.

Трубчатый фильтрующий элемент (рис. 17.9) представляет собой сменный узел аппаратов для проведения обратного осмоса или ультрафильтрации, состоящий из полупроницаемой мембраны 1, дренажного каркаса, изготовленного из пористой трубы 2, и дренажной прокладки 3, предотвращающей вдавли-

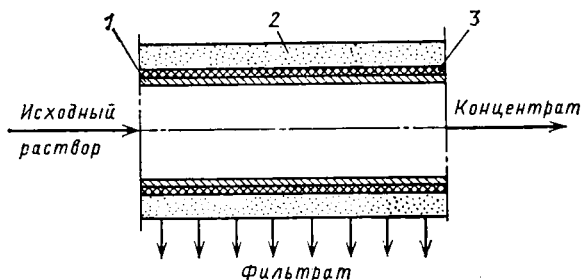


Рис. 17.9. Трубчатый фильтрующий элемент с мембраной внутри пористой трубки:

1 — полупроницаемая мембрана; 2 — пористая трубка; 3 — дренажная прокладка

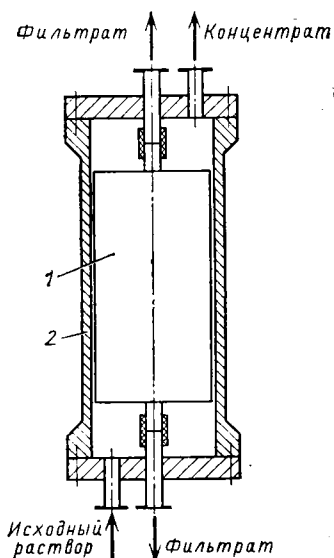


Рис. 17.10. Конструктивная схема аппарата со спиральным, фильтрующим элементом:
1 — спиральный фильтрующий элемент; 2 — корпус аппарата

вание мембраны в каналы пористой трубки и ее разрыв под действием давления рабочей смеси. Различают три типа трубчатых фильтрующих элементов: с полупроницаемой мембраной на внутренней (рис. 17.9) или на наружной поверхности трубы, а также с комбинированным ее расположением.

Несомненные преимущества имеет трубчатый фильтрующий элемент с внутренней мембраной (рис. 17.9), поскольку нет необходимости в дополнительной металлической трубе, которая для филь-

трующих элементов с наружным и комбинированным расположением мембран служит прочным корпусом.

К недостаткам аппаратов с трубчатыми фильтрующими элементами следует отнести более сложный монтаж трубчатых элементов, чем у «фильтр-прессов», и сравнительно невысокую удельную поверхность мембран, равную $60\text{--}200\text{ м}^2/\text{м}^3$.

Аппараты со спиральными фильтрующими элементами имеют значительно более высокую, чем предыдущие, плотность упаковки мембран, составляющую $300\text{--}800\text{ м}^2/\text{м}^3$ (рис. 17.10). Высокая удельная поверхность мембран в таких аппаратах достигается за счет спиральных фильтрующих элементов в виде рулонов 1, помещаемых в трубе или в цилиндрическом корпусе 2 высокого давления.

Спиральный фильтрующий элемент показан на рис. 17.11. Пакет из двух полупроницаемых мембран 1 с расположенным между ними дренажным слоем 2 в виде спирали

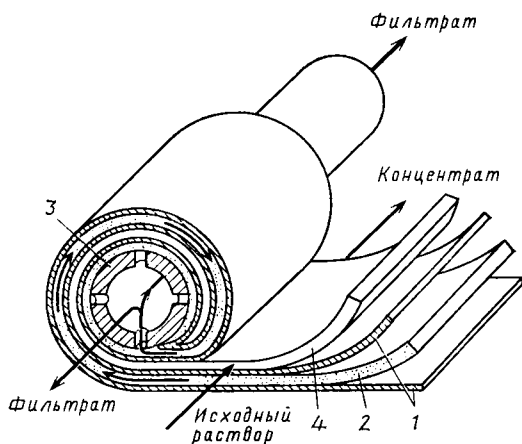


Рис. 17.11. Схема спиральной укладки полупроницаемых мембран в спиральном фильтрующем элементе:

1 — мембраны; 2 — дренажный слой для отвода фильтрата; 3 — фильтроотводящая перфорированная труба; 4 — сетка-сепаратор

накручивается на фильтроотводящую трубу 3. Вместе с пакетом накручивается сетка-сепаратор 4, образующая спиральный канал, в который под давлением вводится исходный раствор. В процессе навивки спирального фильтрующего элемента кромки пакета для его герметизации проклеивают.

Исходный раствор течет в межмембранном канале с сеткой-сепаратором 4 вдоль оси навивки и выходит с противоположного конца в виде концентрата. Проникший через мембраны фильтрат движется по спиральному дренажному пористому слою к центральной оси и попадает в фильтроотводящую трубу, по которой и выводится из аппарата.

Увеличение производительности аппаратов со спиральными фильтрующими элементами достигается максимальным развитием площади мембран за счет увеличения их ширины (до 900 мм) и длины (до 3 м), присоединения к фильтроотводящей трубе нескольких пакетов и установки в аппарате нескольких спиральных фильтрующих элементов.

К достоинствам аппаратов со спиральными фильтрующими элементами относятся большая плотность упаковки мембран, малая металлоемкость, механизированная сборка спиральных фильтрующих элементов и, главное, — высокая производительность всего аппарата.

Аппараты с мембранами в виде полых волокон для процессов обратного осмоса и ультрафильтрации занимают особое место, так как имеют очень высокую плотность укладки полупроницаемых мембран, равную $20\,000\text{--}30\,000\text{ м}^2/\text{м}^3$. Это достигается использованием мембран в виде полых волокон малого диаметра (45—200 мкм) с толщиной стенки 10—50 мкм. Полые волокна-мембраны способны выдержать рабочее давление, равное десяткам мегапаскалей, поэтому аппараты с такими мембранами не требуют дренажных и поддерживающих устройств, что значительно снижает капитальные затраты, упрощает их сборку и эксплуатацию.

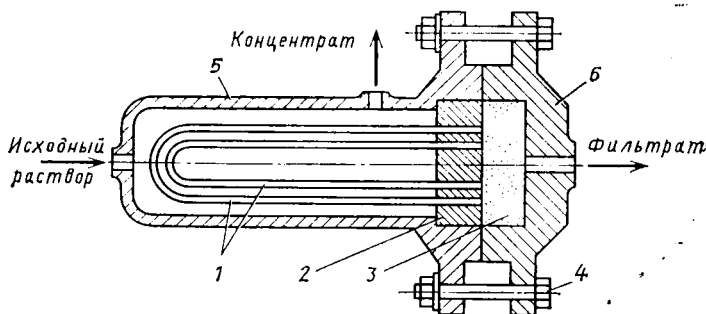


Рис. 17.12. Конструктивная схема аппарата с мембранами из U-образных полых волокон:

1 — полупроницаемые мембраны в виде полых волокон; 2 — шайба; 3 — пористая подложка; 4 — болты; 5 — корпус аппарата; 6 — крышка аппарата

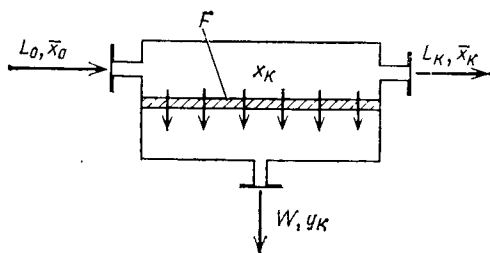


Рис. 17.13. К расчету аппарата с полупроницаемой мембраной

В аппаратах с мембранами в виде полых волокон предусматривается подача исходного раствора с наружной поверхности волокон или

внутрь капилляра полого волокна. Следовательно, фильтрат в данных аппаратах отводится по капилляру полого волокна или собирается с наружной поверхности волокон.

Разработано много конструкций аппаратов с мембранами в виде полых волокон. Рассмотрим устройство и принцип действия таких аппаратов на примере фильтра с U-образным расположением волокон (рис. 17.12). Фильтрующий элемент этого аппарата состоит из U-образного пучка 1 полых волокон длиной 1,5—2 м и шайбы 2, служащей для склеивания всех открытых концов полых волокон (обычно эпоксидной смолой). Шайба 2 опирается на пористую подложку 3. Шайба с подложкой зажаты посредством фланцевого соединения болтами 4 между корпусом 5 и крышкой 6 аппарата.

Аппараты с мембранами в виде полых волокон компактны и высокопроизводительны. Например, один аппарат диаметром 240 мм и длиной 1220 мм с U-образными фильтрующими элементами в виде полых волокон позволяет обессоливать и получать 50 м³ в сутки чистой воды, что недостижимо при таких габаритах в аппаратах других типов. Разрабатываются установки, которые обеспечат опреснение более 6000 м³ воды в сутки.

Все рассмотренные выше типы мембранных аппаратов могут эксплуатироваться как непрерывно действующие и как периодически действующие. Выбор режима работы аппарата определяется условиями проведения и технико-экономическими показателями процесса.

Расчет аппарата с полупроницаемой мембраной. Процессы мембранного разделения обычно проводят при постоянной температуре и постоянном давлении P . Известны производительность по исходному раствору L_0 кг/ч и состав раствора x_0 кг/кг. Расчет мембранного аппарата сводится к определению поверхности мембраны F м² (рис. 17.13).

Характеристика процесса ввиду большой сложности механизма находят эмпирически (прямым экспериментом или, если возможно, по справочным данным).

При расчете мембранного аппарата обычно заданы выход фильтрата

$$\alpha = W/L_0. \quad (17.13)$$

и его конечный состав y_K кг/кг.

По выходу фильтрата a определяют его количество (в кг/ч)

$$W = aL_0. \quad (17.14)$$

Из уравнения материального баланса по общим потокам

$$L_0 = L_K + W \quad (17.15)$$

находят количество концентрата, выходящего из аппарата (в кг/ч):

$$L_K = L_0 - W. \quad (17.16)$$

Из уравнения материального баланса по концентрируемому компоненту

$$L_0 x_0 = L_K x_K + W y_K \quad (17.17)$$

с учетом (17.16) определяют состав концентрата (в кг/кг):

$$x_K = (L_0 x_0 - W y_K) / (L_0 - W). \quad (17.18)$$

Преобразовав уравнение (17.18) к виду

$$x_K = \frac{x_0 - (W/L_0) y_K}{1 - (W/L_0)} \quad (17.19)$$

и выразив, согласно (17.13), отношение W/L_0 через выход фильтрата, окончательно находят состав концентрата на выходе из аппарата

$$x_K = (x_0 - a y_K) / (1 - a). \quad (17.20)$$

По концентрациям x_K и y_K , характеризующим составы над мембраной (концентрат) и под мембраной (фильтрат), определяют селективность мембраны

$$\varphi = (x_K - y_K) / x_K. \quad (17.21)$$

По найденному значению селективности φ для заданного раствора из справочной литературы подбирают материал и толщину полупроницаемой мембраны.

Для этой мембраны по справочным данным при известных температуре и давлении находят зависимость проницаемости G от состава заданного раствора над мембраной

$$G = f_1(x). \quad (17.22)$$

По проницаемости G для концентрации x_K с учетом (17.14) по уравнению (17.1) находят рабочую поверхность полупроницаемой мембраны:

$$F = W/G = aL_0/f_1(x_K). \quad (17.23)$$

Схема установки с мембранными аппаратами. В качестве примера производственных установок с мембранными аппаратами рассмотрим непрерывно действующую обессоливающую установку (рис. 17.14).

Исходный раствор из емкости 1 насосом 2 нагнетается через песчаный фильтр 3 и деаэратор 4 (аппарат для удаления

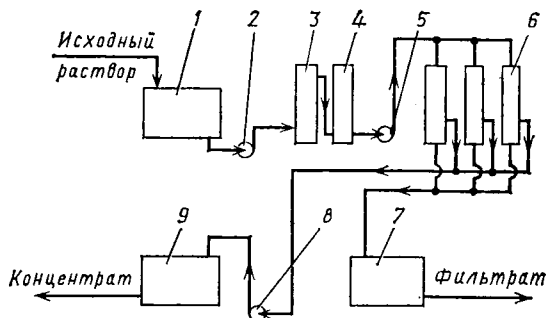


Рис. 17.14. Схема обессоливающей опреснительной установки с мембранными аппаратами:

1 — емкость для исходного раствора; 2 — насос; 3 — песочный фильтр; 4 — деаэрация; 5 — насос высокого давления; 6 — мембранные аппараты; 7 — сборник фильтрата; 8 — турбина для рекуперации энергии; 9 — сборник концентрата

из воды воздуха), откуда насосом высокого давления 5 направляется в аппараты мембранного разделения 6. В этих аппаратах раствор делится на два потока. Фильтрат направляется в сборник 7, а концентрат идет через рекуперационную турбину 8 в сборник 9. Турбина 8 предназначена для использования энергии при сбросе давления концентрата.

ГЛАВА 18

ХИМИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ

Реакторами называют аппараты, предназначенные для проведения химических превращений. Химические реакторы и протекающие в них процессы занимают особое положение среди процессов и аппаратов химической технологии; являясь основой каждой производственной схемы, они определяют химическое производство в целом.

Промышленные химические превращения характеризуются следующими особенностями:

1) закономерность протекания химических процессов обусловлена совокупностью гидродинамических, тепловых и массообменных явлений, а также закономерностями химической кинетики;

2) факторы, существенные при протекании подавляющего большинства химико-технологических процессов, для химических процессов имеют определяющее значение. Такие факторы, как температура и перемешивание, при одновременном протекании параллельных и последовательных реакций существенно влияют на конечный состав продуктов превращения;

3) поскольку скорость процесса в целом определяется его наиболее медленной стадией, то, в зависимости от степени влияния на ход процесса того или иного фактора, принято различать области течения химических процессов. Так, если скорость процесса практически определяется скоростью массообмена (диффузией), процесс протекает в *диффузионной области*; если скорость процесса определяется только скоростью химических превращений, он протекает в *кинетической области*; если скорости химических реакций и диффузии соизмеримы, говорят о протекании процесса в *промежуточной области*. На практике не исключены и такие случаи, когда скорость протекания химических процессов в производственной аппаратуре определяется лишь скоростью подвода или отвода тепла.

В качестве реакторов используют аппараты специальной, часто весьма сложной конструкции. Иногда удается использовать обычные аппараты, применяемые в химической технологии и используемые для конкретного целевого процесса, если требования, предъявляемые к химическим процессам, совпадают с требованиями, предъявляемыми к данному конкретному процессу.

18.1. РАВНОВЕСИЕ ПРИ ХИМИЧЕСКИХ ПРЕВРАЩЕНИЯХ

Обычно в практике создания новой аппаратуры для новых процессов инженер-механик получает в качестве заданных направление течения реакции и конечные концентрации. Тем не менее он должен знать основные положения теории химического равновесия, поскольку при конструировании химических реакторов необходимо учитывать возможные отклонения от заданных параметров и прогнозировать их последствия. (При изложении материала по основам расчета химического равновесия авторы исходили из того, что изучающие знакомы с основными положениями химической термодинамики из курса физической химии).

Закон действующих масс. Как известно, химические реакции могут быть обратимыми, т. е. наряду с химическим взаимодействием исходных веществ (прямая реакция) происходит химическое взаимодействие продуктов реакции с образованием исходных веществ (обратная реакция). По мере протекания прямой реакции скорость ее уменьшается, в то время как скорость обратной реакции по мере накопления продуктов реакции возрастает. При выравнивании скоростей прямой и обратной реакций наступает химическое равновесие. Состав и концентрация веществ в равновесной смеси остаются неизменными при сохранении внешних условий. Бесконечно малое изменение внешних условий приводит к бесконечно малому изменению состояния равновесия. Следовательно, химические реакции могут протекать как термодинамически равновесные

процессы, и к ним можно применять общие условия термодинамического равновесия.

Связь между равновесными концентрациями или парциальными давлениями веществ, участвующих в химической реакции, выражается законом действующих масс. Так, для гомогенной газовой химической реакции, находящейся в состоянии равновесия



при условии, что компоненты реакции — идеальные газы, справедливо уравнение

$$\frac{p_C^c p_D^d}{p_A^a p_B^b} = K_p, \quad (18.2)$$

где a, b, c, d — стехиометрические коэффициенты соответствующих веществ А, В, С, D; p_i — парциальные давления компонентов А, В, С, D в степенях, соответствующих стехиометрическим коэффициентам.

Постоянную K_p называют *константой равновесия*; она зависит только от температуры и не зависит от суммарного давления и парциальных давлений компонентов в исходной смеси. Уравнение (18.2) является выражением закона действующих масс, количественная формулировка и вывод которого были предложены Гильдбергом и Вааге в 1867 г.

Для реальных газов парциальные давления компонентов следует заменить на летучести f_i каждого i -го компонента. В этом случае константа равновесия K_f также будет выражена через летучести компонентов.

Константа равновесия может быть выражена и через концентрации:

$$\frac{[C]^c [D]^d}{[A]^a [B]^b} = K_c. \quad (18.3)$$

Для неидеальных растворов константа равновесия K_a может быть выражена через активности компонентов a_i . Для разбавленных растворов, как известно, $a_i = c_i$, и $K_c = K_a$.

Константы равновесия, выраженные через парциальные давления, концентрации, а также через молярные доли (K_N), связаны следующим образом:

$$K_p = K_c (RT)^{\Delta n} = K_N P^{\Delta n}, \quad (18.4)$$

где Δn — изменение числа молей газообразных участников реакции; P — общее давление в системе; R — газовая постоянная; T — температура, К.

Если реакция протекает без изменения числа молей газообразных веществ, т. е. $\Delta n = 0$, то $K_p = K_c = K_N$.

Следует отметить, что в общем случае K_N численно отличается от K_p и зависит не только от температуры, но и от давления в системе.

Численное значение константы равновесия зависит от того, в каком направлении и для каких количеств написано стехио-

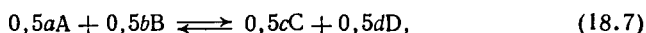
метрическое уравнение реакции. Так, если уравнение реакции (18.1) написать в обратном направлении, т. е.



то константа равновесия будет равна

$$K_p' = 1/K_p. \quad (18.6)$$

Если стехиометрические коэффициенты уравнения (18.1) уменьшить, например, вдвое, т. е. записать



то константа равновесия K''_p будет равна

$$K_p'' = K_p^{1/2}. \quad (18.8)$$

Если в равновесную систему, например (18.1), ввести дополнительно некоторое количество вещества А, оно будет вступать в реакцию с веществом В, образуя дополнительные количества веществ С и D. В результате будет достигнуто состояние равновесия, при котором парциальные давления веществ С и D возрастут по сравнению с исходными. Давление вещества В, наоборот, уменьшится, а давление вещества А возрастет, но на меньшую величину, чем та, которая отвечает дополнительно введенному количеству этого вещества. По достижении состояния равновесия соотношение между парциальными давлениями всех веществ, участвующих в реакции, будет вновь отвечать прежнему численному значению константы равновесия K_p , хотя парциальное содержание компонентов изменится.

Константы равновесия для гетерогенных реакций выражаются через парциальные давления компонентов газообразной фазы или — для реальных газов — через летучести газообразных компонентов. Опыт показывает, что неулетучивающиеся и нерастворимые конденсированные фазы не влияют на равновесие. Можно предположить, что каждая твердая фаза образует насыщенный пар, входящий в состав газообразной фазы. Рассмотрим, например, реакцию $\text{CaCO}_{3(\text{тв})} \rightleftharpoons \text{CaO}_{(\text{тв})} + \text{CO}_{2(\text{газ})}$. В данном случае имеются две твердые фазы и одна газообразная. Пусть парциальные давления веществ в системе равны p_{CaCO_3} , p_{CaO} , p_{CO_2} . Тогда по закону действующих масс

$$p_{\text{CaO}} p_{\text{CO}_2} / p_{\text{CaCO}_3} = \text{const.}$$

Но давление насыщенного пара вещества в присутствии его твердой фазы постоянно при постоянной температуре, и отношение $p_{\text{CaO}} / p_{\text{CaCO}_3}$ есть величина постоянная. Таким образом, можно написать:

$$p_{\text{CO}_2} = (p_{\text{CaCO}_3} / p_{\text{CaO}}) \cdot \text{const} = K_p,$$

т. е. константа равновесия данной реакции равна давлению углекислого газа.

Возможность осуществления процесса определяется величиной изобарно-изотермического (ΔG) или изохорно-изотермического (ΔF) потенциала, которые в стандартных условиях связаны с константами равновесия следующим образом:

$$\Delta G^0 = -RT \ln K_p; \quad (18.9) \quad \Delta F^0 = -RT \ln K_c. \quad (18.10)$$

Если в стандартных условиях (т. е. когда парциальные давления каждого из компонентов в исходной смеси равны единице) $\Delta G^0 < 0$, то реакция возможна; если $\Delta G^0 > 0$, реакция неосуществима. Аналогично при $\Delta F^0 < 0$ реакция идет в прямом направлении, при $\Delta F^0 > 0$ — в обратном.

Для определения направления процесса в нестандартных условиях следует пользоваться так называемым *уравнением изотермы химической реакции*:

$$\Delta G = RT \ln \frac{p_C^c p_D^d}{p_A^a p_B^b} - RT \ln K_p; \quad (18.11)$$

$$\Delta F = RT \ln \frac{[C]^c [D]^d}{[A]^a [B]^b} - RT \ln K_c. \quad (18.12)$$

Первый член правой части уравнения (18.11) содержит парциальные давления компонентов исходной системы (18.1); первый член правой части уравнения (18.12) — концентрации компонентов в исходной смеси. При $\Delta G < 0$ и $\Delta F < 0$ реакция идет в прямом направлении, при $\Delta G > 0$ и $\Delta F > 0$ — в обратном.

Возможность осуществления процесса и факторы, влияющие на полноту реакции. Если вопреки термодинамическому расчету ($\Delta G < 0$) реакция не идет, значит существует какое-либо торможение реакции, которое следует преодолеть, т. е. увеличить ее скорость. Факторами, влияющими и на кинетику, и на термодинамику процессов, являются температура, давление и концентрации реагентов. К факторам, влияющим только на скорость реакции, относятся в первую очередь катализаторы, которые, однако, не изменяют значений констант равновесия.

Количественную зависимость химического равновесия от температуры дает известное из химической термодинамики *уравнение изобары Вант-Гоффа*

$$\frac{d \ln K_p}{dT} = \frac{\Delta H}{RT^2}, \quad (18.13)$$

где ΔH — изменение энтальпии, или тепловой эффект реакции при постоянном давлении.

При интегрировании этого уравнения в небольшом интервале температур получают уравнение

$$\ln \frac{K_{p_{T_2}}}{K_{p_{T_1}}} = \frac{\Delta H}{R} \frac{T_2 - T_1}{T_2 T_1}. \quad (18.14)$$

Аналогично можно получить уравнение, называемое *уравнением изохоры Вант-Гоффа*:

$$\ln \frac{K_{\text{с}} T_2}{K_{\text{с}} T_1} = \frac{\Delta U}{R} \frac{T_2 - T_1}{T_2 T_1}, \quad (18.15)$$

где ΔU — изменение внутренней энергии системы, или тепловой эффект реакции при постоянном объеме.

Для большого интервала температур учитывают зависимость теплового эффекта от температуры, т. е. необходимо знание зависимостей теплоемкостей участвующих в реакции веществ от температур.

С повышением температуры K_p может возрасти или уменьшиться, тогда как скорость процесса в подавляющем большинстве случаев растет с ростом температуры. Поэтому без расчета скоростей нельзя предсказать суммарное действие изменения температуры на практическую степень превращения.

С повышением давления концентрация увеличивается, поэтому в большинстве случаев скорость реакции растет, но если процесс идет с увеличением объема, то неизвестно, каков будет общий итог. В таких случаях, очевидно, следует выбирать некоторое оптимальное значение.

Если исключить влияние давления на кинетику, то характер влияния давления на равновесный выход определяется знаком Δn , т. е. алгебраической разностью числа молей газообразных реагентов. При $\Delta n > 0$ увеличение давления нежелательно; наоборот, при $\Delta n < 0$ повышение давления выгодно, т. е. влияние давления в соответствии с принципом Ле-Шателье определяется знаком изменения объема.

Добавление инертного газа также сдвигает равновесный выход, так как разбавление им подобно уменьшению давления. Так, постепенное накопление в цикле нереагирующих газов (Ar , CH_4 и др.) приводит к снижению выхода аммиака в его производстве. Следовательно, для реакций, протекающих с уменьшением объема, разбавление инертным газом нежелательно; наоборот, при возрастании объема разбавление инертным газом увеличивает степень превращения.

Состав исходной смеси также влияет на достижение максимальной степени превращения того или иного вещества. Если расход одного из компонентов лимитирован технологией или экономическими соображениями, то при увеличении концентрации других компонентов в исходной смеси возрастает число молей образующихся продуктов и тем самым повышается степень превращения дефицитного вещества. Того же эффекта можно добиться, если выводить из реакционной зоны продукты реакции, связывая их в малодиссоциируемые, труднорастворимые и нелетучие вещества.

Для расчета равновесного превращения необходимо знать константу равновесия для данных условий и первоначально взятое число молей исходных веществ. Далее следует выра-

зять содержание каждого вещества при равновесии через первоначально взятые количества молей тех же веществ. Например, для реакции $0,5 \text{ N}_2 + 0,5 \text{ O}_2 \rightleftharpoons \text{NO}$ при 2500 К значение $K_p = 0,0455$. Надо узнать концентрацию NO в равновесной смеси (в мол. %), если исходная смесь содержала 21% кислорода и 79% азота. В соответствии со стехиометрическим уравнением примем концентрацию азота в равновесной смеси равной $(79-x)$, концентрацию кислорода — $(21-x)$, концентрацию NO равной $2x$. Выразив на основании закона действующих масс состав равновесной смеси

$$K_p = 0,0455 = \frac{[\text{NO}]}{[\text{N}_2]^{1/2} [\text{O}_2]^{1/2}} = \frac{2x}{(79-x)^{1/2} (21-x)^{1/2}}$$

и решая уравнение относительно x , получим его значение. Содержание NO в равновесной смеси равно $2x$, т. е. 1,8%.

18.2. КИНЕТИКА ХИМИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ

Скорость протекания химических процессов не всегда определяется собственно скоростью химических превращений. Иногда скорость процесса определяется скоростью подвода или отвода тепла или скоростью переноса массы из одной фазы в другую. В этих случаях реакторы должны иметь размеры, определяемые законами тепло- или массопередачи. Ниже рассматриваются кинетические закономерности собственно химических превращений.

Скорость химических реакций. Скоростью химической реакции называют изменение количества одного из реагирующих веществ в единицу времени в единице объема, а для реакций при постоянном объеме — изменение концентрации одного из реагирующих веществ в единицу времени. В этом случае скорость реакции можно представить как

$$w = \pm dc/d\tau. \quad (18.16)$$

Знак зависит от того, измеряется ли скорость по убыли концентрации одного из реагирующих веществ или по возрастанию концентрации одного из продуктов реакции; в первом случае ставят минус, во втором — плюс.

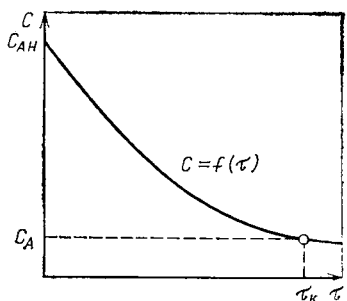
В соответствии с основным постулатом химической кинетики, скорость гомогенной реакции при постоянной температуре пропорциональна произведению концентраций реагирующих веществ в некоторой степени:

$$w = K c_A^{v_A} c_B^{v_B}. \quad (18.17)$$

В простейших случаях эти степени равны стехиометрическим коэффициентам перед формулами веществ в уравнении реакции.

Коэффициент пропорциональности K для каждой реакции при постоянной температуре является величиной постоянной и

Рис. 18.1. Зависимость концентрации реагирующего вещества c от времени τ



называется коэффициентом, или константой скорости реакции; он равен скорости реакции при концентрациях реагирующих веществ, равных единице.

Следует различать два понятия — порядок реакции и ее молекулярность. Они часто не совпадают.

Порядок реакции формально определяется суммой показателей степеней при концентрациях в кинетическом уравнении (18.17). В специальной литературе по химической кинетике описаны методы определения порядков реакций по каждому из вступающих в реакцию веществ.

Молекулярность простой реакции — это число молекул исходных веществ, участвующих в элементарном акте химического взаимодействия. Различают мономолекулярные, бимолекулярные и т. д. реакции. Одновременное столкновение более чем трех молекул маловероятно, поэтому практически протекают низкомолекулярные реакции.

Движущей силой химических превращений является разность равновесной и текущей концентраций реагирующего вещества в степени, соответствующей порядку реакции.

Рассмотрим процесс превращения вещества в какие-либо продукты реакции (рис. 18.1). Очевидно, концентрация уменьшается от начального значения c_{AH} и к моменту времени τ_K достигает значения c_A . Отношение

$$(c_{AH} - c_A)/c_{AH} = 1 - c_A/c_{AH} = x \quad (18.18)$$

называют *степенью превращения*. Из равенства (18.18) вытекают соотношения

$$c_A = c_{AH}(1 - x) \quad \text{и} \quad dc_A = -c_{AH}dx. \quad (18.19)$$

Поскольку скорость реакции, выраженная по убывающему веществу, согласно (18.16), равна

$$w = -dc_A/d\tau = Kc_A,$$

то с учетом изложенного

$$-\frac{dc_A}{d\tau} = c_{AH}K(1 - x) \quad (18.20) \quad \text{или} \quad \frac{dx}{d\tau} = K(1 - x). \quad (18.21)$$

Величина $(1-x)^n$ по физическому смыслу является движущей силой процесса в данный момент, и кинетические уравнения в дифференциальной форме для реакций различного порядка n можно записать следующим образом:

для реакций нулевого и первого порядка:

$$\frac{dx}{d\tau} = K_0; \quad (18.22) \quad \frac{dx}{d\tau} = K_1(1 - x); \quad (18.23)$$

для реакций второго и n -го порядка:

$$\frac{dx}{d\tau} = K_2 (1 - x)^2; \quad (18.24) \quad \frac{dx}{d\tau} = K_n (1 - x)^n. \quad (18.25)$$

Движущая сила непрерывных процессов. Концентрационный коэффициент полезного действия непрерывно действующих аппаратов. Движущая сила процесса представляет собой разность между предельным численным значением параметра и действительным его значением, например, для химических процессов — разность между равновесной и рабочей концентрацией. Обозначив равновесную концентрацию a и рабочую концентрацию c_x , можно движущую силу процесса выразить разностью $a - c_x$.

Согласно теории непрерывных процессов, разработанной А. Н. Плановским в 1944 г., реакционные аппараты подразделяют на аппараты идеального (полного) вытеснения, идеального (полного) смешения и промежуточного типа.

Для аппаратов идеального вытеснения по мере течения процесса движущая сила уменьшается монотонно от начального до конечного значения. Следовательно, убывает и скорость всего процесса в интервале длины аппарата $l_1 - l_2$, точно так же, как в периодическом процессе в интервале времени пребывания вещества в аппарате $\tau_1 - \tau_2$. Средняя движущая сила определяется как средняя логарифмическая величина.

В непрерывно действующем аппарате идеального смешения на протяжении всего процесса в любой точке реакционного объема концентрация c_x остается постоянной, равной конечному значению. Выравнивание концентраций исходных веществ на входе в аппарат происходит практически мгновенно. Естественно, что в последнем случае движущая сила процесса $a - c_x$ остается постоянной, равной конечному и, следовательно, наименьшему значению. Однако основную группу непрерывно действующих аппаратов составляют так называемые аппараты промежуточного типа, занимающие промежуточное положение между аппаратами идеального вытеснения и идеального смешения.

Отношение движущей силы в непрерывно действующем аппарате идеального смешения или промежуточного типа к движущей силе в аппарате идеального вытеснения, равное отношению времени проведения процесса в аппарате идеального вытеснения $\tau_{ид.в}$ ко времени проведения процесса в аппарате идеального смешения $\tau_{см}$ или в аппаратах промежуточного типа $\tau_{пр}$ называют *концентрационным коэффициентом* полезного действия аппарата — η_c . Таким образом,

$$\eta_c = \tau_{ид.в} / \tau_{см} \quad \text{и} \quad \eta_c = \tau_{ид.в} / \tau_{пр}. \quad (18.26)$$

Сопоставим скорости необратимых химических реакций в аппаратах идеального вытеснения и идеального смешения.

Для этих аппаратов при проведении реакций нулевого порядка

$$\tau_{\text{ид.в}} = x/K_0 \quad \text{и} \quad \tau_{\text{см}} = x/K_0.$$

Следовательно,

$$\eta_c = 1, \quad (18.27)$$

т. е. скорость реакции нулевого порядка не зависит от наличия перемешивания.

В случае реакции первого порядка, интегрируя уравнение (18.23) для аппарата идеального вытеснения, имеем:

$$\tau_{\text{ид.в}} = \frac{1}{K_1} \ln \frac{1}{1-x}. \quad (18.28)$$

В аппарате идеального смешения процесс идет при постоянной и конечной степени превращения: тогда

$$\frac{dx}{d\tau} = \frac{x}{\tau_{\text{см}}} = K_1(1-x) \quad (18.29)$$

или

$$\tau_{\text{см}} = x/[K_1(1-x)], \quad (18.30)$$

откуда находим

$$\eta_c = \frac{1-x}{x} \ln \frac{1}{1-x}. \quad (18.31)$$

Аналогично для реакции второго порядка найдем

$$\eta_c = 1 - x. \quad (18.32)$$

На рис. 18.2 показана зависимость к. п. д. аппарата идеального смешения от степени превращения и порядка реакции. Эта зависимость позволяет утверждать, что к. п. д. аппарата снижается с повышением степени превращения и порядка реакции, т. е. чем выше порядок реакции и степень превращения исходного вещества, тем сильнее сказывается отрицательное действие перемешивания на скорости химического превращения.

Таким образом, скорость превращения в аппарате идеального смешения меньше, чем в аппарате идеального вытеснения, при неизменном значении коэффициента скорости реакции K ; для достижения одной и той же степени превращения в аппарате идеального смешения требуется больше времени, чем в аппарате идеального вытеснения.

Выведенные выражения для к. п. д. аппарата включают только параметры, входящие в уравнения химической кинетики (концентрации), поэтому его целесообразно назвать концентрационным к. п. д., в отличие от гидродинамического к. п. д., который учитывает увеличение продолжительности процесса за счет перемешивания и возникающего в результате этого нежелательного выравнивания концентраций.

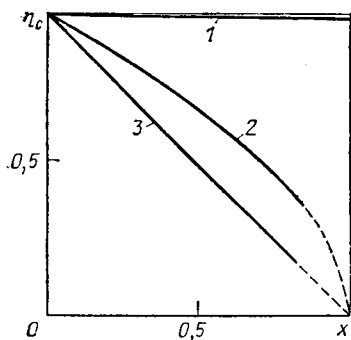


Рис. 18.2. Зависимость к.п.д. аппарата идеального смешения η_c от степени превращения x для реакций разного порядка: 1 — нулевого порядка; 2 — первого порядка; 3 — второго порядка

Влияние η_c на образование побочных продуктов. В реакторах наряду с основной реакцией протекают, как правило, и побочные реакции — последовательные и параллельные.

Проследим влияние к.п.д. аппарата на соотношение целевых и побочных продуктов на примере последовательных реакций в реакторах идеального смешения. Скорость образования продукта X из продукта A в аппарате идеального вытеснения определяется по уравнению (18.33), а скорость образования продукта Y из вещества X — по уравнению (18.34):

$$\frac{dx}{d\tau} = K_X (a - x); \quad (18.33) \quad \frac{dy}{d\tau} = K_Y (x - y), \quad (18.34)$$

где a — начальное количество исходного вещества A; x — количество образовавшегося продукта X; y — количество вещества X, превращенное в продукт Y.

Сопоставляя два последних равенства, получим:

$$\frac{dy}{dx} = \frac{K_Y}{K_X} \frac{x - y}{a - x}. \quad (18.35)$$

Обозначим отношение коэффициентов скоростей $K_Y/K_X = B$; при решении дифференциального уравнения (18.35) получим:

$$y_k = x_k - \frac{(a - x_k)^B - (a - x_k)}{1 - B}, \quad (18.36)$$

где y_k и x_k — конечные значения параметров y и x .

Согласно предыдущему, для аппаратов идеального смешения имеем:

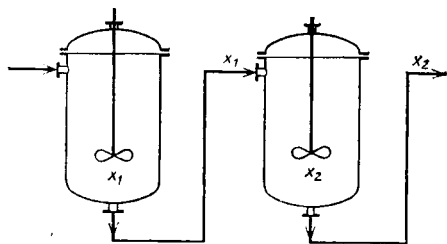
$$\frac{x}{\tau_{см}} = K_X (a - x); \quad \frac{y}{\tau_{см}} = K_Y (x - y)$$

или

$$\frac{y}{x} = B \frac{x - y}{a - x}; \quad y_k = \frac{B x_k^2}{(a - x_k) - B x_k}. \quad (18.37)$$

Подставляя в уравнения (18.36) и (18.37) конкретные числовые значения, легко убедиться в том, что в случае идеального смешения значения y_k больше и, следовательно, уменьшение к.п.д. приводит не только к увеличению продолжительности процесса τ , но и к ухудшению качества процесса (к росту количества побочных продуктов).

Рис. 18.3. Схема агрегата, состоящего из двух соединенных последовательно аппаратов идеального смешения



Это положение можно подтвердить и для реакций высших порядков, а также для аппаратов промежуточного типа, применяя рассмотренную схему рассуждения.

Секционирование как основной метод повышения к. п. д. аппарата. Предположим, что для проведения какого-либо химического процесса выбран агрегат, состоящий из двух соединенных последовательно аппаратов идеального смешения (рис. 18.3). В первом аппарате степень превращения равна x_1 , во втором — x_2 . Согласно предыдущему, суммарное время пребывания реагентов в агрегате $\tau = \tau_1 + \tau_2$ (где τ_1 — время пребывания в первом аппарате, τ_2 — во втором). Таким образом, для реакции первого порядка

$$\tau = \frac{x_1}{K(1-x_1)} + \frac{x_2 - x_1}{K(1-x_2)}. \quad (18.38)$$

Очевидно, τ является функцией распределения нагрузки. Найдем минимальное значение τ , для чего продифференцируем правую часть уравнения (18.38) исходя из постоянства x_2 , и для нахождения минимума приравняем производную нулю:

$$\frac{d\tau}{dx_1} = \frac{1}{K(1-x_1)^2} - \frac{1}{K(1-x_2)} = 0,$$

откуда

$$K(1-x_1)^2 = K(1-x_2); \quad x_1 = x_2 - x_1 + x_1^2.$$

После преобразования получим:

$$x_1/(1-x_1) = (x_2 - x_1)/(1-x_2). \quad (18.39)$$

Отсюда следует, что $\tau_1 = \tau_2$ или $V_{a1} = V_{a2}$. Таким образом, оптимальным отношением является равенство объемов аппаратов.

Многочисленные исследования показали, что правило $V_{a1} = V_{a2} = V_{a3}$ и т. д. сохраняет свою силу не только для двухсекционной системы и реакций первого порядка, но и для систем из N ступеней и реакций n -го порядка. На основании сказанного можно считать, что в любом случае для реакции $w = f(x)$ в многосекционном агрегате, состоящем из N секций, к. п. д. будет равен:

$$\eta_c = \frac{\int_1^N f(x) dx}{\frac{x_1}{f(x_1)} + \frac{x_2 - x_1}{f(x_2)} + \dots + \frac{x_N - x_{N-1}}{f(x_N)}}. \quad (18.40)$$

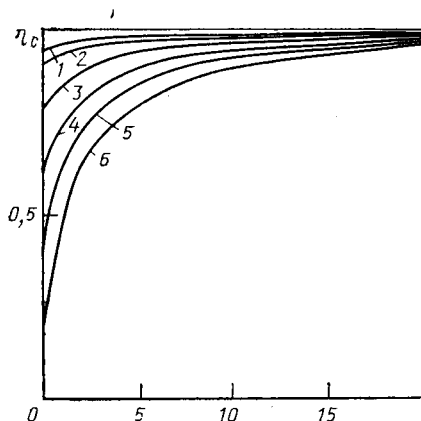


Рис. 18.4. Влияние числа секций N и степени превращения x на к. п. д. аппарата η_c для реакции первого порядка:

1 — $x=0,1$; 2 — $0,2$; 3 — $0,3$; 4 — $0,4$; 5 — $0,5$; 6 — $x=0,6$

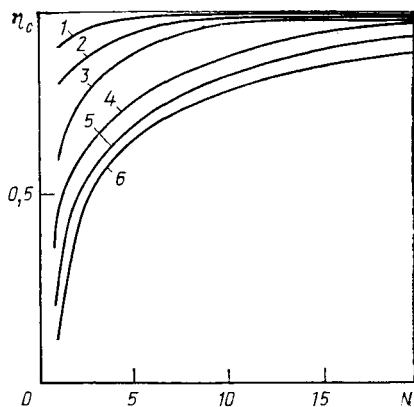


Рис. 18.5. Влияние числа секций N и степени превращения x на к. п. д. аппарата η_c для реакции второго порядка:

1 — $x=0,1$; 2 — $0,2$; 3 — $0,3$; 4 — $0,4$; 5 — $0,5$; 6 — $x=0,6$

На рис. 18.4 и 18.5 показано влияние числа секций и степени превращения на к. п. д. аппарата. Из рисунков следует, что к. п. д. зависит от числа секций и степени превращения, причем эта зависимость проявляется тем более резко, чем выше порядок реакции.

Следует отметить, что при $N=\infty$ к. п. д. системы соответствует аппарату идеального вытеснения. Практически это имеет место при $N=8-10$.

При выполнении приближенных технических расчетов можно рекомендовать использование общего эмпирического равенства для определения к. п. д. многосекционного агрегата:

$$\eta_{cN} = 30 \frac{mN}{30 + (m-1)N}. \quad (18.41)$$

В этом равенстве, кроме приведенных выше обозначений,

$$m = 30\eta_{c1}/(1 - \eta_{c1}),$$

где η_{c1} — к. п. д. односекционного агрегата.

Влияние температуры на коэффициент скорости реакции. Это влияние подчинено закону Аррениуса, согласно которому

$$K = z_0 \exp(-E/RT), \quad (18.42)$$

где z_0 — некоторая постоянная (фактор столкновения молекул между собой); E — энергия активации реагирующих веществ; R — газовая постоянная.

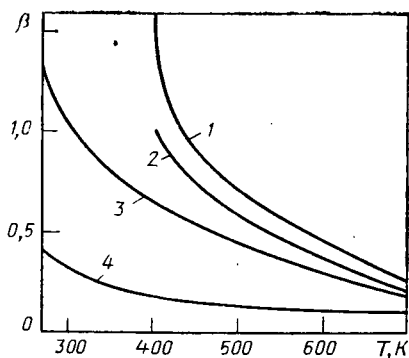
Из этого уравнения можно получить:

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = \frac{E}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right), \quad (18.43)$$

где K_1 и K_2 — коэффициенты скорости, соответствующие абсолютным температурам T_1 и T_2 .

Рис. 18.6. Зависимость температурного коэффициента скорости реакции β от температуры T и энергии активации E :

1 — $E=334\,000$ Дж/моль;
2 — $E=250\,000$ Дж/моль; 3 — $E=167\,000$ Дж/моль;
4 — $E=83\,500$ Дж/моль



Отношение $K_{T+10}/K_T = \beta$ называют температурным коэффициентом скорости реакции. На рис. 18.6 показано влияние энергии активации и температуры на коэффициент β . Из рисунка следует, что β увеличивается с ростом энергии активации и с уменьшением температуры.

Следует отметить, что значению $\beta=2-4$ соответствует так называемая кинетическая область протекания процесса, а значению $\beta=1,2-1,5$ — диффузионная область. Промежуточным значениям β соответствует промежуточная диффузионнокинетическая область.

18.3. МАТЕРИАЛЬНЫЙ И ТЕПЛОВОЙ БАЛАНСЫ ХИМИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ

Материальный баланс химических процессов составляют для определения количеств перерабатываемых и получаемых материалов. Очевидно, знание этих количеств необходимо для определения основных размеров аппарата, составления теплового баланса и проведения всех прочих расчетов.

Вычисляемые количества материалов могут быть отнесены к единице времени (кг/сут.; кг/ч; кг/с) или к единице массы получаемого готового продукта. В последнем случае материальный баланс не меняется с изменением мощности производства.

Основой для составления материального баланса служит стехиометрическое уравнение химической реакции (18.1). Обозначим M_A, M_B, M_C, M_D — молекулярные массы взаимодействующих продуктов, а G — количество основного исходного продукта (например, A). Допустим, что реакция (18.1) протекает необратимо слева направо. Тогда в конце процесса израсходуется все вещество A, т. е. $G_A=0$.

Количество израсходованного вещества B составляет

$$G_B = G_A (bM_B/aM_A),$$

а количества образующих веществ C и D составляют

$$G_C = G_A (cM_C/aM_A); \quad G_D = G_A (dM_D/aM_A).$$

Результат расчета материального баланса при условии сделанных допущений (однонаправленное течение реакции, 100%-ное превращение) может быть представлен в следующем виде:

A	G_A
B	$G_A(bM_B/aM_A)$
Всего поступает	$G_A + G_A(bM_B/aM_A)$
C	$G_A(cM_C/aM_A)$
D	$G_A(dM_D/aM_A)$
Всего образуется	$G_A(cM_C/aM_A) + G_A(dM_D/aM_A)$

Очевидно, при правильном расчете массы поступающих и образующихся веществ должны быть равны.

Уравнение, выражающее *тепловой баланс химического процесса*, может быть представлено в следующей общей форме:

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5, \quad (18.44)$$

где Q_1 — тепло, вносимое в аппарат с перерабатываемыми веществами; Q_2 — тепло, отдаваемое теплоносителем перерабатываемым веществам; Q_3 — тепловой эффект процесса; Q_4 — тепло, уносимое из аппарата продуктами реакции; Q_5 — тепло, теряемое в окружающую среду.

Количество тепла, вносимое в аппарат с перерабатываемыми веществами и уносимое из аппарата с продуктами реакции, может быть определено с помощью известного равенства:

$$Q = \sum Gct, \quad (18.45)$$

где G — массы веществ; c — теплоемкости материалов; t — температура.

Тепловой эффект реакции вычисляют по теплотам образования из элементов реагирующих и образующихся соединений. При этом пользуются законом Гесса, который в данном случае приводит к равенству

$$q_p = \sum q_k - \sum q_n, \quad (18.46)$$

где q_p — тепловой эффект реакции; $\sum q_n$ — сумма теплот образования соединений, вступающих в химическое взаимодействие; $\sum q_k$ — сумма теплот образований соединений, образующихся при химическом взаимодействии.

Теплоту реакции q_p , вычисленную указанным способом, находят в справочниках физико-химических величин для температуры 20 (25) °С. Чтобы найти тепловой эффект при более высокой температуре реакции, необходимо воспользоваться законом Кирхгофа, математическая интерпретация которого приводит к уравнению:

$$dq/dT = \Delta c_p \quad (18.47)$$

где Δc_p — разность суммарных теплоемкостей полученных продуктов и исходных веществ с учетом стехиометрических коэффициентов.

Зависимость теплоемкостей от температуры выражается обычно уравнением типа

$$c_p = a + bT + cT^2 + \dots, \quad (18.48)$$

где a , b , c — эмпирические константы; T — температура.

Очевидно, связь Δc_p с температурой выразится уравнением, аналогичным уравнению (18.48):

$$\Delta c_p = a_1 + b_1 T + c_1 T^2 + \dots \quad (18.49)$$

Соответственно этому уравнение, выражающее закон Кирхгоффа, может быть переписано в виде

$$dq/dT = a_1 + b_1 T + c_1 T^2 + \dots, \quad (18.50)$$

где a_1, b_1, c_1 — коэффициенты, численно равные разности между соответствующими коэффициентами a, b, c в формулах теплоемкостей конечных продуктов и исходных веществ.

Интегрирование уравнения (18.50) дает следующую зависимость между тепловым эффектом реакции и температурой:

$$q = a_1 T + \frac{1}{2} b_1 T^2 + \frac{1}{3} c_1 T^3 + \dots C \quad (18.51)$$

Обозначив через q_0 теплоту реакции при 20 или 25 °С, легко вычислить постоянную интегрирования

$$C = q_0 - \left(a_1 T + \frac{1}{2} b_1 T^2 + \frac{1}{3} c_1 T^3 + \dots \right) \quad (18.52)$$

и определить тепловой эффект реакции при температуре T по уравнению (18.51).

18.4. ПРИНЦИПИАЛЬНЫЕ СХЕМЫ ХИМИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ

Все принципиальные схемы химических процессов можно подразделить на две группы: одностадийные (рис. 18.7, а) и рециркуляционные (рис. 18.7, б).

В одностадийных схемах исходное сырье поступает в реактор (Р), где подвергается полному превращению. Полученные вещества поступают в очистительную аппаратуру (О), в которой делятся на готовый продукт и примеси.

В циркуляционной схеме в реакторе (Р) происходит неполное превращение сырья, поэтому производится повторная его переработка. В этом случае в реактор (Р) поступает смесь первичного исходного сырья и обратного сырья, и достигается оптимальное его превращение. Смесь готового продукта и исходного непрореагировавшего сырья из реактора поступает в

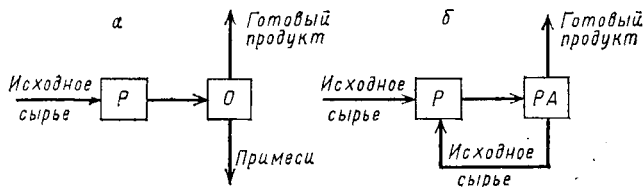


Рис. 18.7. Принципиальные схемы процессов:
а — одностадийного; б — рециркуляционного

разделительный аппарат (РА), где отбирается готовый продукт. Непрореагировавшее сырье возвращается в реактор.

Расчет аппаратуры для первой и второй групп схем различен. Аппаратуру схем первой группы рассчитывают по заданным исходным и конечным параметрам процесса. Аппаратура схем второй группы должна быть рассчитана в нескольких вариантах, и только технико-экономическое сравнение позволяет найти оптимальные параметры процессов в реакторе и разделительном агрегате.

18.5. МЕТОДЫ РАСЧЕТА РЕАКТОРОВ

Основной размер аппарата (емкость, поверхность фазового контакта) определяют из общего соотношения

$$A = M/DK, \quad (18.53)$$

где M — количество материала, подвергаемого химическим превращениям или перенесенного из одной фазы в другую; количество подводимого или отводимого тепла; D — движущая сила процесса; K — коэффициент скорости процесса.

В зависимости от того, какой фактор является решающим, основной размер реактора может определяться временем протекания процесса (если процесс протекает в кинетической области), скоростью переноса вещества из одной фазы в другую (если процесс протекает в диффузионной области) или скоростью подвода (отвода) тепла. В двух последних случаях расчет ведут как в случае расчета массообменной и теплообменной аппаратуры.

В дальнейшем остановимся на расчете реакторов, основной размер которых определяет время пребывания реагирующих веществ в рабочей зоне аппарата; при этом будут рассмотрены реакторы идеального смешения периодического и непрерывного действия, каскад реакторов идеального смешения, реакторы идеального вытеснения и реакторы промежуточного типа.

Реакторы идеального смешения периодического действия. В простейшем случае аппарат представляет собой котел, снабженный рубашкой или змеевиками и мешалкой, обеспечивающей столь интенсивное перемешивание, что концентрации в аппарате в любой точке объема можно считать практически одинаковыми и изменяющимися только во времени.

При расчете таких аппаратов задана производительность в единицу времени (например, в сутки), период процесса $\Delta\tau$, который складывается из продолжительности процесса и времени, затрачиваемого на загрузку, выгрузку и другие вспомогательные операции. Определив период процесса $\Delta\tau$, легко определить число партий продукта β , которое может быть выпущено за сутки одним аппаратом.

Выражая $\Delta\tau$ в часах, получим соотношения

$$\beta\Delta\tau = 24 \quad \text{и} \quad \beta = 24/\Delta\tau. \quad (18.54)$$

Число партий α , которое должно быть выпущено за сутки для обеспечения заданной производительности, составляет

$$\alpha = v_{\text{сут}}/v_a, \quad (18.55)$$

где $v_{\text{сут}}$ — суточный объем перерабатываемых материалов.

Из уравнений (18.54) и (18.55) можно найти зависимость

$$\alpha/\beta = (v_{\text{сут}}/24) (\Delta\tau/v_a) = n, \quad (18.56)$$

где n — число параллельно работающих аппаратов.

Задаваясь рабочим объемом аппарата v_a , можно по уравнению (18.56) определить число аппаратов n или же, выбрав число аппаратов, вычислить рабочий объем аппарата. Если целесообразна установка одного аппарата ($n=1$), то из уравнения (18.56) можно определить его рабочий объем:

$$v_a = v_{\text{сут}}\Delta\tau/24. \quad (18.57)$$

Реакторы идеального смешения непрерывного действия. В проточных реакторах идеального смешения концентрации равны во всех точках объема и неизменны во времени. Диаграмма $c-\tau$ для этого реактора представлена на рис. 18.8. Как видно из рисунка, в таком аппарате начальная концентрация $c_{\text{АН}}$ мгновенно падает до конечной $c_A = c_K$, и при этой концентрации происходит превращение вещества. Время взаимодействия в этом случае определяется для реакций первого порядка по уравнению (18.30), а рабочий объем аппарата — по уравнению (18.58):

$$\tau_{\text{см}} = x_K/K_1(1 - x_K); \quad v_a = v_\tau\tau_{\text{см}}, \quad (18.58)$$

где x_K — концентрация вещества в аппарате ($c_A = c_K$); v_τ — объем, перерабатываемый за время τ .

Напомним, что аппарат идеального смешения характеризуется самым низким к.п.д. и следовательно, объем его при прочих равных условиях максимален.

Каскад реакторов идеального смешения. В целях повышения к.п.д. аппаратов идеального смешения из них делают кас-

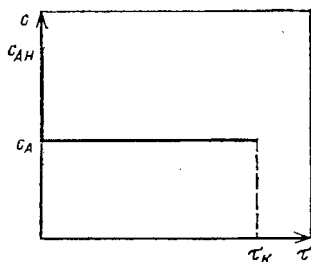


Рис. 18.8. Зависимость концентрации c от времени τ в проточном реакторе идеального смешения:

$c_{\text{АН}}$ — начальная концентрация; c_A — концентрация вещества в аппарате

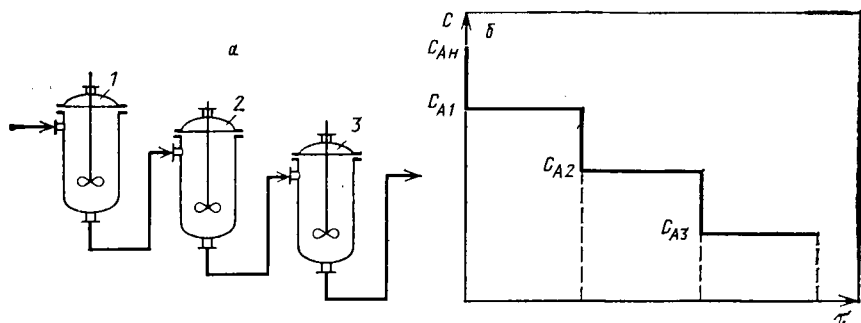


Рис. 18.9. Каскад аппаратов идеального смешения (а) и зависимость концентрации c от времени τ в каскаде аппаратов (б)

кад (рис. 18.9). Для определения числа реакторов в каскаде целесообразно использовать графический метод (рис. 18.10). Пусть для реакции первого порядка в первом реакторе начальная степень превращения x_n увеличивается до x_1 . Из рассмотрения треугольника abc следует:

$$ac/ab = (x_1 - x_n)/w = \tan \alpha, \quad (18.59)$$

где $\tan \alpha$ — наклон прямой bc к оси скоростей реакции $w = \Delta x / \Delta \tau$.

Проводя из точки b прямую до пересечения с осью абсцисс (точка c), получим концентрацию x_1 . Вертикаль из этой точки до пересечения с кривой скорости дает точку d . Проводя прямую из точки d под углом α , найдем на пересечении с осью абсцисс концентрацию x_2 . Повторяя подобные манипуляции, получаем ступенчатую ломаную в пределах x_n — x_n . Число ступеней ломаной соответствует необходимому числу реакторов в каскаде. Угол α для определения положения наклонных линий

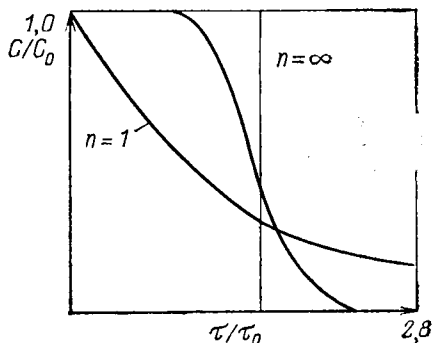
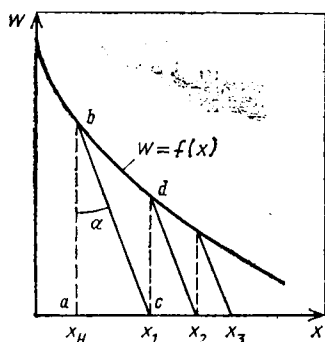


Рис. 18.10. Графический метод определения числа реакторов в каскаде

Рис. 18.11. Кривые вымывания вещества при различных числах псевдоступеней n (F-диаграмма)

легко найти путем следующих рассуждений. По определению, скорость $w\tau = x_1 - x_n$. Следовательно,

$$(x_1 - x_n)/w = \operatorname{tg} \alpha = \tau.$$

Но $\tau = v_a/v_\tau$ и, следовательно, $\operatorname{tg} \alpha = v_a/v_\tau$.

Обычно при проведении расчетов имеют заданную величину v_τ . Значением v_a (в данном случае объемом одного аппарата каскада) задаются, и построением ступенчатой ломаной находят необходимое число аппаратов в каскаде.

Реакторы идеального вытеснения. Моделью реактора идеального вытеснения может служить труба с достаточно высоким отношением длины l к диаметру D (обычно $l/D > 20$). В таком реакторе для каждого сечения можно принять, что концентрации в направлении радиуса идеально выравниваются (идеальное перемешивание), а перемешивание в продольном направлении отсутствует. При таких условиях изменение концентрации c_A будет точно соответствовать таковому в аппарате периодического действия (см. рис. 18.1), если по оси абсцисс будет откладываться не время τ , а длина аппарата l . Рабочий объем будет определяться как $v_a = v_{\text{сек}}\tau$, причем τ вычисляют с помощью приведенных ранее уравнений химической кинетики.

Реакторы промежуточного типа. В этих реакторах, которые можно представить себе также трубчатыми с идеальным перемешиванием в радиальном направлении, имеет место еще и продольное перемешивание, эффект которого можно учесть диффузионной составляющей по аналогии с молекулярной диффузией (закон Фика)

$$D_l \frac{\partial^2 c}{\partial l^2},$$

где D_l — эффективный коэффициент диффузии, учитывающий продольное перемешивание.

Для этого случая кинетическое уравнение примет вид (18.60) или, с учетом одновременно протекающих процессов, — (18.61):

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} = -u \frac{\partial c}{\partial l} + D_l \frac{\partial^2 c}{\partial l^2}; \quad (18.60)$$

$$u \frac{\partial c}{\partial l} - D_l \frac{\partial^2 c}{\partial l^2} - Kc_A = 0, \quad (18.61)$$

где u — линейная скорость потока.

Уравнение (18.61) может быть решено численным методом; кроме того, величина D_l может быть определена с достаточной точностью только экспериментальным путем.

Для аппаратов промежуточного типа целесообразно ввести гидравлический к. п. д., определяемый экспериментально. На основании опытов по «вымыванию» раствора растворителем и замера концентраций определяют число ступеней, которому соответствует данная конструкция аппарата, и по нему нахо-

дят к. п. д., позволяющий вычислить продолжительность процесса τ . Сущность этого метода (метода ступенчатой функции) заключается в следующем. В «холодную» модель проектируемого аппарата на входе основного потока вводят непрерывно и равномерно метящее вещество (трассер). После достижения стационарного режима поток метящего вещества мгновенно прекращают и далее через определенные промежутки времени измеряют его концентрацию на выходе из аппарата. Результат замеров представляют графически в координатах c/c_0 , τ/τ_0 на диаграмме, получившей название F -диаграммы. Пример построения F -диаграммы приведен на рис. 18.11. На этой диаграмме имеется семейство кривых, отвечающих различным числам n псевдоступеней. Выбирая значения c/c_0 и τ/τ_0 , необходимые для данной скорости основного потока, находим величину n .

Очевидно, что опытов по вымыванию недостаточно для определения продолжительности процесса. Необходимы параллельные серии опытов по нахождению кинетической кривой процесса $\omega = f(x)$, которые проводятся заведомо в аппарате идеального вытеснения (обычно это аппараты периодического действия).

Располагая указанными данными, можно вычислить продолжительность процесса по уравнению (18.38). Отметим особо, что при указанном способе решения задачи уравнение (18.38) содержит в скрытом виде концентрационный коэффициент полезного действия, включающий $\omega = f(x)$, степени превращения и порядок реакции, а также гидравлический к. п. д., который через n учитывает величины D_i , u и l . В этом — достоинство метода.

Вторым существенным достоинством метода является аналитическая возможность контроля F -диаграммы. Теоретически процесс вымывания метящего вещества может быть описан на основании сравнительно несложных равенств:

$$c = c_0 \left[\left(n \frac{\tau}{\tau_0} \right)^{n-1} \frac{1}{(n-1)!} + \left(n \frac{\tau}{\tau_0} \right)^2 \frac{1}{(n-2)!} + \dots \frac{n\tau}{\tau_0} + 1 \right] e^{-n \frac{\tau}{\tau_0}}$$

или

$$\frac{c}{c_0} \cdot e^{n \frac{\tau}{\tau_0}} - 1 = \sum_{i=1}^{i=n-1} \left(n \frac{\tau}{\tau_0} \right)^{n-i} \frac{1}{(n-i)!},$$

где τ — текущее время; τ_0 — время идеального вытеснения трассера; c_0 — начальная концентрация метящего вещества; c — концентрация метящего вещества во время τ ; n — число псевдосекций.

Предложен и ряд других методов определения перемешивания в аппаратах промежуточного типа, однако они менее эффективны и поэтому здесь не рассмотрены.

МЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ

Измельчение — процесс деления твердого тела на части, при котором путем приложения внешних сил преодолеваются силы молекулярного притяжения в измельчаемом твердом теле и образуются новые поверхности.

Классификация — процесс разделения однородного сыпучего материала по размерам кусков (частиц). Классификацию также широко применяют в химической технологии, так как по технологическим требованиям часто необходимо направлять на переработку материалы, размеры кусков (частиц) которых должны находиться в строго определенных пределах.

19.1. ИЗМЕЛЬЧЕНИЕ ТВЕРДЫХ ТЕЛ

Измельчение широко применяют в химической технологии, так как использование измельченных твердых тел позволяет значительно ускорить растворение, химическое взаимодействие, обжиг и другие процессы, протекающие тем быстрее, чем больше поверхность участвующих в них твердых тел.

На существующих в настоящее время машинах можно проводить различные процессы измельчения твердых тел — от измельчения глыб материала объемом до 2 м^3 до коллоидного измельчения, позволяющего получить продукт с частицами размером до $0,1 \text{ мкм}$.

Процесс измельчения характеризуется *степенью измельчения* — отношением среднего размера куска материала до измельчения d_n к среднему размеру куска после измельчения

$$i = d_n / d_k. \quad (19.1)$$

Куски исходного материала и куски или частицы, получаемые в результате измельчения, не имеют правильной формы. Поэтому на практике размеры кусков (d_n и d_k) характеризуются размером отверстий сит, через которые просеивают сыпучий материал до и после измельчения.

Оптимальные условия работы каждой из измельчающих машин и зависимости от ее устройства обеспечиваются при определенной степени измельчения, которая колеблется от $i=3-6$ для машин крупного измельчения до $i=100$ и более для машин мелкого и тонкого измельчения.

Для получения высоких степеней измельчения прибегают к проведению процесса измельчения в несколько стадий на последовательно включенных машинах.

В зависимости от начальных и конечных размеров наибольших кусков и частиц материала условно различают следующие виды измельчения:

Вид измельчения	d_n , мм	d_k , мм
Крупное	1500—150	250—25
Среднее	150—25	25—5
Мелкое	25—5	5—1
Тонкое	5—1	1—0,075
Коллоидное	0,2—0,1	До $1 \cdot 10^{-4}$

Крупное и среднее измельчение проводят, как правило, сухим способом, а мелкое и тонкое — как сухим, так и мокрым способами (в жидкости, обычно в воде). При мокром измельчении частицы получаемого продукта имеют более равномерные размеры; кроме того, уменьшается пылеобразование и облегчается выгрузка готового продукта.

Схемы измельчения. Осуществление процессов измельчения связано с затратой большого количества энергии. Поэтому перед проведением процессов измельчения исходный материал классифицируют, отделяя от него куски (частицы), по размерам равные кускам и меньшие кусков (частиц) конечного продукта. Таким путем удастся уменьшить расход энергии на измельчение, избежать переизмельчения материала и получить продукт более равномерный по размерам кусков (частиц).

Измельчение может проводиться в открытом и замкнутом циклах, а также в один или несколько приемов.

При *измельчении в открытом цикле* куски материала проходят через измельчающую машину только один раз, не возвращаясь в нее. Обычно в открытом цикле проводят крупное и среднее измельчение, когда нет необходимости в точных размерах конечного продукта. При наличии мелочи в исходном материале его предварительно классифицируют (рис. 19.1, а) и отделенную мелочь присоединяют к конечному продукту.

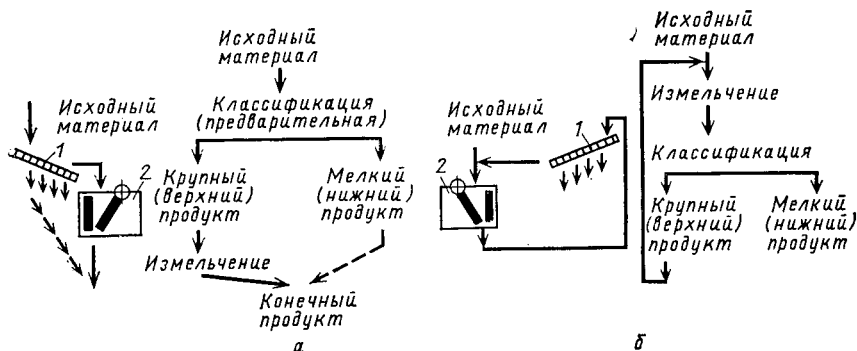


Рис. 19.1. Схемы измельчения в один прием:

а — по открытому циклу; б — по замкнутому циклу; 1 — грохот; 2 — дробилка

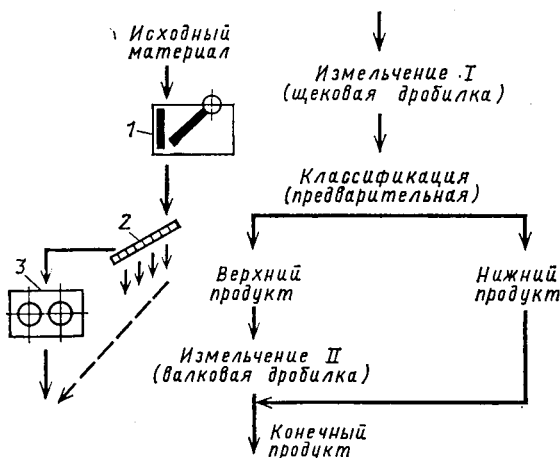


Рис. 19.2. Схема измельчения в два приема:
1 — щековая дробилка; 2 — грохот; 3 — валковая дробилка

При *измельчении в замкнутом цикле* измельчающая машина работает с классифицирующими и транспортирующими устройствами, при помощи которых крупный продукт непрерывно возвращается для повторного измельчения (рис. 19.1, б). Такая схема широко используется при тонком измельчении, где требуется однородность конечного продукта. Работа по замкнутому циклу позволяет снизить расход энергии на измельчение и повысить производительность оборудования.

При *измельчении в два приема* (рис. 19.2) после первой измельчающей машины материал поступает на предварительную классификацию, а затем направляется на вторую измельчающую машину. Такая схема позволяет получать наиболее равномерный по размерам частиц продукт.

Количество материала, возвращаемого на повторное измельчение при работе по замкнутому циклу («циркуляционная нагрузка»), может колебаться в широких пределах (25—600% от количества исходного материала).

Методы измельчения. Измельчение материалов производится *раздавливанием, раскалыванием, ударом и истиранием*. Схематически эти методы измельчения показаны на рис. 19.3.

При измельчении всегда одновременно сочетается несколько методов, так как они неизбежно сопутствуют друг другу. Так, например, истирание обычно сопровождается раздавливанием, раскалыванием и в меньшей степени ударами. Истирание при измельчении вызывает образование большого количества пыли и ведет к переизмельчению, что часто бывает весьма нежелательным.

Выбор того или иного метода измельчения зависит от крупности и прочности измельчаемых материалов.

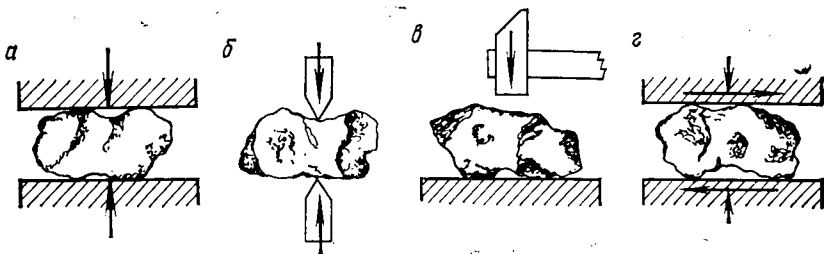


Рис. 19.3. Методы измельчения материалов:

а — раздавливание; б — раскалывание; в — удар; г — истирание

В зависимости от механической прочности (предела прочности при сжатии $\sigma_{сж}$) все материалы делятся на следующие три группы:

1) материалы с низкой механической прочностью $\sigma_{сж} \leq 10$ МПа (свинцовый блеск, каменный уголь, торф, комкующиеся соли и др.);

2) материалы со средней механической прочностью $\sigma_{сж} = 10—50$ МПа (сланцы, слабые известняки и песчаники и др.);

3) материалы с высокой механической прочностью $\sigma_{сж} > 50$ МПа (прочные известняки и песчаники, гранит, базальт, серый колчедан, медные и железные руды, мрамор, кварц, фосфориты и др.).

В зависимости от физико-механических свойств материалов обычно выбирают следующие методы измельчения:

Материал	Методы измельчения
Прочный и хрупкий	Раздавливание, удар
Прочный и вязкий	Раздавливание
Хрупкий, средней прочности	Удар, раскалывание, истирание
Вязкий, средней прочности	Истирание, удар, раскалывание

На выбор метода измельчения большое влияние оказывают склонность материала к комкованию, его влажность и другие свойства.

Теории измельчения. Как указывалось выше, на процессы измельчения требуются значительные затраты энергии. Эти затраты являются наиболее существенным фактором, характеризующим процесс. Предпринимаются попытки оценивать расход энергии на измельчение, исходя из существующих теорий измельчения.

Поверхностная теория, предложенная П. Риттингером, исходит из того, что при измельчении работа расходуется на преодоление сил молекулярного притяжения по поверхностям разрушения материала, т. е. по вновь образующимся при измельчении поверхностям. Отсюда следует, что *работа, необходимая для измельчения, пропорциональна вновь образующейся поверхности измельчаемого материала.*

Так как удельная поверхность кусков (частиц) материала обратно пропорциональна их линейным размерам, то удельная работа измельчения кусков материала (работа, затрачиваемая на измельчение единицы объема кускового материала) от размеров d_n до размеров d_k может быть выражена соотношением:

$$A = K (1/d_k - 1/d_n), \quad (19.2)$$

где K — коэффициент, характеризующий затраты работы на единицу поверхности материала, образующейся при измельчении; зависит от свойств измельчаемого материала и определяется опытным путем.

Объемная теория, предложенная В. Л. Кирпичевым в 1874 г. и позднее (в 1885 г.) Ф. Киком, исходит из того, что при измельчении работа расходуется на деформацию материала, которая предшествует его разрушению. При этом работа расходуется до достижения предельной (разрушающей) деформации. Отсюда следует, что *работа, необходимая для измельчения, пропорциональна уменьшению объема кусков материала перед их разрушением.*

Исходя из закона Гука, работу деформации материала при сжатии можно определить по соотношению

$$A = \sigma_{сж} \Delta V / (2E), \quad (19.3)$$

где ΔV — уменьшение объема кусков материала в результате их деформации перед разрушением; E — модуль упругости материала.

Формула (19.3) не является точной, так как разрушение материалов происходит при напряжениях, равных пределу прочности при сжатии. Согласно объемной теории, расход энергии на измельчение пропорционален объему тела и, следовательно, отношение работ A_1 и A_2 , затраченных на измельчение двух тел, имеющих объемы V_1 и V_2 , равно

$$A_1/A_2 = V_1/V_2. \quad (19.4)$$

Работа выражается произведением силы P на деформацию Δl , которая, согласно закону Гука, пропорциональна линейному размеру тела l , т. е. $A = aPl$ (где a — коэффициент пропорциональности). Объем тела пропорционален кубу его линейных размеров, т. е. $V = bl^3$ (где b — коэффициент пропорциональности). Учитывая эти соотношения, выражение (19.4) можно переписать в следующем виде

$$\frac{aP_1 l_1}{aP_2 l_2} = \frac{bl_1^3}{bl_2^3} \quad \text{или} \quad \frac{P_1}{P_2} = \frac{l_1^2}{l_2^2}. \quad (19.5)$$

Таким образом, согласно объемной теории, усилия измельчения пропорциональны квадратам сходственных линейных размеров или поверхностям тел, а произведенная работа — объемам этих тел.

Теория, предложенная П. А. Ребиндером, исходит из того, что расходуемая на измельчение материала энергия определяется суммой работ, затрачиваемых на деформацию измельчаемых тел и на образование новых поверхностей.

Указанные теории не отражают в полной мере всех явлений, происходящих при измельчении, поэтому ни одна из них не нашла практического применения при создании инженерных методов расчета измельчителей. Мощность двигателей измельчающих машин в настоящее время определяется на основании опытных данных.

19.2. ИЗМЕЛЬЧАЮЩИЕ МАШИНЫ

Измельчающие машины разделяются на дробилки и измельчители* (*мельницы*). *Дробилками* называют машины для крупного и среднего измельчения (дробления). *Измельчителями* (*мельницами*) называют машины для мелкого, тонкого и коллоидного измельчения (помола). Такое подразделение в значительной мере условно, так как отдельные типы дробилок и мельниц используют для проведения смежных видов измельчения.

Основные измельчающие машины по конструктивным признакам подразделяются на следующие виды: 1) щековые дробилки; 2) конусные дробилки; 3) молотковые дробилки; 4) валковые дробилки; 5) бегуны; 6) пальцевые (ударные) измельчители (дезинтеграторы и дисмембраторы); 7) шаровые и стержневые барабанные измельчители (мельницы); 8) струйные измельчители (мельницы); 9) вибрационные измельчители (мельницы); 10) коллоидные измельчители (мельницы).

Щековые дробилки. В щековых дробилках материал измельчается путем периодического раздавливания между неподвижной и подвижной плитами (щеками).

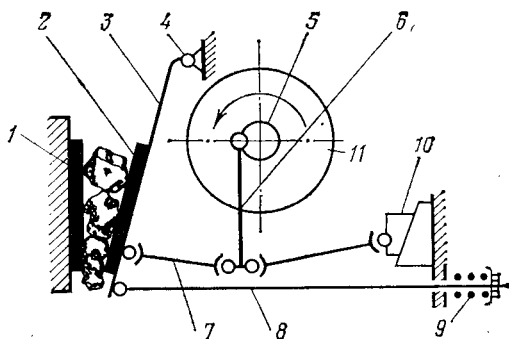
Наиболее распространены щековые дробилки, имеющие верхнюю ось подвеса подвижной щеки (рис. 19.4). К станине дробилки прикреплена неподвижная щека с броневой плитой 1 из износостойкого материала. Такая же плита 2 укреплена на подвижной щеке 3, качающейся на оси 4. С боков рабочее пространство дробилки ограничено гладкими броневыми плитами. Качание подвижной щеки осуществляется при помощи шатуна 6, сидящего на эксцентриковом валу 5. Шатун соединен шарнирно с подвижной щекой посредством распорной плиты 7. Таким образом создается рычаг, при помощи которого наибольшие усилия создаются в верхнем конце щек, где происходит раздавливание наиболее крупных кусков материала, загружаемого сверху. Замыкание пар движущейся системы (щека, распорные плиты, шатун) обеспечивается тягой 8 и пружиной 9. Ширина выпускной щели регулируется путем перемещения одного из клиньев 10 по другому посредством болта. На концах эксцентрикового вала посажен маховик 11.

Достоинствами щековых дробилок являются: 1) простота и надежность конструкции; 2) широкая область применения

* Термин «измельчитель» соответствует ОСТ 26-01-515—79.

Рис. 19.4. Схема щековой дробилки:

1 — неподвижная броневая плита; 2 — подвижная броневая плита; 3 — подвижная щека; 4 — ось подвижной щеки; 5 — эксцентриковый вал; 6 — шатун; 7 — распорные плиты; 8 — тяга; 9 — пружина; 10 — клин; 11 — маховик



(в том числе для крупнокусковых материалов большой прочности); 3) компактность; 4) относительная простота обслуживания.

К недостаткам их следует отнести: 1) периодический характер воздействия на материал (только при сближении щек); 2) неуравновешенность движущихся масс, что приводит к толчкам и сотрясениям (поэтому дробилки устанавливают на тяжелых фундаментах и снабжают массивными маховиками).

В химической промышленности применяют щековые дробилки с загрузочным отверстием размерами от 160×250 мм до 1500×2100 мм.

К числу основных расчетных параметров, характеризующих работу щековой дробилки, относятся: 1) угол α между щеками, называемый углом захвата (рис. 19.5); 2) частота вращения (число оборотов) вала; 3) производительность; 4) расход энергии.

Угол захвата. От величины угла захвата зависит степень измельчения, возрастающая с увеличением α . Однако для того, чтобы куски материала, поступающие в дробилку, не выталкивались из нее давлением щек, необходимо, чтобы угол захвата не превышал удвоенного угла трения φ материала, т. е. должно соблюдаться условие $\alpha < 2\varphi$.

Это положение легко доказать, рассмотрев действие сил на кусок материала, зажатый между щеками дробилки (см. рис. 19.5).

На материал действуют силы давления щек P_1 и P_2 , а также силы трения fP_1 и fP_2 (где f — коэффициент трения). Проекции сил на горизонтальную и вертикальную оси будут:

$$P_1 - P_2 \cos \alpha - fP_2 \sin \alpha = 0; \quad (19.6)$$

$$P_2 \sin \alpha - fP_1 \cos \alpha - fP_1 = 0. \quad (19.7)$$

Определив из уравнения (19.6) значение P_1 и подставив его в уравнение (19.7), получим после преобразований:

$$\operatorname{tg} \alpha = 2f / (1 - f^2).$$

Как известно, коэффициент трения равен тангенсу угла трения ($f = \operatorname{tg} \varphi$); следовательно

$$\operatorname{tg} \alpha = 2 \operatorname{tg} \varphi / (1 - \operatorname{tg}^2 \varphi) = \operatorname{tg} 2\varphi,$$

откуда $\alpha \leq 2\varphi$.

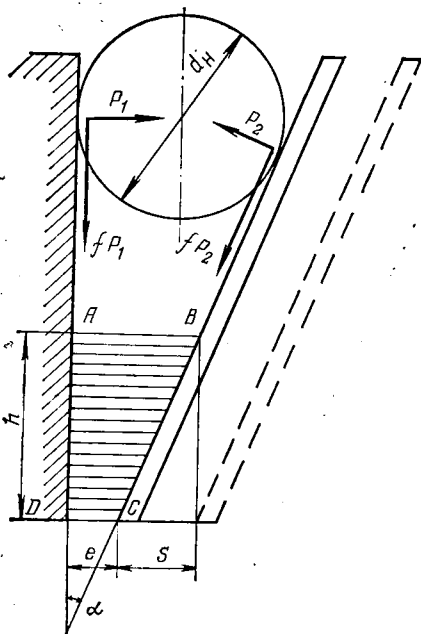


Рис. 19.5. К расчету щековой дробилки

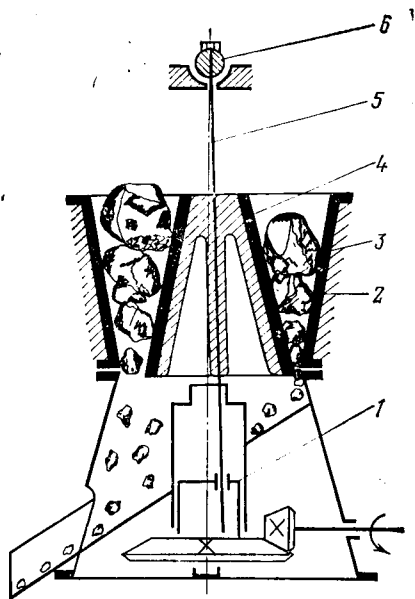


Рис. 19.6. Схема конусной дробилки с подвешенным валом и крутым конусом:

1 — стакан-эксцентрик; 2 — броневые плиты; 3 — корпус; 4 — дробящая головка; 5 — главный (вертикальный) вал; 6 — опора

Обычно угол захвата α принимают в пределах $15-22^\circ$.

Число оборотов вала (число двойных качаний подвижной щеки). При отходе подвижной щеки от неподвижной из дробилки под действием собственного веса выпадает слой материала, имеющий объем призмы сечением $ABCD$ (см. рис. 19.5). Высота этого сечения $h = S/\operatorname{tg} \alpha$, где S — ход щеки, т. е. расстояние по горизонтали, на которое перемещается подвижная щека.

Если подвижная щека делает n двойных качаний в минуту, то продолжительность отхода щеки из крайнего левого положения в крайнее правое $\tau = 30/n$, с.

За время τ призма материала в свободном падении пройдет путь

$$h = \frac{g\tau^2}{2} = \frac{g}{2} \left(\frac{30}{n} \right)^2 = 450 \frac{g}{n^2},$$

где g — ускорение свободного падения, м/с^2 .

Очевидно, что выпадение материала из дробилки будет происходить свободно при условии

$$S/\operatorname{tg} \alpha \leq 450/gn^2.$$

Отсюда число двойных качаний щеки n мин⁻¹, соответствующее наибольшей производительности дробилки, будет

$$n \leq \sqrt{450 g \operatorname{tg} \alpha / S} \quad \text{или} \quad n \leq 66,5 \sqrt{\operatorname{tg} \alpha / S}. \quad (19.6)$$

Производительность. Принимая $\alpha = 22^\circ$ ($\operatorname{tg} \alpha \approx 0,4$), теоретическую производительность Q (в т/ч) щековой дробилки можно определить по формуле

$$Q = 0,15 \mu d_{\text{ср}} S b n \rho, \quad (19.7)$$

где μ — коэффициент разрыхления измельченного материала ($\mu = 0,2—0,65$; обычно 0,3); $d_{\text{ср}}$ — средний размер кусков измельченного материала, м; S — длина хода щеки, м; b — длина выпускной щели, м; n — число двойных качаний в 1 мин; ρ — плотность материала, кг/м³.

Как видно из рис. 19.5, средний размер кусков измельченного материала

$$d_{\text{ср}} = (e + S + e)/2 = (2e + S)/2,$$

где e — минимальная ширина выпускной щели.

Расход энергии. В настоящее время нет формул, позволяющих более или менее точно рассчитать мощность, потребляемую при измельчении щековой дробилкой. На основании практических данных считают, что на 1 т/ч производительности дробилки требуется установочная мощность, составляющая 0,4—1,5 кВт, в зависимости от физико-механических свойств измельчаемых материалов.

Конусные дробилки. В конусной дробилке (рис. 19.6) измельчение происходит путем непрерывного раздавливания и изгиба (излома) кусков материала дробящей головкой 4, выполненной в виде усеченного конуса, при эксцентричном движении ее в корпусе 3. Корпус дробилки также имеет форму усеченного конуса.

Когда дробящая головка приближается к одной стороне корпуса, измельченный материал выпадает с противоположной стороны через расширяющуюся в это время часть кольцевой щели между корпусом и головкой.

Известны конусные дробилки двух основных типов:

1) с подвешенным валом и головкой в виде крутого конуса — для крупного и среднего измельчения;

2) с консольным валом и головкой в виде пологого конуса (так называемые *грибовидные дробилки*) — для среднего и мелкого измельчения.

Дробилки с подвешенным валом и крутым конусом. В конусной дробилке (см. рис. 19.6) внутри корпуса 3 находится дробящая головка 4 в виде крутого конуса, закрепленная на главном валу 5.

Вал подвешен сверху на шаровой опоре 6, жестко скрепленной с корпусом 3. Поднимая или опуская вал с помощью гайки, можно регулировать ширину выпускной щели дробилки. Нижний конец вала свободно входит в стакан-экс-

центрик 1, приводимый во вращение посредством конической зубчатой передачи.

При холостом ходе вал с дробящей головкой не вращается вокруг оси, а совершает круговое вращение (гирации) вокруг оси эксцентрика, описывая коническую поверхность с углом при вершине $8-12^\circ$. При измельчении вследствие трения о материал вал и головка вращаются в направлении, противоположном вращению эксцентрика, с меньшей скоростью. При этом происходит непрерывное обкатывание дробящей головкой материала, который заполняет пространство между головкой 4 и броневыми плитами 2, покрывающими внутреннюю поверхность корпуса 3.

В дробилках с крутым конусом достигается степень измельчения $i=5-6$.

Промышленные конусные дробилки для крупного дробления имеют размер загрузочной щели до 2200 мм.

Дробилки с консольным валом и головкой в виде пологого конуса (грибовидные). Грибовидная дробилка (рис. 19.7) отличается от описанной выше конусной дробилки формой головки и корпуса. Корпус 2 представляет собой конус, расширяющийся в ту же сторону, что и пологий конус дробящей головки 3, причем их стенки на определенной длине параллельны и образуют узкую щель (зону параллельности). Корпус 2 связан со станиной 5 рядом пружин 4, расположенных по его периметру.

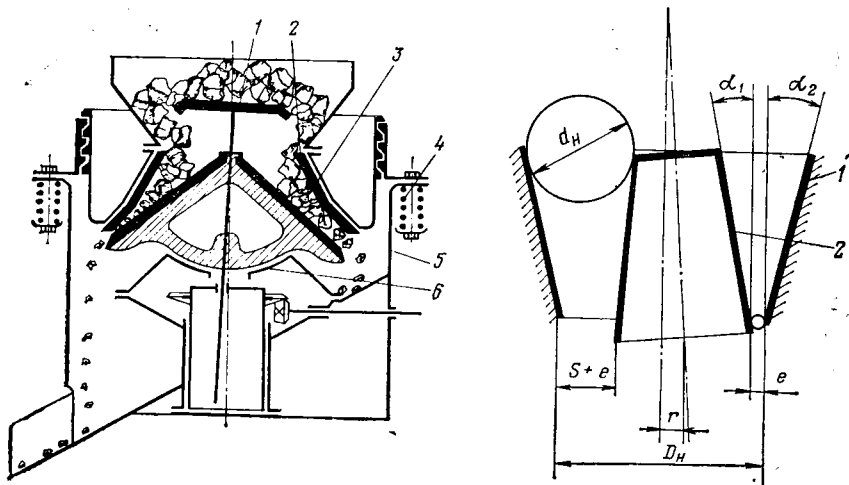


Рис. 19.7. Схема грибовидной дробилки:

1 — тарелка; 2 — корпус; 3 — дробящая головка; 4 — пружина; 5 — станина; 6 — шаровый подшипник

Рис. 19.8. К расчету конусной дробилки с крутым конусом:

1 — корпус; 2 — дробящая головка

Основной вал дробилки установлен консольно и опирается на шаровой подпятник 6; на верхнем конце вала установлена тарелка 1, с которой куски материала равномерно сбрасываются в дробилку при качаниях вала. Степень измельчения регулируется подъемом или опусканием корпуса.

В грибовидных дробилках достигаются большая производительность и высокая степень измельчения ($i = 10-30$) вследствие большого периметра и малой ширины разгрузочной щели. Благодаря укорочению вала значительно повышаются жесткость и надежность конструкции дробилки.

Для более мелкого измельчения применяют короткоконусные дробилки с большей зоной параллельности и большим углом наклона конуса.

Достоинства конусных дробилок следующие: 1) высокая производительность вследствие непрерывности действия и измельчения материала одновременно раздавливанием и изгибом; 2) спокойная, уравновешенная работа; 3) высокая степень измельчения.

По сравнению со щековыми дробилками конструкция конусных дробилок значительно сложнее.

Ниже перечислены основные расчетные параметры дробилки с крутым конусом.

Угол захвата. У дробилок с крутым конусом (рис. 19.8), как и у щековых, угол захвата $\alpha = (\alpha_1 + \alpha_2) \leq 2\varphi$ (где φ — угол трения материала). Обычно принимают $\alpha = 21-23^\circ$.

Число оборотов (в мин⁻¹), соответствующее наибольшей производительности дробилки, определяют по формуле

$$n = \left(\frac{\operatorname{tg} \alpha_1 + \operatorname{tg} \alpha_2}{r} \right)^{1/2}, \quad (19.8)$$

где $r = S/2$ — эксцентриситет главного вала на уровне основания дробящего конуса, м; S — полный ход дробящего конуса, м.

Производительность. Исходя из указанного выше угла захвата, с достаточной точностью можно принять $\operatorname{tg} \alpha_1 + \operatorname{tg} \alpha_2 = 0,45$.

Для этих условий производительность (в т/ч) дробилки составит

$$Q = 0,755 \mu n D_n r d_{cp}, \quad (19.9)$$

где μ — коэффициент разрыхления материала; ρ — плотность материала, кг/м³; D_n — нижний диаметр неподвижного конуса, м; r — эксцентриситет главного вала, м; d_{cp} — средний размер кусков измельченного материала, м; $d_{cp} = (2e + S)/2$.

Ниже приведены основные расчетные параметры грибовидных дробилок.

Число оборотов. Для нормальной работы дробилки наименьшее число оборотов эксцентрика должно соответствовать условию

$$n \geq 308/D_k^{1/2}, \quad (19.10)$$

где D_k — диаметр дробящего конуса, м.

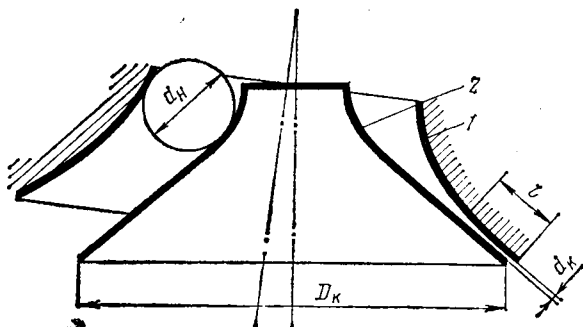


Рис. 19.9. К расчету грибовидной дробилки:

1 — корпус; 2 — дробящая головка

Формула (19.10) получена для угла наклона образующей дробящей головки 41° , коэффициента трения $f=0,3$ и длины зоны параллельности $l=0,08D_k$ (рис. 19.9).

Производительность. Теоретическую производительность (в т/ч) грибовидной дробилки можно определить по формуле

$$Q = 0,015 \mu \rho n d_k D_k^3. \quad (19.11)$$

Молотковые дробилки. Молотковая дробилка представляет собой измельчающую машину ударного действия, имеющую быстро вращающийся диск, к которому шарнирно прикреплены стальные молотки. Схема молотковой дробилки показана на рис. 19.10. Материал подается на измельчение в дробилку сверху, подхватывается молотками 5 и измельчается ими. Отскакивая от молотков, материал ударяется о броневые плиты 2 и при этом также измельчается. Готовый продукт выводится из дробилки через разгрузочную (колосниковую) решетку 6. Размерами отверстий разгрузочной решетки определяются конечные размеры измельчаемого материала.

В молотковых дробилках для крупного и среднего измельчения материал обрабатывается главным образом ударами молотков. В молотковых дробилках для мелкого измельчения колосниковая решетка значительно приближена к молоткам, поэтому в пространстве между молотками и решеткой материал измельчается раздавливанием, раскалыванием и частичным истиранием.

Молотки, плиты и решетку изготовляют из износостойчивой марганцовистой стали или из углеродистой стали, на которую направляют твердый сплав.

Молотковые дробилки различают по числу роторов (*одно-роторные и двухроторные*), а также по расположению молотков в одной или нескольких плоскостях вращения (*однорядные и многорядные*). Степень измельчения в молотковых дробилках колеблется от $i=10-15$ (в однороторных) до $i=30-40$ (в двухроторных).

Валковые дробилки. Эти машины имеют два параллельных цилиндрических вала, которые измельчают материал, главным образом, раздавливанием, вращаясь навстречу друг другу.

Валковая дробилка с гладкими валками (рис. 19.11) состоит из станины и валков 1 и 2. Подшипники вала 1 закреплены неподвижно (этот валок называется неподвижным), а валок 2 установлен в подвижных подшипниках и может перемещаться. Валок 2 удерживается в определенном положении пружинами 3. При попадании в дробилку куска чрезмерно прочного материала пружины сжимаются, и валки раздвигаются, пропуская этот кусок без поломки дробилки. Каждый из валков часто имеет самостоятельный привод.

Основной размерной характеристикой валковых дробилок с гладкими валками являются диаметр D и длина L вала. В химической промышленности применяются дробилки с размерами валков от 400×250 мм до 1500×600 мм.

Гладкие валки применяют только для среднего и мелкого измельчения, так как средний размер захватываемых ими кусков меньше $0,05 D$.

Для измельчения хрупких материалов средней прочности применяют *зубчатые валковые дробилки*. Зубчатые валки действуют раскалыванием и отчасти раздавливанием и могут захватывать куски с поперечником до $0,25-0,5 D$. Для измельчения кусков среднего размера $0,08-0,1 D$ используют валки рифленые или с мелкими зубцами.

Степень измельчения на валковых дробилках для хрупких материалов средней прочности достигает $i=10-15$, а размер кусков продукта колеблется от 10 до 5 мм (предельно до 2—3 мм). Для материалов высокой прочности степень измельчения значительно ниже ($i=3-4$).

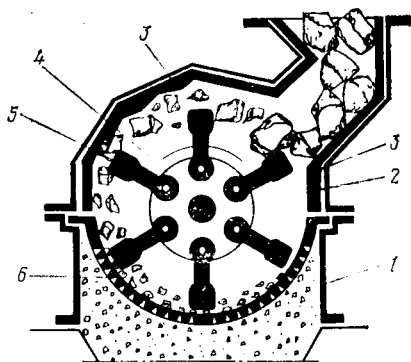


Рис. 19.10. Схема молотковой дробилки:

1 — корпус; 2 — вал; 3 — броневые плиты; 4 — диск; 5 — молоток; 6 — разгрузочная (колосниковая) решетка

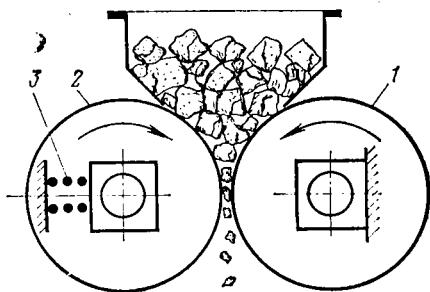


Рис. 19.11. Схема валковой дробилки:

1, 2 — валки; 3 — пружина

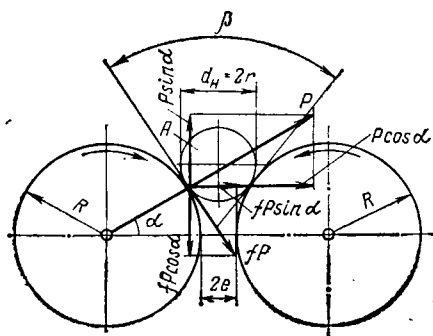
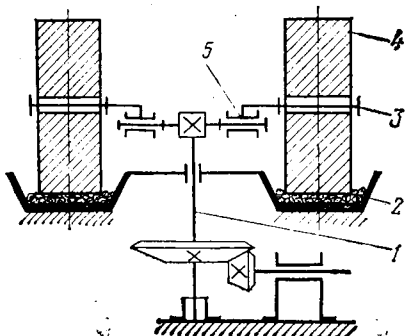


Рис. 19.12. К расчету валковой дробилки

Рис. 19.13. Бегуны:

1 — вертикальный вал; 2 — чаша; 3 — горизонтальная ось; 4 — жернов (каток); 5 — крылошип



Валковые дробилки широко применяют для измельчения серного колчедана, известняка, солей, мела, шамота и других аналогичных по физико-механическим свойствам материалов.

Достоинством валковых дробилок являются: 1) простота и компактность; 2) надежность в работе. К недостаткам их следует отнести: 1) выпуск плоских кусков измельченного материала (при гладких валках); 2) малую пригодность для измельчения материалов высокой прочности.

Основные расчетные параметры валковых дробилок приводятся ниже.

Угол захвата. На кусок материала *A* (рис. 19.12), находящийся между валками, действует сила давления *P* валка, которая может быть разложена на составляющие $P \sin \alpha$ по вертикали и $P \cos \alpha$ по горизонтали. Сила *P* вызывает силу трения fP , где *f* — коэффициент трения между куском и валком. Эту силу также можно разложить на горизонтальную и вертикальную составляющие, как показано на рис. 19.12.

Для того чтобы кусок втягивался между валками и измельчался, необходимо, чтобы втягивающие силы $2fP \cos \alpha$ при вращениях двух валков были больше выталкивающих сил $2P \sin \alpha$, т. е. должно соблюдаться условие

$$2fP \cos \alpha \geq 2P \sin \alpha,$$

откуда

$$\operatorname{tg} \alpha \leq f \quad \text{или} \quad \operatorname{tg} \alpha \leq \operatorname{tg} \varphi,$$

где φ — угол трения.

Из последнего выражения следует, что для захвата кусков материала гладкими валками необходимо, чтобы угол захвата α был меньше угла трения материала φ , т. е. $\alpha \leq \varphi$.

Учитывая, что угол $\beta = 2\alpha$, можно условие дробления материала сформулировать так: $\beta = 2\varphi$.

В валковых дробилках угол захвата α обычно принимают равным 18° .

Наибольший размер захватываемых кусков. По схеме на рис. 19.12 можно определить наибольший размер $d_n = 2r$ сферических кусков, которые могут быть втянуты валками. Согласно схеме,

$$R + e = (R + r) \cos \alpha,$$

где e — половина зазора между валками; R — радиус вала.

Умножая обе части равенства на 2 и решая его относительно $2r$, находим наибольший размер захватываемых кусков:

$$2r = [2R(1 - \cos \alpha) + 2e] / \cos \alpha. \quad (19.12)$$

или при вплотную сдвинутых валках ($2e = 0$)

$$2r = 2R(1 - \cos \alpha) / \cos \alpha. \quad (19.13)$$

При $\alpha = 18^\circ$ выражение (19.12) принимает вид: $2r = 0,1R + 2e$.

На практике наибольший размер измельчаемых кусков в 20—25 раз меньше диаметра валков.

Скорость валков. Предельное число оборотов валков находят, исходя из недопустимости проскальзывания кусков материала по поверхности валков, которое приводит к снижению производительности дробилки. При указанном условии по Л. Б. Левенсону

$$n = 616 \sqrt{f / (\rho d_n D)}, \quad (19.14)$$

где f — коэффициент трения материала о валок ($f = 0,3$); ρ — плотность материала, кг/м³; d_n — размер кусков исходного материала, м; D — диаметр вала, м.

Обычно окружная скорость валков колеблется в пределах от 3 до 6 м/с.

Производительность. Теоретическая производительность Q (в т/ч) валковых дробилок определяется по формуле

$$Q \approx 0,2 \mu \rho L D n, \quad (19.15)$$

где μ — коэффициент разрыхления измельченного материала ($\mu = 0,2—0,3$ для материалов средней прочности); L — длина вала; все линейные размеры даны в м, плотность в кг/м³.

Бегуны. Схема бегунов показана на рис. 19.13. Бегуны имеют два или (реже) три цилиндрических жернова (катка) 4 и чашу 2, в которую загружается измельчаемый материал. Жернова совершают сложное движение. Они вращаются вокруг вертикальной оси вместе с вертикальным валом 1 и одновременно вокруг горизонтальных осей 3.

Вал 1 приводится во вращение от электродвигателя через коническую зубчатую передачу. Вращение жерновов вокруг горизонтальных осей происходит из-за трения между цилинд-

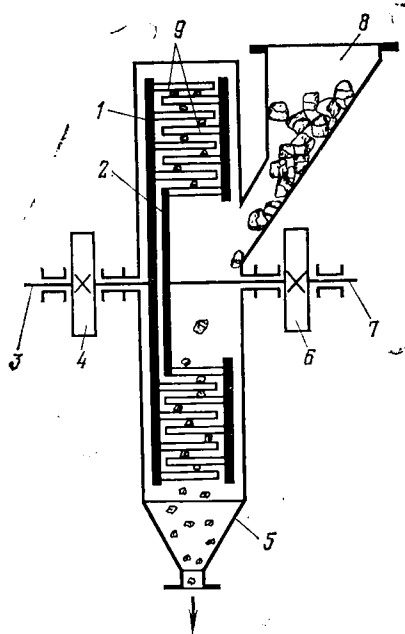


Рис. 19.14. Схема дезинтегратора:

1, 2 — диски; 3, 7 — валы; 4, 6 — шкивы; 5 — разгрузочная воронка; 8 — загрузочная воронка; 9 — пальцы-била

рической поверхностью жерновов и материалом, помещенным в чаше. Измельчение материала осуществляется раздавливанием и истиранием при набегании на него жерновов. Истирание происходит при скольжении цилиндрической поверхности жернова по поверхности материала. Все точки цилиндрической поверхности жернова в относительном движении вокруг своей оси имеют одинаковую окружную скорость, а в относительном движении вокруг вертикальной оси различную (пропорциональную радиусу вращения). В средних (по ширине) точках цилиндрической поверхности жернова проскаль-

зывания нет, а в остальных точках наблюдается проскальзывание, скорость которого равна разности окружных скоростей двух отмеченных относительных движений. Максимальная скорость проскальзывания возникает у краев цилиндрической поверхности жернова. При набегании на большие куски очень прочного материала жернова могут приподниматься при помощи кривошипов 5, чем предотвращается поломка машин.

Бегуны часто применяют для одновременного измельчения и смешения материалов как сухим, так и мокрым способом.

Различают бегуны: 1) с неподвижной чашей и катками, вращающимися от привода; 2) с вращающейся чашей (от привода) и катками, свободно вращающимися на горизонтальной оси под действием сил трения о материал.

Бегуны с вращающейся чашей более быстроходны ($n = 20—50$ об/мин) и обеспечивают большую производительность, чем бегуны с неподвижной чашей, которые обычно вращаются со скоростью 10—20 об/мин. Выгрузка готового продукта проводится либо периодически при помощи скребка через борт чаши (при сухом измельчении), либо непрерывно через щели в основании или через сетку у бортов вращающейся чаши. В быстроходных бегунах материал выгружается под действием центробежной силы в кольцевой поддон, окружающий чашу.

Бегуны приспособлены для обработки вязких влажных глинистых материалов и обеспечивают степень измельчения $i = 10—15$ при размере кусков исходного материала 20—50 мм.

Пальцевые (ударные) измельчители. К ударным (пальцевым) измельчителям относятся дезинтеграторы, дисмембраторы и другие машины аналогичных конструкций.

Дезинтегратор (рис. 19.14) имеет два диска 1 и 2, которые закреплены на соосных валах 3 и 7. Диски приводятся в быстрое вращение в противоположных направлениях от шкивов 4 и 6. На дисках по концентрическим окружностям расположены пальцы-била 9. Каждый ряд пальцев одного диска расположен с небольшим зазором между двумя рядами пальцев другого диска.

Материал поступает в машину через воронку 8 сбоку и измельчается ударами быстро вращающихся пальцев. Измельченный материал удаляется через разгрузочную воронку 5 в нижней части корпуса. Скорость вращения дисков 200—1200 об/мин. Производительность дезинтеграторов колеблется в пределах 0,5—20 т/ч.

Дисмембраторы, в отличие от дезинтеграторов, имеют один вращающийся диск. Второй диск неподвижен—его роль выполняет крышка измельчителя, на внутренней поверхности которой укреплены по концентрическим окружностям ряды пальцев. Иногда пальцам дисмембраторов придают форму ножей для измельчения волокнистых материалов срезом или разрывом.

Достоинствами ударных измельчителей (мельниц) являются: 1) простота устройства и компактность; 2) высокие производительность и степень измельчения; 3) надежность в работе.

К их недостаткам можно отнести: 1) повышенный износ дробящих деталей (особенно пальцев); 2) большое пылеобразование; 3) значительный расход энергии.

Шаровые и стержневые барабанные измельчители. *Шаровой измельчитель* представляет собой барабан, частично заполненный измельчающими телами—металлическими или кварцевыми шарами. При вращении барабана шары увлекаются трением о его стенки на некоторую высоту, а затем свободно падают, измельчая материал ударами и истиранием.

В зависимости от формы барабана и отношения его длины к диаметру различают короткие шаровые измельчители с $L:D$ до 1,5—2 (рис. 19.15, а, б), трубчатые с $L:D=3—6$ (рис. 19.15, в) и цилиндро-конические (рис. 19.15, г).

Шаровые измельчители изготовляют либо с центральной разгрузкой через полую цапфу (рис. 19.15, а), либо с торцевой разгрузкой через диафрагму—поперечную решетку, установленную у разгрузочного конца барабана (рис. 19.15, б). Реже применяют измельчители с периферийной разгрузкой через отверстия в барабане и окружающие его цилиндрические сита (рис. 19.15, д).

Шаровые измельчители с коротким барабаном очень часто работают по замкнутому циклу совместно с классифицирующим и транспортирующим устройствами, отделяющими недоиз-

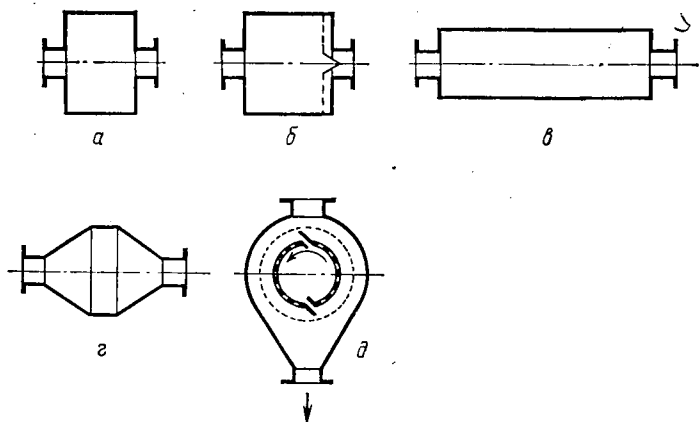


Рис. 19.15. Типы шаровых измельчителей:

а — короткий с центральной разгрузкой через цапфу; *б* — короткий с торцевой разгрузкой через диафрагму; *в* — трубчатый; *г* — цилиндро-конический; *д* — с периферической разгрузкой через сита

мельченый продукт после выхода из измельчителя и возвращающими его на повторное измельчение.

Измельчение в шаровых измельчителях производится сухим и мокрым способами. Степень измельчения материала в них $i = 50—100$.

Шаровые измельчители с центральной разгрузкой имеют короткий барабан, заполненный примерно наполовину стальными шарами диаметром 25—175 мм (при питании кусками не крупнее 25—65 мм). Барабан внутри облицован футеровочными плитами, имеющими ступенчатую или волнистую поверхность для подъема шаров на большую высоту. Измельчение проводится как мокрым, так и сухим способом, причем в первом случае суспензия свободно сливается через полую цапфу, а во втором — измельченный материал разгружается через цапфу под действием собственного веса или выводится с потоком воздуха, который отсасывается вентилятором.

Наиболее распространены шаровые измельчители этого типа с размерами барабана (диаметр $\times$ длина) 900 $\times$ 1800; 1500 $\times$ 3100; 2100 $\times$ 3000 и 3200 $\times$ 4500 мм.

Шаровой диафрагмовый измельчитель имеет короткий цилиндрический барабан 3 (рис. 19.16) с литыми торцевыми крышками 1 и 7, вращающийся на полых цапфах 9. Возле одной из крышек барабан по всему поперечному сечению перекрыт решеткой-диафрагмой 6, задерживающей шары и крупные куски материала. Через щели диафрагмы проходит измельченный материал, который подхватывается радиальными ребрами 8, а затем ссыпается на направляющий конус 10 и удаляется из мельницы через полую цапфу. Такие измельчители работают обычно по замкнутому циклу.

Для диафрагмовых измельчителей характерны размеры 900×900; 1500×1500; 2100×3000; 3600×4000 мм.

Трубчатые измельчители. Наиболее полное измельчение материала достигается в трубчатых шаровых измельчителях за счет увеличения времени его пребывания в длинном барабане. В этом случае отпадает необходимость в классификаторе, но увеличивается расход энергии на измельчение.

Трубчатые измельчители делятся на однокамерные и многокамерные.

Многокамерные измельчители разделены решетчатыми перегородками на 3—4 камеры, размеры дробящих тел в которых от первой к последней уменьшаются в соответствии с измельчением материала. Такое устройство барабана способствует уменьшению расхода энергии на измельчение. Первые по ходу материала камеры футеруются волнистыми плитами и заполняются шарами на 23—28% объема, а последние имеют гладкую футеровку и загружаются на 30—40% объема.

Разгружают трубчатые измельчители через решетку у торцевой стенки барабана и щели, расположенные по периферии этой стенки. Через щели готовый материал удаляется в кольцевой желоб.

Стержневые измельчители имеют короткий барабан, в который загружаются стержни диаметром 40—100 мм. При неболь-

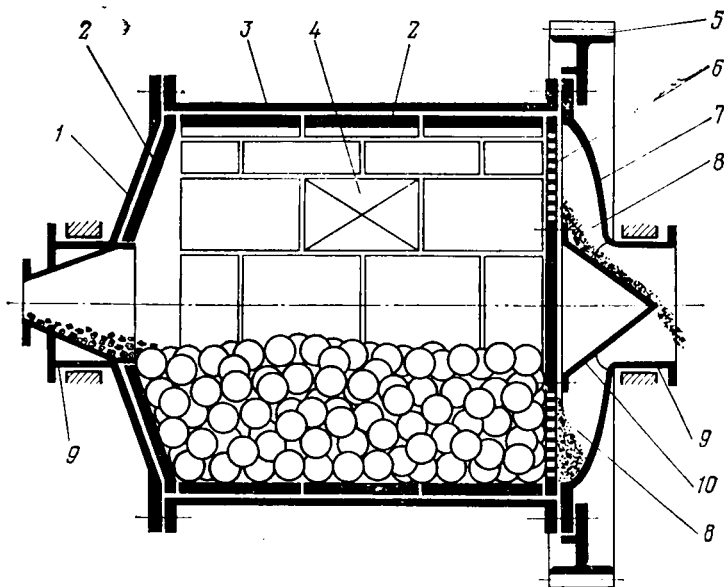


Рис. 19.16. Схема шарового диафрагменного измельчителя:

1, 7 — крышки; 2 — броневые плиты; 3 — корпус барабана; 4 — люк; 5 — приводная шестерня; 6 — решетка-диафрагма; 8 — радиальные ребра; 9 — полые цапфы; 10 — направляющий конус

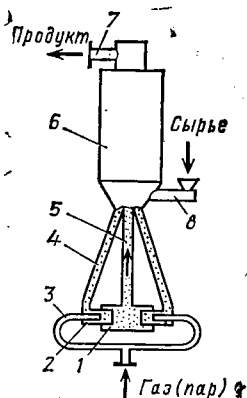
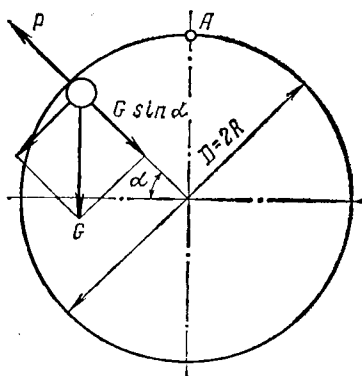


Рис. 19.17. К определению предельного числа оборотов шаровой мельницы

Рис. 19.18. Струйный измельчитель (мельница) с противоточной помольной камерой:

1 — помольная камера; 2 — разгонная трубка; 3 — сопло; 4 — рукав; 5 — отводная труба; 6 — сепаратор; 7 — штуцер; 8 — питатель

шом числе оборотов барабана (12—30 об/мин) стержни не падают, а перекатываются в нем, в результате чего не происходит переизмельчения материала. Поэтому стержневые измельчители дают более равномерный продукт, чем шаровые.

Загрузка и выгрузка материала осуществляется через полые цапфы. Измельчение в стержневых измельчителях производится, главным образом, мокрым способом.

Для стержневых измельчителей наиболее характерны размеры барабана 900×1800; 1500×3000; 1800×3000; 2100×3000 и 2700×3600 мм.

Основные расчетные параметры шаровых измельчителей рассмотрены ниже.

Число оборотов. На шар, находящийся во вращающейся мельнице (рис. 19.17), действуют силы веса G и центробежная сила P . При массе шара m , ускорении свободного падения g , радиусе вращения шара R , угловой скорости ω и числе оборотов барабана n сила тяжести G и центробежная сила P соответственно равны:

$$G = mg; \quad P = m\omega^2 R = m(\pi n/30)^2 R.$$

При этом допускается, что окружные скорости движения шара и барабана равны, а R равен внутреннему радиусу барабана, так как диаметр шара незначителен по сравнению с диаметром барабана.

Для того чтобы шар мог отделиться от стенки барабана и упасть вниз, должно соблюдаться условие

$$G \sin \alpha > P \quad \text{или} \quad G \sin \alpha > m(\pi n/30)^2 R.$$

В предельном положении, когда шар находится в точке A ($\alpha = 90^\circ$)

$$G > \frac{G}{g} \left(\frac{\pi n}{30} \right)^2 R,$$

откуда предельное (критическое) число оборотов измельчителя, при которой шары уже не будут отделяться от стенки барабана и падать вниз, равно

$$n_{кр} = \sqrt{\frac{900g}{\pi^2 R}} = \frac{42,3}{D^{1/2}}. \quad (19.16)$$

При критических и больших, чем критические, числах оборотов шары вращаются вместе с барабаном и не совершают полезной работы (не измельчают материал).

Обычно число оборотов измельчителя (в мин^{-1}) принимают равным 75% от $n_{кр}$ и определяют по формуле

$$n = 32/\sqrt{D}. \quad (19.17)$$

Загрузка барабанных измельчителей. Короткие измельчители независимо от способа их разгрузки, заполняют шарами приблизительно на 40—45% объема барабана. Диаметр шаров $D_{ш}$ (в мм), загружаемых в барабан, зависит от наибольшего размера измельчаемых кусков d_k и размера частиц измельченного продукта d_k и может быть определен по формуле В. М. Олевского:

$$D_{ш} = 6 \lg d_k \sqrt{d_n}, \quad (19.18)$$

где d_k — в мкм; d_n — в мм.

Производительность шарового измельчителя. Для определения производительности (в т/ч) шарового измельчителя можно рекомендовать эмпирическую формулу

$$Q = 6,45 V_6 \sqrt{D} \left(\frac{m_m}{V_6} \right)^{0,8} k q, \quad (19.19)$$

где V_6 — полный объем барабана, м^3 ; D — диаметр барабана, м; m_m — масса мелющих тел, т; k — поправочный коэффициент, учитывающий тонину помола ($k=0,6$ — $1,0$ в зависимости от остатка на сите 008 от 2 до 10%); $q=0,4$ — удельная производительность измельчителя, т/(кВт·ч).

Производительность барабанных измельчителей зависит от многих факторов: механических свойств материала, размера измельчаемых кусков, степени измельчения, веса шаровой загрузки, размеров измельчителя и т. д. Поэтому надежно производительность измельчителя может быть определена только опытным путем.

Струйные измельчители (мельницы). Эти машины обеспечивают измельчение материала средней твердости до размера частиц 2—5 мкм. Материал измельчается при соударении частиц между собой, а также при ударах и истирании о стенки камеры. В струйных измельчителях сжатый газ или пар рас-

ширятся в соплах и достигает скорости несколько сотен метров в секунду. Измельчаемые частицы вводятся в струю газа или пара, где измельчаются при пересечении струй, соударяясь между собой или ударяясь о стенки камеры. На рис. 19.18 показана схема струйного измельчителя с противоточной по-мольной камерой 1, футерованной износостойким материалом. В камеру входят с противоположных сторон разгонные трубки 2 с соплами 3 для подачи газа или пара. Измельчаемый материал поступает в разгонные трубки по рукавам 4. Измельченный материал по трубе 5 поступает в сепаратор 6, где отделяется крупная фракция, которая возвращается на измельчение. Мелкая фракция выводится через штуцер 7. Исходный материал подается в измельчитель питателем 8.

Вибрационные измельчители. Для весьма тонкого измельчения применяют вибрационные измельчители, представляющие собой барабан, заполненный на 70—80% шарами. Внутри барабана установлен вибратор, который при работе измельчителя совершает 1500—3000 колебаний в минуту при амплитуде 2—4 мм. При этом шары приводятся в интенсивное движение и тонко измельчают материал.

Коллоидные измельчители. В коллоидных измельчителях обеспечивается очень тонкое измельчение материалов; частицы продукта имеют величину меньше микрона. Измельчение проводится обычно мокрым способом. Основными частями коллоидного измельчителя являются корпус с коническим гнездом и ротор. Между конической поверхностью корпуса и поверхностью ротора устанавливается зазор, равный долям миллиметра. Окружная скорость ротора достигает 30—125 м/с. В зазор между корпусом и ротором направляется суспензия, при этом твердые частицы измельчаются истиранием.

Выбор и сравнение измельчающих машин. При выборе измельчающей машины исходят из механических свойств материала, заданной степени измельчения и размеров кусков (частиц) конечного продукта. В первом приближении для выбора измельчающей машины могут быть использованы следующие рекомендации:

Вид измельчения	Рекомендуемые измельчающие машины
Крупное	Щековые и конусные дробилки
Среднее	Конусные и молотковые дробилки, валцы зубчатые
Мелкое	Валцы рифленные и гладкие, бегуны, молотковые дробилки и ударные измельчители
Тонкое	Бегуны, шаровые, стержневые, струйные, вибрационные измельчители
Коллоидное	Коллоидные измельчители

Конусные дробилки обладают большей производительностью, чем щековые, меньше расходуют энергии, дают более равномерный продукт. Однако вследствие более сложной конструкции и большей стоимости их целесообразно применять для

крупного дробления только при больших производительностях, когда одна конусная дробилка может заменить несколько щековых. Во всех остальных случаях предпочтение отдают щековым дробилкам.

Валковые дробилки значительно уступают по производительности грибовидным, но при небольших производительностях и степенях измельчения целесообразнее применять валковые дробилки, отличающиеся простотой, компактностью и надежностью в работе. Для хрупких материалов предпочтительны высокопроизводительные зубчатые валковые дробилки, простые по конструкции и требующие небольшого расхода энергии.

Молотковые дробилки мало пригодны для измельчения прочных и абразивных материалов (быстрый износ) или влажных материалов с содержанием влаги более 15%. Для влажных материалов небольшой прочности предпочтительно использование дезинтеграторов.

Бегуны применяют для измельчения с одновременным смешением прочных и вязких, в том числе глинистых, материалов. Тонкое измельчение материалов производится преимущественно в *шаровых измельчителях* (до 75 мкм), а также в *струйных и вибрационных* (до 1—3 мкм). *Стержневые измельчители* обладают большей производительностью, чем шаровые, меньше переизмельчают материал, но дают меньшую степень измельчения.

19.3. КЛАССИФИКАЦИЯ ИЗМЕЛЬЧЕННЫХ МАТЕРИАЛОВ И КЛАССИФИЦИРУЮЩИЕ УСТРОЙСТВА

Путем классификации измельченные материалы разделяют на фракции (классы), ограниченные определенными пределами размеров кусков (частиц).

Классификацию применяют как вспомогательную операцию — при предварительной подготовке материала к измельчению (удалению мелочи) или при возврате крупных частиц материала на повторное измельчение, а также в качестве самостоятельной операции — для выделения готового продукта заданного фракционного состава.

Классификацию широко используют для *ситового анализа* — определения содержания в сыпучем материале частиц различных размеров (*фракционного состава*).

В технике используют три вида классификации:

1) *грохочение*, или *механическая классификация* — рассев сыпучих материалов на ситах, решетках или других устройствах. При грохочении через отверстия рассеивающего устройства проходят куски (частицы) материала, размеры которых меньше размеров отверстий; эта фракция материала собирается в один сборник. Крупные куски материала, не прошедшие через отверстия рассеивающего устройства, собираются в другой сборник;

2) *гидравлическая классификация* — разделение смеси твердых частиц на фракции по величине скорости осаждения частиц в жидкости (обычно в воде);

3) *воздушная классификация (сепарация)* — разделение смеси твердых частиц на фракции по величине скорости осаждения частиц в воздухе.

Грохочение. Грохочение — наиболее распространенный способ классификации. Его применяют для разделения частиц размерами от сотен миллиметров до долей миллиметра. Гидравлической классификацией и воздушной сепарацией разделяются частицы размерами менее 2—3 мм. Для грохочения на рассеивающих устройствах (*грохотах*) применяют: 1) металлические или другие сита; 2) решета из металлических листов со штампованными отверстиями; 3) решетки из параллельных стержней — колосников.

Сита изготовляют с квадратными или прямоугольными отверстиями, имеющими размеры от 100 до 0,04 мм.

Решета изготовляют из металлических листов толщиной 2—12 мм, в которых штампуют круглые или продолговатые отверстия размером 5—10 мм; чтобы отверстия не забивались, их выполняют расширяющимися вниз.

Колосники представляют собой стержни обычно трапециевидного сечения. Такая форма колосников облегчает проход частиц материала через расширяющиеся книзу зазоры между колосниками.

Определение фракционного состава сыпучих материалов производится с помощью специального набора сит, площади отверстий которых уменьшаются в постоянном соотношении от сита к ситу. Для производства ситового анализа просеивают среднюю пробу сыпучего материала. По окончании просеивания взвешивают остатки материала на каждом из сит. Отношение полученных масс к массе материала, взятого для анализа, дает содержание различных фракций частиц в материале, т. е. частиц, ограниченных по размеру определенными верхним и нижним пределами.

Полученные в результате просеивания на сите сыпучие материалы численно характеризуются размером отверстий сит, полностью пропускающего их (со знаком —), и размером отверстий сита, полностью задерживающего их (со знаком +). Так, сыпучий материал, прошедший через сито с отверстиями 4 мм, обозначается —4 мм, а оставшийся на сите +4 мм.

Фракции (классы) сыпучих материалов обозначают размерами сит, соответствующих предельным размерам частиц (кусков) данного класса. Например, если класс получен последовательно просеиванием на ситах № 4 и № 2, т. е. с отверстиями 4 и 2 мм, то его обозначают так: —4 +2 мм.

В результате ситового анализа получают характеристику сыпучего материала — его фракционный состав.

Грохочение материалов осуществляется при движении их относительно рабочей поверхности грохота. Относительное движение материала создают либо на неподвижном грохоте, установленном под углом к горизонту, большим, чем угол трения материала, либо на движущихся различным образом рабочих поверхностях грохота.

В результате грохочения получают два продукта: куски (частицы), прошедшие через рассеивающее устройство, — отсев (или *нижний продукт*) и куски (частицы), не прошедшие через рассеивающее устройство, — отход (или *верхний продукт*).

Эффективность грохочения обычно характеризуется отношением количества полученного нижнего продукта к количеству сыпучего материала того же класса в исходном материале.

Грохочение производится через одно сито (решето, колосники) или последовательно через несколько сит — многократное грохочение.

Многократное грохочение осуществляется тремя способами:

- 1) от *мелкого к крупному* — через сита, расположенные в одной плоскости, размеры отверстий которых увеличиваются от каждого предыдущего сита к последующему (рис. 19.19, а);
- 2) от *крупного к мелкому* — через сита, расположенные одно над другим, размеры отверстий которых уменьшаются от верхнего сита к нижнему (рис. 19.19, б);
- 3) *комбинированным способом* (рис. 19.19, в).

Грохочение от мелкого к крупному имеет ряд достоинств: удобство обслуживания, ремонта и смены сит, небольшая высота грохота, удобство распределения отдельных фракций продукта по сборникам; к недостаткам этого способа относятся: невысокое качество грохочения, так как отверстия мелких сит перекрываются крупными кусками, перегрузка и повышенный износ мелких сит, значительная длина грохота.

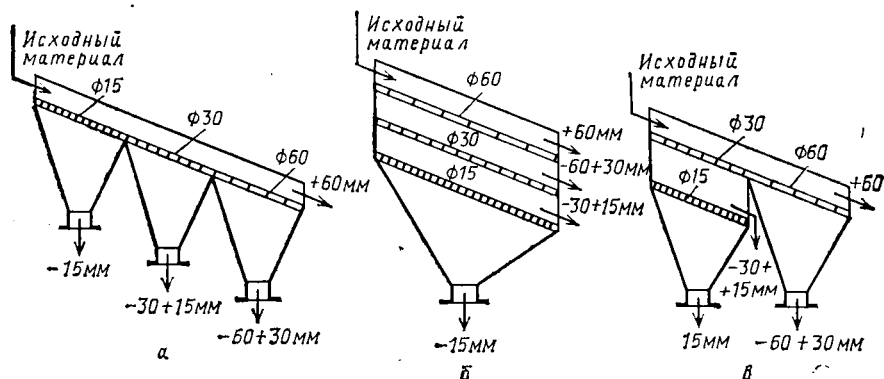


Рис. 19.19. Способы многократного грохочения:

а — от мелкого к крупному; б — от крупного к мелкому; в — комбинированный

Достоинства грохочения от крупного к мелкому: лучшее качество грохочения вследствие отсева в первую очередь наиболее крупных кусков, меньший износ сит; недостатки: сложность ремонта и смены сит, большая высота грохотов, неудобный отвод готового продукта.

Недостатки первых двух способов грохочения удается в известной мере преодолеть при грохочении комбинированным способом.

Грохоты. Неподвижные колосниковые грохоты. Неподвижный колосниковый грохот представляет собой наклонную решетку из параллельных колосников, установленных с зазором 50—100 мм. Такой грохот предназначается только для предварительного грохочения — отделения мелочи или слишком больших кусков перед крупным дроблением. Для свободного перемещения материала решетка устанавливается с наклоном 30—50°.

Неподвижный колосниковый грохот очень прост по устройству, но дает несовершенную классификацию и сравнительно легко забивается.

Роликовые грохоты. Роликовый грохот представляет собой ряд параллельно расположенных валов с насаженными на них концентрично или эксцентрично роликами или дисками, вращающимися в одном направлении. Рассеиваемый материал движется по роликам, при этом нижний продукт проваливается в зазоры между роликами. Скорость вращения роликов возрастает в направлении движения материала, благодаря чему грохот не забивается. Верхний продукт разгружается в конце грохота. Роликовые грохоты по сравнению с колосниковыми обеспечивают более эффективное грохочение, так как при движении по роликам материал непрерывно встряхивается.

Барабанные грохоты. Цилиндрический барабанный грохот представляет собой открытый с торцов барабан цилиндрической, конической или многогранной формы, изготовленный из сетки или перфорированных стальных листов. Барабан вращается либо на центральном валу, установленном на выносных подшипниках, либо на опорных роликах. Привод барабана обычно осуществляется с помощью конической зубчатой передачи, причем одна из шестерен укрепляется на валу, а у небольших грохотов — непосредственно на барабане.

Барабаны грохотов устанавливаются наклонно, под углом 4—7° к горизонту; конические барабаны, в которых свободное перемещение кусков происходит благодаря самой форме барабана, устанавливаются горизонтально. Отверстия в барабане для прохода нижнего продукта в большинстве случаев делают увеличивающимися по ходу материала (грохочение от мелкого к крупному). Многогранные грохоты, или бураты, применяются для сравнительно тонкого грохочения. Бурат имеет шестигранный барабан, каждая грань которого представляет собой съемное плоское сито. Барабан закрывается кожухом, из которого

Ниже уровня околоствольного двора устраивается загрузочная камера ствола, соединяющаяся с местом разгрузки вагонеток бункером.

Указанные камеры крепятся обычно бетоном, а загрузочная камера и бункер — железобетоном.

Камеры центральной электроподстанции и главного водоотлива располагаются, как правило, у клетового ствола. Между ними устанавливается герметическая противопожарная дверь; с выработками околоствольного двора камеры соединяются горизонтальными ходками. Камера главного водоотлива соединяется с клетовым стволом наклонным ходком, служащим для прокладки трубопроводов и как запасной выход.

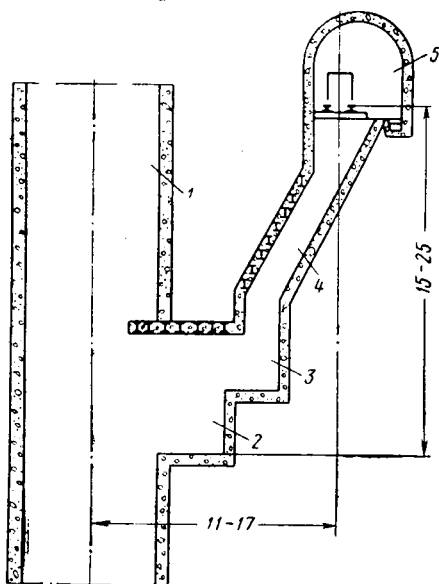
В камере главного водоотлива устанавливается обычно три насосных агрегата, обеспечивающих откачку воды из шахт с притоком от 50 до 300 м³/ч. При водопитоке свыше 300 м³/ч и большой высоте напора устанавливается от пяти до восьми насосов соответствующих типов.

Поперечные размеры и длина камер главного водоотлива, зависящие от типа насосов, высоты напора и величины притока шахтных вод, изменяются в пределах: длина — 15—60 м, высота — 2,8—5,2 м, ширина — 3—4 м, сечение в свету — 7—20 м².

В камере главного водоотлива устраиваются водозаборные колодцы. Число колодцев зависит от числа установленных насосных агрегатов и изменяется от одного до трех. К водозаборным колодцам примыкает водосборник, который бывает с одной или двумя ветвями. Водосборник с одной ветвью должен иметь осветляющие резервуары и камеры

Рис. 4.58. Загрузочная камера скипового ствола:

1 — скиповой ствол; 2 — камера затворов; 3 — камера питателей; 4 — бункер; 5 — камера разгрузки



обезвоживающей установки. При наличии двух ветвей устройство осветляющих резервуаров не обязательно. Размеры камеры центральной электроподстанции: ширина обычно 4 м, высота 3 м, сечение в свету 11 м²; длина камеры зависит от типа и количества устанавливаемого оборудования и составляет обычно 20—30 м. Пол камер центральной электроподстанции и главного водоотлива расположен на 0,5 м выше уровня головок рельсов в околоствольном дворе.

при работе грохота отводится пыль. Иногда бураты выполняются с горизонтальными барабанами пирамидальной формы, расширяющимися к разгрузочному концу. В буратах возможна быстрая смена каждого из сит, составляющих лишь часть рабочей поверхности барабана.

Окружная скорость барабанных грохотов колеблется в пределах 0,6—1,25 м/с.

Достоинством барабанных грохотов является: простота конструкции и обслуживания, равномерное вращение. Однако барабанные грохоты при большой металлоемкости имеют небольшую производительность единицы поверхности сита и сравнительно легко забиваются.

Указанные недостатки столь существенны, что барабанные грохоты постепенно вытесняются плоскими качающимися и вибрационными грохотами.

Плоские качающиеся грохоты. Грохоты этого типа получили широкое распространение. Плоский качающийся грохот на пружинящих опорах имеет прямоугольный короб с ситом, которому сообщаются качения от эксцентрикового механизма. Короб устанавливается на 4—6 наклонных пружинящих стержнях. При качаниях грохота, обычно наклоненного к горизонту под углом 7—14°, материал перемещается вдоль сита; при этом нижний продукт просеивается, а верхний сбрасывается с разгрузочного конца грохота.

Наклон грохота, число оборотов эксцентрикового вала и длина хода сита для получения достаточной производительности и эффективности грохочения устанавливаются опытным путем. Обычно частота вращения эксцентрикового вала составляет 300—500 об/мин.

Плоские качающиеся грохоты применяют для классификации сухим и мокрым способом материалов с размером кусков не более 50 мм.

Достоинства плоских качающихся грохотов: большая производительность, чем у колосниковых и барабанных грохотов, высокая эффективность грохочения, компактность, удобство обслуживания и ремонта.

Недостатком этих грохотов является неуравновешенность конструкции, в результате чего работа их сопровождается сотрясениями и толчками.

Вибрационные грохоты. В этих грохотах плоское и обычно наклонное сито совершает с помощью специального механизма — вибратора 900—1500 колебаний в 1 мин с амплитудой 0,5—12 мм. У вибрационных грохотов жесткая связь между элементами грохота полностью или частично отсутствует, вследствие чего амплитуды колебаний сита в различных точках его поверхности неодинаковы и зависят от числа колебаний, упругости опорных пружин, движущейся массы грохота с материалом и других факторов.

В настоящее время вибрационные грохоты получают широкое распространение благодаря следующим преимуществам: при любой частоте колебаний отверстия сит почти не забиваются материалом; более высокая производительность и эффективность грохочения, чем у грохотов других типов; пригодность для грохочения влажных материалов; компактность; относительная легкость регулирования и простота смены сит; меньший, чем для других грохотов, расход энергии.

Гидравлическая классификация и воздушная сепарация. Процессы разделения смесей твердых частиц на фракции по скорости их осаждения в жидкости или в воздухе подчиняются общим законам осаждения твердых тел.

Каждая отделенная гидравлической или воздушной классификацией фракция состоит из частиц, скорости осаждения которых в данной среде близки.

Гидравлическая классификация осуществляется в горизонтальном или восходящем потоке жидкости (обычно воды). При этом скорость потока выбирают такой, чтобы из классификатора выносились, т. е. направлялись в слив, частицы, меньшие определенного размера, а в классификаторе осаждались частицы больших размеров, обладающие большей скоростью осаждения — нижний продукт. Как и грохочение, водную классификацию можно проводить от крупного к мелкому или от мелкого к крупному, а также комбинированным способом.

Воздушная сепарация существенно отличается от гидравлической классификации тем, что скорость осаждения частиц в воздухе значительно больше скорости осаждения частиц в воде. Воздушная сепарация осуществляется обычно в восходящем воздушном потоке.

Гидравлические классификаторы. *Реечный гидравлический классификатор* представляет собой наклонное корыто, в котором движется рама с гребками. При течении суспензии по корыту и качаниях гребков взвешенные частицы, меньшие определенного размера, выносятся потоком жидкости через сливной порог классификатора. Более крупные частицы осаждаются и перемещаются гребками по дну корыта, а затем выводятся с приподнятого конца классификатора. Рама с гребками приводится в возвратно-поступательное движение кривошипно-шатунным или кулачковым механизмом. Реечные классификаторы имеют от 1 до 4 рам с гребками. Число качаний гребков составляет 14—28 в 1 мин.

Реечные классификаторы часто работают в замкнутом цикле с шаровыми измельчителями.

Для выделения наиболее мелких частиц применяют гидравлическую классификацию под действием центробежных сил. Для центробежной классификации используют *гидроциклоны*. Они характеризуются высокой производительностью, но иногда не обеспечивают достаточно четкую классификацию; вслед-

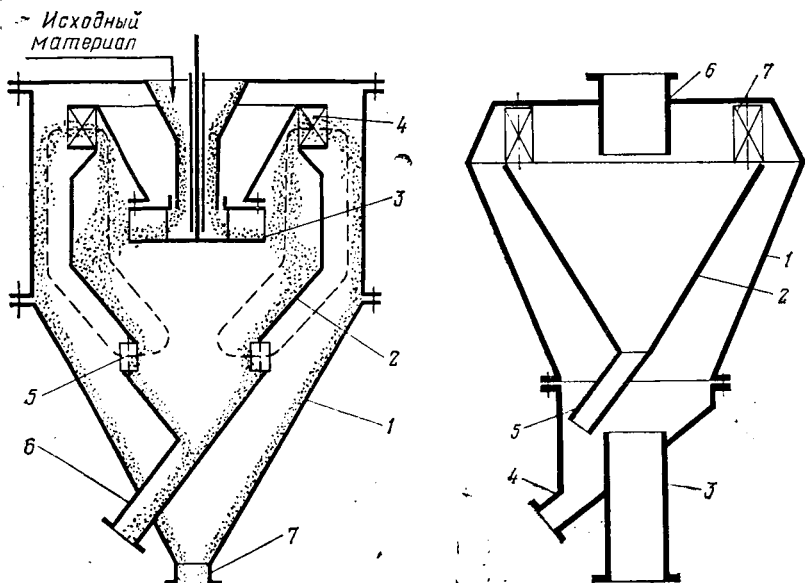


Рис. 19.20. Схема центробежно-воздушного сепаратора с замкнутой циркуляцией воздуха:

1 — корпус; 2 — внутренний конус; 3 — распределительный диск; 4 — вентилятор; 5 — заслонка; 6 — патрубок для удаления крупных частиц; 7 — патрубок для удаления мелких частиц

Рис. 19.21. Схема воздушно-проходного центробежного сепаратора:

1 — корпус; 2 — внутренний конус; 3 — патрубок для ввода исходного продукта; 4, 5 — патрубки для отвода крупных частиц; 6 — патрубок для вывода воздуха с мелкими частицами; 7 — поворотные лопасти

ствии сильного трения частиц о стенки происходит истирание материала и износ стенок гидроциклона.

Гидравлическая классификация тонких частиц (до 3—15 мкм) проводится в отстойных центрифугах со шнековой выгрузкой. **Воздушные сепараторы.** Разделение зернистого материала в воздушных сепараторах происходит чаще всего под действием центробежных сил.

По устройству воздушные сепараторы делятся на сепараторы с замкнутым потоком воздуха и воздушно-проходные.

Центробежно-воздушный сепаратор с замкнутым потоком воздуха (рис. 19.20) имеет конический корпус 1 и внутренний конус 2. Над внутренним конусом установлен вентилятор 4, создающий циркуляцию воздуха. Материал поступает через воронку на вращающийся распределительный диск 3 и отбрасывается центробежной силой к стенкам конуса 2. Крупные частицы сползают по стенкам и удаляются через трубу 6. Мелкие частицы подхватываются воздушным потоком, осаждаются

на стенках корпуса, сползают с них и выгружаются через трубу 7.

Разделение сыпучего материала на фракции по величине частиц регулируется поворотом заслонок 5, в результате чего изменяется величина потока циркулирующего воздуха.

На рис. 19.21 показана схема *воздушно-проходного центробежного сепаратора*, работающего обычно в одном агрегате с измельчителем. Измельченный материал, транспортируемый потоком воздуха, поступает из измельчителя в сепаратор снизу. Затем он движется по кольцевому каналу между корпусом 1 и внутренним конусом 2 и проходит между поворотными лопатками 7 в конус 2. Воздух с мелкими взвешенными частицами отсасывается через патрубок 6. Крупные частицы отбрасываются на стенки внутреннего конуса и удаляются из него через патрубок 5. Они присоединяются к потоку крупных частиц, осаждаемых в кольцевом канале. По патрубку 4 крупные частицы направляются на повторное измельчение в мельницу.

Выведенные с потоком воздуха по патрубку 6 мелкие частицы направляются в циклон, где они осаждаются. Воздух из циклона при работе в замкнутом цикле возвращается в измельчитель или при работе в открытом цикле выбрасывается наружу.

РЕКОМЕНДАТЕЛЬНЫЙ БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК*

Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. 9-е изд., пер. и доп. М.: Химия, 1973, 754 с.

Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии, Изд. 9-е, пер. и доп. Л.: Химия, 1981, 560 с.

Плановский А. Н., Рамм В. М., Каган С. З. Процессы и аппараты химической технологии. 5-е изд. М.: Химия, 1968. 848 с.

Молоканов Ю. К. Процессы и аппараты нефтегазопереработки. М.: Химия, 1980.

Гельперин Н. И. Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1981. 812 с. (В 2-х кн.).

Скобло А. И., Трегубова И. А., Молоканов Ю. К. Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. 2-е изд., перераб. и доп. М.: Химия, 1982. 584 с.

Гильденблат И. А. и др. Аппаратура гидромеханических и тепловых процессов химической технологии. М.: изд. МХТИ, 1981, 81 с.

Гильденблат И. А. и др. Аппаратура массообменных процессов химической технологии. М.: изд. МХТИ, 1981, 81 с.

Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. 9-е изд., перераб. и доп. Л.: Химия, 1981. 560 с.

Романков П. Г., Носков А. А. Сборник расчетных диаграмм по курсу процессов и аппаратов химической технологии. М.—Л.: Химия, 2-е испр. изд., 1977 г.

* Дополнен рецензентом проф. В. И. Коноваловым

Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию/Под ред. Ю. И. Дытнерского. М.: Химия, 1982. 272 с.

Руководство к практическим занятиям в лаборатории по курсу процессов и аппаратов химической технологии/Под ред. П. Г. Романкова. 5-е изд., перераб. Л.: Химия, 1979. 255 с.

Гусев Ю. И., Карасев И. Н., Кольман-Иванов Э. Э. и др. Конструирование и расчет машин химических производств. М.: Машиностроение, 1985. 408 с.

Лацинский А. А. Конструирование сварных химических аппаратов. — Справочник. Л.: Машиностроение, 1981. 382 с.

К главе 1

Левич В. Г. Физико-химическая гидродинамика. 2-е изд., доп. и перераб. М.: Физматгиз, 1959. 700 с.

Лыков А. В. Тепломассообмен: Справочник. 2-е изд., перераб. и доп. М.: Энергия, 1978. 480 с.

Бёрд Р., Стьюарт В., Лайтфут Е. Явление переноса. М.: Химия, 1974. 688 с.

Гухман А. А. Введение в теорию подобия. 2-е изд., доп. и перераб. М.: Высшая школа, 1973. 296 с.

Розен А. М. и др. Масштабный переход в химической технологии. Разработка промышленных аппаратов методом гидродинамического моделирования. М.: Химия, 1980. 320 с.

Идельчик И. Е. Аэродинамика технологических аппаратов. Подвод, отвод и распределение потока по сечению аппаратов. М.: Машиностроение, 1983. 351 с.

Кафаров В. В. Методы кибернетики в химии и химической технологии. 4-е изд., перераб. и доп. М.: Химия, 1985. 448 с.

Ахназарова С. Л., Кафаров В. В. Методы оптимизации эксперимента в химической технологии. 2-е изд. перераб. и доп. М.: Высшая школа, 1985. 327 с.

Автоматическое управление в химической промышленности/Под ред. Е. Г. Дудникова. М.: Химия, 1987. 368 с.

Норенков И. П. Введение в автоматизированное проектирование технических устройств и систем. М.: Высшая школа, 1980. 311 с.

К главе 2

Романков П. Г., Курочкина М. Н. Гидромеханические процессы химической технологии. 3-е изд. пер. Л.: Химия, 1982. 288 с.

К главам 3 и 4

Малиновская Т. И. и др. Разделение суспензий в химической промышленности. М.: Химия, 1983. 263 с.

Коузов П. А. и др. Очистка от пыли газов и воздуха в химической промышленности. Л.: Химия, 1982. 256 с.

Лукин В. Д., Курочкина М. И. Очистка вентиляционных выбросов в химической промышленности. Л.: Химия, 1980. 232 с.

Ужов В. Н. Очистка промышленных газов электрофильтрами. 2-е изд. М.: Химия, 1967.

Жужиков В. А. Фильтрация. Теория и практика разделения суспензий 4-е изд., перераб. и доп. М.: Химия, 1980. 400 с.

Соколов В. И. Центрифугирование. М.: Химия, 1976. 408 с.

Шкоропад Д. Е. Центрифуги для химических производств. М.: Машиностроение, 1975. 248 с.

Шкоропад Д. Е., Новиков О. П. Центрифуги и сепараторы для химических производств. М.: Химия, 1987. 456 с.

К главе 5

Васильцов Э. А., Ушаков В. Г. Аппараты для перемешивания жидких сред: Справочное пособие. Л.: Машиностроение, 1979. 272 с.

Брагинский Л. Н., Бегачев В. И., Барабаш В. М. Перемешивание в жидких средах. Физические основы и инженерные методы расчета. Л.: Химия, 1984. 336 с.

Гельперин Н. И., Айнштейн В. Г., Кваша В. Б. Основы техники псевдоожигения. М.: Химия, 1967. 664 с.

Тодес О. М., Цитович О. Б. Аппараты с кипящим зернистым слоем (Гидравлические и тепловые основы работы). Л.: Химия, 1981. 296 с.

Расчеты аппаратов кипящего слоя: Справочник/Под ред. И. П. Мухленова, Б. С. Сажина, В. Ф. Фролова. Л.: Химия, 1986. 349 с.

К главе 6

Романков П. Г., Фролов В. Ф. Теплообменные процессы химической технологии. Л.: Химия, 1982. 288 с.

Исаченко В. П., Осипова В. А., Сукомел А. С. Теплопередача. 4-е изд., перераб. и доп. М.: Энергоиздат, 1981. 416 с.

Кутателадзе С. С. Основы теории теплообмена. М.: Наука, 1970.

Хаузен Х. Теплопередача при противотоке, прямотоке и перекрестном токе. М.: Энергоиздат, 1981. 384 с.

Лыков А. В. Теория теплопроводности. М.: Высшая школа, 1967. 600 с.

Кутелов А. М., Стерман Л. С., Стюшин Н. Г. Гидродинамика и теплообмен при парообразовании. М.: Высшая школа. 1983. 448 с.

К главам 7, 8, 10

Промышленные тепломассообменные процессы и установки/Под ред. А. М. Бакластова. М.: Энергоатомиздат, 1986. 328 с.

Маньковский О. Н., Толчинский А. Р., Александров М. В. Теплообменная аппаратура химических производств. Инженерные методы расчета. Л.: Химия, 1976. 368 с.

Коваленко Л. М., Глушков А. Ф. Теплообменники с интенсификацией теплоотдачи. М.: Энергоатомиздат, 1986. 240 с.

Чечеткин А. В. Высокотемпературные теплоносители. М.: Энергия, 1971. 496 с.

Барановский Н. В., Коваленко Л. М., Ястребенецкий А. С. Пластиначные и спиральные теплообменники. М.: Машиностроение, 1973. 288 с.

Олевский В. М., Ручинский В. Р. Роторно-пленочные тепло- и массообменные аппараты. М.: Химия, 1977. 206 с.

Тепловая изоляция: Справочник строителя/Под ред. Г. Ф. Кузнецова. 4-е изд., перераб. и доп. М.: Стройиздат, 1985. 421 с.

Таубман Е. И. Выпаривание. М.: Химия, 1982. 328 с.

К главе 9

Усюкин И. П. Установки, машины и аппараты криогенной техники. Ч. 1. М.: Пищевая промышленность, 1976. 343 с. Ч. 2. М.: Легкая и пищевая промышленность, 1982. 296 с.

Курылев Е. С., Герасимов Н. А. Холодильные установки. Л.: Машиностроение, 1980. 622 с.

Кошкин Н. Н. и др. Тепловые и конструктивные расчеты холодильных машин. Л.: Машиностроение, 1976. 464 с.

К главе 11

Кафаров В. В. Основы массопередачи. Системы газ—жидкость, пар—жидкость, жидкость — жидкость. 3-е изд., перераб. и доп. М.: Высшая школа, 1979. 440 с.

Романков П. Г., Рашковская Н. Б., Фролов В. Ф. Массообменные процессы химической технологии. (Системы с твердой фазой). Л.: Химия, 1975. 336 с.

К главе 12

Рамм В. М. Абсорбция газов. 2-е изд., перераб. и доп. М.: Химия, 1976. 655 с.

Багатуров С. А. Основы теории и расчета перегонки и ректификации. 3-е изд., перераб. М.: Химия, 1974. 440 с.

Александров И. А. Ректификационные и абсорбционные аппараты: Методы расчета и основы конструирования. 3-е изд., перераб. М.: Химия, 1978. 277 с.

Петлюк Ф. Б., Серафимов Л. А. Многокомпонентная ректификация. Теория и расчет. М.: Химия, 1983. 303 с.

Касаткин А. Г., Плановский А. Н., Чехов О. С. Расчет тарельчатых ректификационных и абсорбционных аппаратов. М.: Стандартгиз, 1961. 81 с.

Тарат Э. Я., Мухленов И. П., Туболкин А. Ф., Тумаркина Е. С. Пенный режим и пенные аппараты. Л.: Химия, 1977. 304 с.

К главе 13

Основы жидкостной экстракции/Под ред. Г. А. Ягодина. М.: Химия, 1981. 400 с.

Трейбал Р. Жидкостная экстракция. М.: Химия, 1966. 724 с.

К главе 14

Кафаров В. В., Дорохов И. Н., Кольцова Э. М. Системный анализ процессов химической технологии. Процессы массовой кристаллизации из растворов и газовой фазы. М.: Наука, 1983. 368 с.

Тодес О. М., Себалло В. А., Гольцикер А. Д. Массовая кристаллизация из растворов. Л.: Химия, 1984. 232 с.

Гельперин Н. И., Носов Г. А. Основы техники кристаллизации расплавов. М.: Химия, 1975. 351 с.

Хамский Е. В. Кристаллизация в химической промышленности. М.: Химия, 1979. 343 с.

Гельперин Н. И., Носов Г. А. Основы техники фракционной кристаллизации. М.: Химия, 1986. 304 с.

Романков П. Г., Курочкина М. И. Экстрагирование из твердых материалов. Л.: Химия, 1983. 256 с.

К главе 15

Кельцев Н. В. Основы адсорбционной техники. 2-е изд., перераб. и доп. М.: Химия, 1984. 592 с.

Серпионова Е. Н. Промышленная адсорбция газов и паров. 2-е изд., перераб. и доп. М.: Высшая школа, 1969. 415 с.

Лукин В. Д., Анцыпович И. С. Регенерация адсорбентов. Л.: Химия, 1983. 215 с.

Иониты в химической технологии/Под ред. Б. П. Никольского и П. Г. Романкова. Л.: Химия, 1982. 416 с.

К главе 16

Лыков А. В. Теория сушки. 2-е изд., перераб. и доп. М.: Энергия, 1968. 472 с.

Романков П. Г., Рашковская Н. Б. Сушка во взвешенном состоянии. 3-е изд., перераб. и доп. Л.: Химия, 1979. 272 с.

Сажин Б. С. Основы техники сушки. М.: Химия, 1984. 365 с.

Лыков М. В. Сушка в химической промышленности. М.: Химия, 1970. 430 с.

Плановский А. Н., Муштаев В. И., Ульянов В. М. Сушка дисперсных материалов в химической промышленности. М.: Химия, 1979. 288 с.

Муштаев В. И., Ульянов В. М., Тимонин А. С. Сушка в условиях пневмотранспорта. М.: Химия. 1984. 232 с.

Фролов В. Ф. Моделирование сушки дисперсных материалов. Л.: Химия, 1986. 156 с.

К главе 17

Хванг С.-Т., Каммермейер К. Мембранные процессы разделения. М.: Химия, 1981. 464 с.

Дытнерский Ю. И. Мембранные процессы разделения жидких смесей. М.: Химия, 1975. 232 с.

Дытнерский Ю. И. Баромембранные процессы. Теория и расчет. М.: Химия, 1986. 272 с.

Будяга В. П., Перепечкин Л. П., Каталевский Е. Е. Полимерные мембраны. М.: Химия, 1981. 232 с.

К главе 18

Кутепов А. М., Бондарева Т. И., Беренгартен М. Г. Общая химическая технология. М.: Высшая школа, 1985. 448 с.

Орочко Д. И. Теоретические основы ведения синтезов жидких топлив. М.—Л.: Гостоптехиздат, 1951. 460 с.

Слинько М. Г. Моделирование химических реакторов. Новосибирск: Наука, 1968. 95 с.

Рейхсфельд В. О., Шейн В. С., Ермаков В. И. Реакционная аппаратура и машины заводов ООС и СК. 2-е изд., перераб. Л.: Химия, 1985. 264 с.

Плановский А. Н., Гуревич Д. А. Аппаратура промышленности полупродуктов и красителей. М.: Госхимиздат, 1961. 504 с.

Соколов В. Н., Доманский И. В. Газожидкостные реакторы. Л.: Машиностроение, 1976. 216 с.

Смирнов Н. Н., Волжинский А. И. Химические реакторы в примерах и задачах. 2-е изд., перераб. Л.: Химия, 1986. 224 с.

К главе 19

Кафаров В. В., Дорохов И. Н., Арутюнов С. Ю. Системный анализ процессов химической технологии. Процессы измельчения и смешения сыпучих материалов. М.: Наука, 1985. 440 с.

Сиденко П. М. Измельчение в химической промышленности. М.: Химия, 1968. 383 с.

Серго Е. Е. Дробление, измельчение и грохочение полезных ископаемых. М.: Недра, 1985. 285 с.

Макаров Ю. И., Зайцев А. И. Новые типы машин и аппаратов для переработки сыпучих материалов. М.: изд. МИХМ, 1982. 76 с.

Класен П. В., Гришаев И. Г. Основы техники гранулирования. М.: Химия, 1982. 272 с.

Учебное издание

*Александр Николаевич Плановский
Петр Иванович Николаев*

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ХИМИЧЕСКОЙ И НЕФТЕХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

Редактор Р. Е. Миневич
Художественный редактор Л. А. Леонтьева
Технический редактор Ю. А. Пантелеева
Корректор М. В. Черниковская

ИБ № 1952

Сдано в наб. 20.02.87. Подп. в печ. 09.06.87. Формат бумаги 60×90¹/₁₆. Бумага тип. № 2. Гарн. литературная. Печать высокая. Усл. печ. л. 31. Усл. кр.-отг. 31. Уч.-изд. л. 32,32. Тираж 31 000 экз. Заказ № 872. Цена 1 р. 40 к. Изд. № 2990.

Ордена «Знак Почета» издательство «Химия», 107076, Москва, Стромынка, 21, кор. 2.

Московская типография № 11 Союзполиграфпрома при Государственном комитете СССР по делам издательств, полиграфии и книжной торговли. 113105, Москва, Нагатинская ул., д. 1.