

ББК 6П7.1
П845
УДК 66.02 (075.32)

Авторы: П. Г. Романков, М. И. Курочкина, Ю. Я. Мозжерин, Н. Н. Смирнов

Рецензенты: зав. кафедрой процессов и аппаратов химической технологии Ивановского химико-технологического института д-р техн. наук, проф. В. Н. Кисельников; зам. директора по учебной работе Калининского химико-технологического техникума Н. Л. Белозерова

Процессы и аппараты химической промышленности
П845 Учебник для техникумов/ П. Г. Романков, М. И. Курочкина, Ю. Я. Мозжерин и др. — Л.: Химия, 1989. — 560 с.: ил.

ISBN 5—7245—0020—5

В учебнике рассматриваются основные технологические процессы и аппараты химической промышленности — гидромеханические, тепловые, массообменные, химические и механические.

Изложены теоретические основы типовых процессов химической технологии, принципы действия важнейших аппаратов и методы их расчета. Даны развернутые примеры расчета основных типов химических реакторов.

Книга предназначена для учащихся химико-технологических и политехнических техникумов.

П 2801000000—176 Св. план для
050(01)—88 сред. спец. учеб. 37—88
заведений

ББК 6П7.1

учебник для техникумов

Романков Петр Григорьевич
Курочкина Мария Ивановна

Мозжерин Юрий Яковлевич
Смирнов Николай Николаевич

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ХИМИЧЕСКОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ

Редакторы: Ю. К. Кузнецов, И. П. Шубная
Техн. редактор Л. Ю. Линева
Корректор Л. С. Александрова

ИБ № 2193

Сдано в набор 12.04.89. Подписано в печать 16.11.89. М-45721. Формат бумаги 60×90 1/16. Бумага тип. № 2. Гарнитура литературная. Печать высокая. Усл. печ. л. 35,0. Усл. кр.-пт. 35,0. Уч.-изд. л. 37,0. Тираж 43 750 экз. Зак. 1017. Цена 1 р. 60 к.

Ордена Почета издательство «Химия», Ленинградское отделение, 191188, г. Ленинград, Д-186, Невский пр., 28.

Ленинградская типография № 2 головное предприятие ордена Трудового Красного Знамени Ленинградского объединения «Техническая книга» им. Евгения Соколова Союзполиграфпрома при Государственном комитете СССР по делам издательства, полиграфии и книжной торговли, 198052, г. Ленинград, Л-52, Измайловский проспект, 29.

ISBN 5—7245—0020—5

© Издательство «Химия», 1989

СОДЕРЖАНИЕ

Предисловие	10
Введение	12
Краткий исторический очерк процессов и аппаратов химической промышленности	12
Классификация основных процессов химической технологии	14
РАЗДЕЛ I. ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ	16
Глава 1. Основы прикладной гидравлики	16
1.1. Гидростатика	16
Системы единиц измерения физических величин	17
Основные физические свойства жидкостей	17
Дифференциальное уравнение равновесия жидкости (газа) Эйлера	19
Основное уравнение гидростатики	20
Уравнение Паскаля	20
1.2. Гидродинамика	21
Вязкость	21
Ньютоновские и неньютоновские жидкости	24
Скорость и расход жидкости	25
Уравнение неразрывности	27
Дифференциальные уравнения движения вязкой несжимаемой жидкости (уравнения Навье — Стокса)	27
Материальный и энергетический балансы потока	29
Режимы движения реальной жидкости	31
Распределение скоростей по сечению потока	34
Моделирование и гидродинамическое подобие	35
Основы теории подобия	37
Основные критерии гидродинамического подобия	41
Метод анализа размерностей	42
Структура потоков и распределение времени пребывания жидкости в аппаратах	43
Физические модели структуры потоков	44
Закон сопротивления при движении потока в трубах	48
Экономически оптимальная скорость жидкости в трубопроводах	55
Определение расхода энергии на транспортирование жидкости по трубам	56
Движение жидкости через отверстия и водосливы, неподвижные насадки	57
Пленочное движение жидкостей	60
Движение жидкости в <i>слож</i>	62
Псевдооживление	64
Двух- и трехфазные системы	69
Глава 2. Перемещение жидкостей и газов	72
2.1. Трубопроводы	72
Трубы	73
Арматура	80
Расчет трубопроводов	82

2.2. Классификация насосов, вентиляторов, компрессоров	88
2.3. Насосы	86
Поршневые насосы	86
Центробежные насосы	91
Насосы других типов	97
2.4. Вентиляторы	99
Центробежные вентиляторы	100
Осевые вентиляторы	101
2.5. Компрессоры	103
Центробежные компрессоры и газодувки	104
Поршневые компрессоры	109
Глава 3. Разделение жидких и газовых неоднородных систем	114
3.1. Классификация неоднородных систем и методов их разделения	114
3.2. Осаждение	115
Гравитационное осаждение	116
Осаждение под действием центробежной силы	121
Отстойники	122
Гидроциклоны	125
3.3. Фильтрование	127
Фильтрующие перегородки	128
Способы фильтрования	129
Уравнение фильтрования	129
Определение констант фильтрования	131
Промывка осадков	132
Основные конструктивные типы фильтров	134
3.4. Центрифугирование	140
3.5. Ультрафильтрование и обратный осмос	146
3.6. Очистка газов от пыли	149
Осаждение пыли под действием силы тяжести	149
Разделение неоднородных пылегазовых систем под действием центро- бежных сил	150
Фильтрование газов	153
Очистка газов в электрофильтрах	155
Мокрая очистка газов	156
3.7. Интенсификация процессов разделения жидких и газовых неоднород- ных систем	158
Фильтрование	158
Фильтровальное оборудование	160
Глава 4. Перемешивание в жидких средах	162
4.1. Способы перемешивания	162
4.2. Перемешивание механическими мешалками	163
Типы мешалок	163
Режимы перемешивания	165
Расход мощности при механическом перемешивании	171
Моделирование аппаратов с мешалками	173
Конструкции аппаратов с мешалками	174
4.3. Циркуляционное перемешивание	177
4.4. Поточное перемешивание	178
4.5. Пневматическое (барботажное) перемешивание	179
4.6. Интенсификация процессов перемешивания	180
РАЗДЕЛ II. ТЕПЛОВЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ	182
Глава 5. Основы теплопередачи	182
5.1. Механизм переноса теплоты	182
Тепловой баланс	183
Температурное поле и температурный градиент. Тепловой поток	184

Теплопроводность. Закон Фурье	185
Конвекция. Закон Ньютона	186
5.2. Условия теплового подобия. Критерии теплового подобия	188
5.3. Теплоотдача без изменения агрегатного состояния потока	190
Теплообмен при вынужденной конвекции	190
Теплоотдача в прямых трубах и каналах	190
Теплоотдача к жидкости, движущейся в канале с концентрическим сечением	192
Теплоотдача при продольном омывании пучка труб	192
Теплоотдача при поперечном обтекании труб	193
Теплоотдача в аппаратах с мешалкой	194
Теплоотдача при пленочном течении жидкости	194
5.4. Теплоотдача при изменении агрегатного состояния потока	195
Теплообмен при естественной конвекции	195
Теплоотдача при кипении жидкостей	196
Теплоотдача при конденсации пара	197
5.5. Численные значения коэффициентов теплоотдачи	199
5.6. Теплопередача	200
Основное уравнение теплопередачи	200
Теплопередача через плоскую стенку	200
Теплопередача через цилиндрическую стенку	201
Движущая сила процесса теплопередачи	202
Определение температуры стенки	204
5.7. Лучеиспускание	204
Закон Стефана — Больцмана	205
Закон Кирхгофа	205
Совместная теплоотдача лучеиспусканием и конвекцией	206
Потери теплоты в окружающую среду	206

Глава 6. Источники энергии. Теплообменные аппараты 207

6.1. Источники энергии. Топливо-энергетическая база СССР. Энергетическая программа СССР	207
6.2. Требования, предъявляемые к теплоносителям в химической промышленности	210
6.3. Нагревающие агенты и способы нагревания	211
Водяной пар	211
Горячая вода	213
Высокотемпературные органические теплоносители (ВОТ)	215
Расплавы неорганических солей	216
Жидкие металлы	216
Топочные газы	216
Электронагрев	218
6.4. Охлаждающие агенты и способы охлаждения	219
6.5. Теплообменные аппараты	221
Классификация теплообменников	221
Поверхностные теплообменные аппараты	221
Смесительные теплообменники	237
Регенеративные теплообменники	239
6.6. Теплообмен в кипящем (псевдоожженном) слое	241
6.7. Основы выбора теплообменных аппаратов. Материалы, применяемые для изготовления теплообменников	242

Глава 7. Выпаривание растворов 246

7.1. Способы выпаривания	247
7.2. Выпарные аппараты	247
Классификация выпарных аппаратов	248
Выпарные аппараты поверхностного типа	249
Выпарные аппараты контактного типа	259
7.3. Основы выбора выпарных аппаратов. Конструкционные материалы	262

7.4. Расчет выпарного аппарата	263
Материальный баланс	263
Тепловой баланс	269
Площадь поверхности теплообмена	264
Общая разность температур. Температурные потери. Температура кипения раствора	265
7.5. Многокорпусные выпарные установки	266
Схемы многокорпусных выпарных установок	267
Расчет многокорпусных выпарных установок	270
7.6. Адиабатные выпарные установки	273
7.7. Выпарные установки с тепловым насосом	274
Глава 8. Искусственное охлаждение	276
8.1. Способы получения искусственного холода	276
8.2. Умеренное охлаждение	277
Холодильные машины	277
Хладагенты	278
Передача холода на расстояние с помощью промежуточных хладоносителей	280
8.3. Компрессионные холодильные машины	280
Цикл идеальной компрессионной холодильной машины	280
Цикл действительной компрессионной холодильной машины	283
Многоступенчатые холодильные машины	285
Оборудование парокомпрессионной холодильной установки	287
8.4. Абсорбционные холодильные машины	289
8.6. Пароэжекторные холодильные машины	290
8.6. Глубокое охлаждение	291
РАЗДЕЛ III. МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ	304
Глава 9. Основы массопередачи	304
9.1. Общие сведения о массообменных процессах	304
Промышленные процессы массопередачи	304
Способы выражения состава фаз	305
9.2. Статика массообменных процессов	305
Равновесие между фазами	305
Материальный баланс массообменных процессов. Рабочая линия	306
9.3. Кинетика массообменных процессов	307
Направление массопередачи и движущая сила массообменных процессов	307
Скорость массопередачи	307
Дифференциальное уравнение переноса массы в потоке	310
9.4. Моделирование массообменных процессов	312
Уравнения массоотдачи и массопередачи	312
Подобие диффузионных процессов. Критерии подобия	315
Средняя движущая сила массопередачи	316
Способы определения общего числа единиц переноса	318
9.5. Основы расчета массообменных аппаратов	320
Расчет непрерывно-противоточных аппаратов	320
Расчет ступенчато-противоточных аппаратов	320
Метод теоретических ступеней изменения концентрации	322
Глава 10. Абсорбция	324
10.1. Общие сведения. Физические основы процесса	324
10.2. Статика процесса абсорбции	324
Материальный баланс абсорбера	326
Расход абсорбента	328
10.3. Кинетика процесса абсорбции	328
10.4. Схемы абсорбционных установок непрерывного действия	329

10.5. Расчет абсорберов	331
10.6. Основные конструктивные типы абсорберов. Сепарационные устройства	333
10.7. Десорбция	341
Глава 11. Дистилляция и ректификация	342
11.1. Общие сведения	342
11.2. Дистилляция	345
Простая дистилляция	345
Дистилляция в токе водяного пара и инертных газов	349
Молекулярная дистилляция	351
11.3. Ректификация	352
Материальный баланс ректификационной колонны	353
Построение рабочих линий на диаграмме $y-x$	355
Флегмовое число	356
Тепловой баланс ректификационной колонны	357
Периодическая ректификация	358
Экстрактивная ректификация	359
Азеотропная ректификация	360
Устройство и расчет ректификационных колонн	361
11.4. Интенсификация процессов дистилляции и ректификации	363
Глава 12. Жидкостная экстракция и экстрагирование	365
12.1. Экстракция в системе жидкость — жидкость	366
Общая характеристика процесса	366
Выбор растворителя	366
Статика процесса экстракционного извлечения	368
Треугольная диаграмма	368
Методы экстракционного разделения	370
12.2. Расчет экстракционных процессов	371
Одноступенчатое однократное экстракционное разделение	371
Минимальный расход растворителя	374
Многоступенчатое (многократное) экстракционное разделение	374
Многоступенчатое противоточное экстракционное разделение	375
Классификация и типовые конструкции экстракционных аппаратов	377
12.3. Экстрагирование в системе жидкость — твердое тело	384
Глава 13. Адсорбция и ионный обмен	385
13.1. Общие сведения	385
13.2. Промышленные адсорбенты и иониты	386
13.3. Фазовое равновесие при адсорбции	388
Типы изотерм адсорбции	389
Активность адсорбента	391
Материальный баланс адсорбции	392
Теплота адсорбции	392
13.4. Кинетика адсорбции	392
Расчет адсорбции в неподвижном слое адсорбента	393
Методы адсорбции и десорбции	395
Расчет адсорбции в движущемся слое адсорбента	395
13.5. Типовые конструкции адсорбентов периодического и непрерывного действия	396
13.6. Ионный обмен	402
Глава 14. Сушка	403
14.1. Общая характеристика	403
Классификация процессов сушки	403
Связь влаги с материалом	404
14.2. Контактная сушка	406
Тепловой баланс контактной сушки	406
Контактные сушилки	407

14.3. Конвективная сушка	407
Основные свойства влажного воздуха	408
Уравнение влагосодержания	408
Уравнение энтальпии	409
Диаграмма состояния влажного атмосферного воздуха	409
Материальный баланс воздушной конвективной сушилки	411
Тепловой баланс воздушной конвективной сушилки	412
Изображение основных вариантов конвективной сушилки на диаграмме $t-h$ для теоретической сушилки	413
Изображение реального процесса сушки (нормальный вариант) на диаграмме $t-h$	416
Тепло- и массообмен между воздухом и материалом при сушке	417
Движущая сила процесса сушки	418
Равновесная влажность и связь влаги с материалом	420
14.4. Кинетика процесса сушки	420
Периоды постоянной и падающей скорости	420
Продолжительность сушки. Константы скорости сушки	422
14.5. Конструкции сушилок	423
14.6. Специальные способы сушки	430
Сушка инфракрасными лучами (радиационная сушка)	430
Сушка токами высокой частоты	431
Сублимационная сушка	432

Глава 15. Кристаллизация 432

15.1. Общие сведения	432
15.2. Кристаллизация из растворов	433
Физические основы процесса	433
Кинетика кристаллизации	435
Теории кристаллизации	436
15.3. Способы кристаллизации	437
15.4. Кристаллизаторы	439
15.5. Расчет кристаллизатора	441
15.6. Кристаллизация из расплавов	442
15.7. Зонная плавка	444

РАЗДЕЛ IV. ХИМИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ И РЕАКТОРЫ 446

Глава 16. Химические процессы 447

16.1. Классификация химических процессов	447
16.2. Степень превращения, выход и избирательность химического процесса	450
16.3. Материальный и тепловой балансы процесса химического превращения вещества	453
16.4. Равновесие и скорость химического процесса	457
16.5. Химическая кинетика и катализ	460
16.6. Основные факторы, влияющие на скорость химического превращения вещества	465
16.7. Способы ведения химических процессов (методы оперирования)	471

Глава 17. Химические реакторы 475

17.1. Классификация химических реакторов	475
17.2. Конструктивные типы реакторов	486
17.3. Основные конструкционные материалы	488
17.4. Устройства для перемешивания и теплообмена в реакторе	490
17.5. Сравнение и выбор типа реактора	494
17.6. Примеры аппаратного оформления реакторных процессов химической технологии	499

РАЗДЕЛ V. МЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ	504
Глава 18. Измельчение твердых материалов	504
18.1. Общие сведения	504
18.2. Модели механизма измельчения	506
18.3. Способы измельчения	508
18.4. Схемы измельчения	509
18.5. Оборудование для дробления	511
18.6. Оборудование для помола	515
Глава 19. Классификация, дозирование и смешение твердых материалов	519
19.1. Методы классификации	519
Грохочение, сита и ситовой анализ	520
Типы грохотов	523
Пневмо- и гидроклассификаторы	526
19.2. Дозирование	528
Бункеры и затворы к ним	530
Дозаторы	533
Питатели	534
19.3. Смешение	535
Глава 20. Перемещение твердых материалов	539
20.1. Классификация транспортных устройств	540
Механические транспортные устройства для вертикального и смешанного перемещения	540
Механические транспортные устройства для горизонтального перемещения	542
Пневмо- и гидротранспорт	543
20.2. Расчет производительности и расхода энергии транспортных устройств	548
Производительность транспортных устройств	548
Мощность, расходуемая в транспортных устройствах	550
Библиографический список	552
Предметный указатель	553

ВВЕДЕНИЕ

КРАТКИЙ ИСТОРИЧЕСКИЙ ОЧЕРК ПРОЦЕССОВ И АППАРАТОВ ХИМИЧЕСКОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ

В книге «К познанию России» (1906 г.) Дмитрий Иванович Менделеев изложил свои идеи о путях развития отечественной промышленности с использованием наиболее передовых технологических приемов. Эти идеи были истоком первой научной школы химической технологии, зародившейся в Петербургском технологическом институте (ныне Ленинградский технологический институт им. Ленсовета).

В течение 40 лет преподавал в Технологическом институте профессор Александр Кириллович Крупский. Он впервые обратил внимание на то, что на большинстве предприятий химической и смежных отраслей промышленности встречаются одни и те же процессы, одни и те же конструкции химических аппаратов и другого оборудования (фильтры, центрифуги, теплообменники, выпарные установки, ректификационные установки и др.). А. К. Крупский предложил рассматривать все типовые процессы и аппараты химической технологии с единой точки зрения и встал на путь обобщения в области теории этих процессов. Профессор А. К. Крупский по праву считается основоположником науки о процессах и аппаратах химической технологии в нашей стране. Следует отметить также его большой вклад в развитие химической промышленности.

Эстафету от А. К. Крупского принял академик Дмитрий Петрович Коновалов, получивший широкую известность как выдающийся ученый в области физической химии растворов.

Д. П. Коновалов активно поддерживал преподавательскую деятельность профессора Леонида Философовича Фокина, который начал работать еще с 1908 г. под руководством А. К. Крупского. В 1915 г. Л. Ф. Фокин начал читать новый курс «Методы и орудия химической техники». Он опубликовал две части читаемого им курса в виде монографий «Обработка газов» (1923 г.) и «Обработка жидкостей» (1925 г.). Это были первые учебные пособия по курсу, который впоследствии стал называться курсом процессов и аппаратов.

Следует отметить, что одновременно с этими изданиями было опубликовано подобное учебное пособие и в США (авторы Уокер, Чэпман и Мак-Адамс), которое в дальнейшем было переведено на русский язык под редакцией профессора Константина

Феофановича Павлова под названием «Типовая химическая аппаратура».

К. Ф. Павлов широко известен не только как видный деятель советской высшей школы, отдавший 25 лет своей жизни делу подготовки инженеров-химиков, но и как крупный специалист, много сделавший для развития химического машиностроения, реализации новых химических производств и для становления новой научной дисциплины — процессов и аппаратов химической технологии. В 1921 г. К. Ф. Павлов закончил Петроградский университет по химическому отделению физико-математического факультета и, глубоко заинтересовавшись вопросами развивающейся химической промышленности, поступил на химический факультет Технологического института. В 1926 г. он блестяще закончил этот институт, а в 1929 г. возглавил кафедру общей химической технологии и химической аппаратуры. В 1929 г. им была опубликована первая в стране книга «Методы расчета химической аппаратуры», явившаяся основным учебным пособием по курсу химической аппаратуры.

Ученик К. Ф. Павлова член-корреспондент АН СССР Петр Григорьевич Романков создал и возглавил современную ленинградскую научную школу по процессам и аппаратам химической технологии. Он заведовал кафедрой процессов и аппаратов ЛТИ им. Ленсовета в течение 45 лет. На кафедре была создана образцовая лаборатория по процессам и аппаратам.

К числу основоположников курса процессов и аппаратов наряду с А. К. Крупским относится профессор Иван Александрович Тищенко — крупный специалист в области технологии сахара, известный своими работами по расчету многокорпусных выпарных установок. Он был первым ректором МХТИ им. Д. И. Менделеева. К московской научной школе относятся также академик Николай Михайлович Жаворонков, Андрей Георгиевич Касаткин, Нисон Ильич Гельперин, Виктор Вячеславович Кафаров (ныне академик и заведующий кафедрой кибернетики химико-технологических процессов МХТИ им. Д. И. Менделеева), Александр Николаевич Плановский, Алексей Митрофанович Кутепов и другие. Наряду с ленинградской и московской научными школами в нашей стране имеются киевская (Всеволод Николаевич Стабников), воронежская (Марк Ефимович Кишиневский), львовская (Григорий Абрамович Аксельруд) и другие школы.

Существенный вклад в развитие науки о процессах и аппаратах внесли и вносят зарубежные ученые из Массачусетского технологического института в США (Уокер, Льюис, Мак-Адамс, Гиллиленд, Шервуд и др.), Кембриджского университета в Англии (Данквертс, Дэвидсон, а также Ричардсон и Коулсон), Варшавского политехнического института в ПНР (Циборовский) и т. д.

КЛАССИФИКАЦИЯ ОСНОВНЫХ ПРОЦЕССОВ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

Основные процессы химической технологии по своей природе разделяются на пять классов: 1) гидромеханические; 2) тепловые; 3) массообменные; 4) химические; 5) механические (механотехнологические). В каждом классе объединены химико-технологические процессы, характеризующиеся законами, относящимися к данной области науки и определяющими скорость процесса.

Если процесс характеризуется признаками двух начал (например, массообмена и термодинамики), то принадлежность к тому или иному классу определяется его целенаправленностью. Например, сушка — одновременно массообменный и тепловой процесс, однако цель его заключается в диффузионном удалении влаги, поэтому сушку относят к классу массообменных процессов.

Классы делятся на подклассы, различающиеся по физико-химической (или физической) сущности процессов. Так, класс «Гидромеханические процессы» может быть разделен на подклассы: 1.1 — образование неоднородных систем; 1.2 — разделение жидких неоднородных систем; 1.3 — разделение газовых неоднородных систем; 1.4 — перемещение жидких и газовых систем.

Подклассы обозначают двумя цифрами, где первая соответствует номеру класса в схеме, а вторая — номеру подкласса. Например, в классе «Тепловые процессы» можно выделить: 2.1 — процессы, идущие с изменением агрегатного состояния; 2.2 — без изменения агрегатного состояния; в класс «Массообменные процессы» входят: 3.1 — тепломассообменные; 3.2 — сорбционные; 3.3 — экстракционные; 3.4 — электродиффузионные; 3.5 — мембранные и др.; в класс «Механические процессы»: 4.1 — разделение твердых тел; 4.2 — измельчение; 4.3 — смешение; 4.4 — формообразование; 4.5 — дозирование и т. д.

Подклассы в свою очередь делятся на группы процессов, отличающихся способом осуществления или целенаправленностью. Например, подкласс «Образование неоднородных систем» разделяется на следующие группы: 1.2.1 — перемешивание; 1.2.2 — диспергирование; 1.2.3 — псевдооживление; 1.2.4 — пенообразование.

Группы процессов делятся на подгруппы по способу осуществления или отличию агрегатного состояния вещества в начале либо в конце процесса. Например, группа «Перемешивание» включает подгруппы: «Перемешивание циркуляционное», «Перемешивание пневматическое», «Перемешивание механическое».

Подгруппы процессов делятся на виды по условиям проведения процесса или различию его аппаратного оформления. Так, подгруппа «Центрифугирование осадительное» включает следующие виды процессов: «Центрифугирование осадительное

периодическое» и «Центрифугирование осадительное непрерывное».

На последней классификационной ступени виду аппарата соответствует название типа аппарата, в котором данный процесс осуществляется.

Такая классификационная система основных процессов химической технологии удобна еще и тем, что дает возможность установить единую номенклатуру типовой химической аппаратуры, используемой для проведения этих процессов, и может служить основой для составления классификации машин и аппаратов химической технологии.

Четкая классификация необходима и для планирования научных исследований, при оценке полноты информации и для решения целого ряда экономических задач (планирование закупок, поставок и др.).

Такая классификационная система удобна также тем, что она может быть при необходимости (например, при разработке новых процессов) продолжена как по горизонтали, так и по вертикали без нарушения принятой цифровой системы кодирования.

Известны и другие классификационные схемы, отличающиеся классификационными признаками, такими как принцип действия, движущая сила и т. п.

По способу организации процессы можно разделить на периодические и непрерывные.

ГИДРОМЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

Гидромеханика — наука, изучающая равновесие и движение жидкости, а также взаимодействие между жидкостью и твердыми частицами, погруженными в жидкость полностью или частично.

По принципу целенаправленности гидромеханические процессы химической технологии можно разделить на: 1) процессы перемещения потоков в трубопроводах и аппаратах (что связано с различием видов и способов движения жидкостей, газов и их смесей); 2) процессы, протекающие с разделением неоднородных систем (осаждение, классификация, фильтрование, центрифугирование), и 3) процессы, протекающие с образованием неоднородных систем (перемешивание, псевдоожижение и др.).

ГЛАВА I

ОСНОВЫ ПРИКЛАДНОЙ ГИДРАВЛИКИ

Законы гидромеханики и их практические приложения изучают в *гидравлике*. Гидравлика состоит из гидростатики и гидродинамики.

В *гидростатике* изучают законы равновесия жидкостей и газов, в *гидродинамике* — законы их движения.

Гидродинамические закономерности в значительной степени определяют ход процессов теплопередачи, массопередачи и химических реакций в промышленных аппаратах.

Во всех химических производствах транспортируют и перерабатывают жидкое, газообразное, твердое сырье (или их смеси) в разнообразные химические продукты, также имеющие различные агрегатные состояния.

1.1. ГИДРОСТАТИКА

Условия равновесия жидкостей и газов определяются силами, действующими на некоторый объем жидкости. При этом делается допущение, что все пространство в данном объеме непрерывно (сплошным образом) заполнено веществом. Силы,

действующие на выделенный объем жидкости, в зависимости от области приложения делятся на *внешние* и *внутренние*. По своей природе (или по характеру действия) силы делятся на *поверхностные* и *массовые (объемные)*.

Жидкости и газы отличаются сплошностью¹⁾ и текучестью (легкой подвижностью).

При изучении законов равновесия жидкостей и газов используют понятия об идеальной (гипотетической) и реальной жидкостях. *Идеальная жидкость* обладает бесконечно большой текучестью. Она абсолютно несжимаема под действием давления, не изменяет плотности при изменении температуры и не обладает внутренним трением (вязкостью). *Реальные жидкости* делятся на капельные (собственно жидкости) и упругие (газы и пары). Капельные жидкости практически несжимаемы и обладают малым коэффициентом объемного расширения. Объем упругих жидкостей сильно изменяется при изменении температуры и давления.

Прежде чем перейти к подробному рассмотрению основных физических свойств жидкостей (плотность, давление, вязкость и т. д.), следует обратить внимание на то, что числовые результаты расчетов зависят от выбора единиц измерения физических величин.

Системы единиц измерения физических величин

В результате расчетов получают числовые значения величин, зависящие от выбора единиц измерения, входящих в определенные системы единиц измерения (МКС, МКГСС, СГС, СИ и др.) или внесистемных.

Согласно СТ СЭВ 1052—78 в нашей стране принята Международная система единиц (СИ). 1 января 1982 г. введен в действие также ГОСТ 8.417—81 на единицы физических величин.

Переводные множители для приведения единиц других систем (и внесистемных) в СИ приведены, например, в задачнике по курсу процессов и аппаратов химической технологии [2].

Основными единицами СИ в расчетах по процессам и аппаратам являются метр (м), килограмм (кг), секунда (с) и Кельвин (К). В качестве единицы количества вещества дополнительно введен моль.

Основные физические свойства жидкостей

Плотность. В общем случае плотность характеризует распределение массы в пространстве, занятом жидкостью или газом,

¹⁾ При движении жидкости (газа) условие сплошности выполняется, если линейные размеры области течения велики по сравнению с длиной свободного пробега молекул (или с амплитудой их колебаний).

и для любой точки этого пространства

$$\rho = \lim_{\Delta V \rightarrow 0} \frac{\Delta m}{\Delta V}, \quad (1.1)$$

где Δm — масса, заключенная в объеме ΔV .

При расчетах пользуются средним значением плотности вещества в некотором объеме:

$$\rho = \Delta m / \Delta V. \quad (1.2)$$

Единица измерения плотности в СИ — 1 кг/м^3 .

Для капельных жидкостей при технических расчетах $\rho = \text{const}$. Например, для воды $\rho = 1000 \text{ кг/м}^3$ в широком диапазоне температур ($0-100^\circ\text{C}$). Для упругих жидкостей (газы, пары) плотность зависит от температуры и давления: $\rho = f(\rho, T)$.

По закону Менделеева — Клапейрона из курса физики известно, что плотность упругих жидкостей (в кг/м^3):

$$\rho = \frac{M}{22,4} \frac{T_0 p}{T p_0}, \quad (1.3)$$

где M — молярная масса газа (пара), кг/кмоль ; $T_0 = 273 \text{ K}$; $p_0 = 0,1013 \text{ МПа} = 760 \text{ мм рт.ст.}$; p — среднее давление среды, в таких же единицах как и p_0 ; T — средняя температура, K ; $22,4$ — молярный объем газа (пара), $\text{м}^3/\text{кмоль}$.

Следует отметить, что $M/22,4 = \rho_0$. Например, для воздуха $\rho_0 = 29/22,4 = 1,293 \text{ кг/м}^3$.

Плотность смеси газов:

$$\rho_{\text{см}} = y_1 \rho_1 + y_2 \rho_2 + \dots \quad (1.4)$$

Здесь $y_1, y_2, \dots$ — объемные доли компонентов смеси; $\rho_1, \rho_2, \dots$ — плотности соответствующих компонентов, кг/м^3 .

Плотность смеси $\rho_{\text{см}}$ жидкостей (при условии, что при их смешении не происходит существенных изменений, например, объема) приближенно может быть вычислена по формуле

$$\rho_{\text{см}} = (x_1/\rho_1) + (x_2/\rho_2) + \dots, \quad (1.5)$$

где $x_1, x_2, \dots$ — массовые доли компонентов смеси.

Удельный вес. Иногда в технике используют понятие веса G (силы тяжести) единицы объема:

$$\gamma = \Delta G / \Delta V = \Delta mg / \Delta V = \rho g, \quad (1.6)$$

где g — ускорение свободного падения¹⁾, м/с^2 .

Единица измерения удельного веса в СИ — 1 Н/м^3 .

Удельный объем. Для характеристики распределения массы вещества в пространстве иногда применяют удельный объем v ,

¹⁾ Для технических расчетов принимают $g = 9,81 \text{ м/с}^2$. В общем случае величина g зависит от координат места, в котором осуществляется измерение ускорения свободного падения.

величина которого обратна плотности:

$$\nu = 1/\rho. \quad (1.7)$$

Гидростатическое давление. В результате действия поверхностных и массовых (объемных) сил внутри жидкости возникает так называемое гидростатическое давление.

Выделим некоторую площадку ΔF внутри объема покоящейся жидкости. Независимо от положения площадки в пространстве, в данной точке объема жидкость будет давить на нее с некоторой силой ΔP , направленной по нормали. Отношение $\Delta P/\Delta F$ представляет собой среднее гидростатическое давление, а предел этого отношения при $\Delta F \rightarrow 0$ носит название гидростатического давления в данной точке:

$$p = \lim_{\Delta F \rightarrow 0} \frac{\Delta P}{\Delta F}. \quad (1.8)$$

Единица измерения давления в СИ — 1 Па.

Гидростатическое давление в данной точке одинаково по всем направлениям (иначе происходило бы перемещение жидкости).

В разных точках гидростатическое давление различно и является функцией координат: $p = f(x, y, z)$, т. е. меняется при изменении глубины погружения в жидкость.

Вязкость. Это физическое свойство является мерой сопротивления, оказываемого жидкостью (газом) при относительном сдвиге отдельных частиц. Подробнее см. раздел 1.2.

Дифференциальное уравнение равновесия жидкости [газа] Эйлера

Для вывода уравнения Эйлера выделим в покоящейся жидкости при $\rho = \text{const}$ элементарный объем dV в виде прямоугольного параллелепипеда со сторонами dx , dy и dz (рис. 1.1) и установим зависимость давления в точке от действующих в жидкости массовых сил в условиях равновесия. Например, на нижнюю грань параллелепипеда действует сила, равная $p dx dy$, а на верхнюю $(p + \frac{\partial p}{\partial z} dz) dx dy$. Сила тяжести $\rho g dx dy dz$ объема dV направлена вниз. Элементарный объем dV будет находиться в равновесии, если сумма проекций действующих сил на

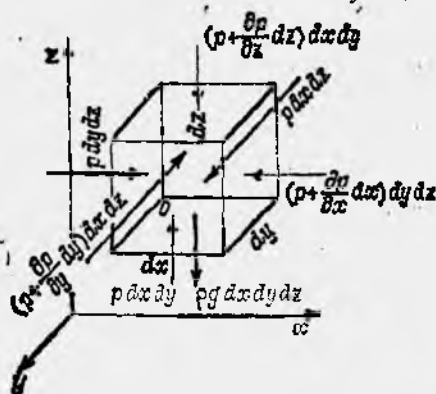


Рис. 1.1. К выводу дифференциальных уравнений равновесия Эйлера

каждую ось координат равна нулю. Баланс сил можно записать для оси x : $p dy dz - \left(p + \frac{\partial p}{\partial x} dx\right) dy dz = 0$; для оси y : $p dx dz - \left(p + \frac{\partial p}{\partial y} dy\right) dx dz = 0$; для оси z : $p dx dy - \left(p + \frac{\partial p}{\partial z} dz\right) dx dy - \rho g dx dy dz = 0$. Упрощаем полученные уравнения: $-\frac{\partial p}{\partial x} dx dy dz = 0$; $-\frac{\partial p}{\partial y} dy dx dz = 0$; $-\frac{\partial p}{\partial z} dz dx \times \times dy - \rho g dx dy dz = 0$. Так как $dx dy dz = dV \neq 0$, то

$$-\frac{\partial p}{\partial x} = 0; \quad -\frac{\partial p}{\partial y} = 0; \quad -\frac{\partial p}{\partial z} - \rho g = 0. \quad (1.9)$$

Мы получили систему дифференциальных уравнений равновесия Эйлера.

Основное уравнение гидростатики

Первые два уравнения (1.9) выражают независимость давления p от координат x и y . Поверхностями равного давления являются горизонтальные плоскости. В результате интегрирования третьего уравнения (при $p = \text{const}$ и $g = \text{const}$) получим:

$$-p = \rho g z + C, \quad (1.10)$$

где C — константа интегрирования.

Уравнение (1.10), записанное в виде

$$\frac{p}{\rho g} + z = \text{const}, \quad (1.11)$$

известно как основное уравнение гидростатики. В нем первый член уравнения $p/(\rho g)$ представляет собой *статический (или пьезометрический) напор*, характеризующий удельную потенциальную энергию жидкости (энергию, приходящуюся на единицу веса жидкости). Второй член уравнения z — это так называемый *геометрический напор*. Из уравнения (1.11) следует, что сумма статического (пьезометрического) и геометрического напоров (в м) для поверхностей любого уровня постоянна. Уравнение (1.11) выражает *полный гидростатический напор*.

Уравнение Паскаля

Из основного уравнения гидростатики можно получить известное уравнение Паскаля. Для этого рассмотрим сосуд с покоящейся жидкостью (рис. 1.2), постоянное давление на поверхности которой равно p_0 (в открытом сосуде p_0 равно атмосферному давлению). Для двух сечений (уровней z_0 и z) имеем

$$z + \frac{p}{\rho g} = z_0 + \frac{p_0}{\rho g}. \quad (1.12)$$

Рис. 1.2. К выводу уравнения Паскаля

Обозначим $z_0 - z = h$, тогда

$$p = p_0 + \rho gh. \quad (1.13)$$

Это уравнение позволяет рассчитать давление в любой точке объема жидкости.

Уравнение Паскаля (1.13) является выражением общего закона гидростатики, который формулируется следующим образом: давление в любой точке покоящейся жидкости (в данной горизонтальной плоскости) складывается из внешнего давления p_0 и давления столба жидкости ρgh . Давление столба жидкости равно весу столба жидкости ρg высотой h (от поверхности до данной точки) и с площадью основания, равной единице.

Закон гидростатики в такой формулировке справедлив как для несжимаемых жидкостей, так и для сжимаемых, т. е. для всех жидкостей, газов и их смесей.

Уравнение Паскаля широко используется при расчете различных гидростатических приборов и машин (гидравлических прессов, U-образных манометров и т. д.).

Особенно часто применяют на практике известное из курса физики выражение закона Паскаля: давление на поверхность жидкости, произведенное внешними силами, передается жидкостью одинаково во всех направлениях, т. е. $p = f(x, y, z)$.

1.2. ГИДРОДИНАМИКА

Основные задачи гидродинамики классифицируют как *внутреннюю*, *внешнюю* и *смешанную*. К внутренней задаче относят движение жидкостей и газов по трубам и каналам, к внешней — движение твердых частиц в газе или жидкости, к смешанной — движение жидкостей и газов через слой.

Перед изучением законов движения жидкостей и газов необходимо получить представление еще об одном важном физическом свойстве реальных капельных и упругих жидкостей (кроме плотности и давления) — вязкости.

Вязкость

Вязкость является результатом действия касательного напряжения (трения) между соприкасающимися слоями жидкости, вследствие чего эти слои движутся с различными скоростями (рис. 1.3).

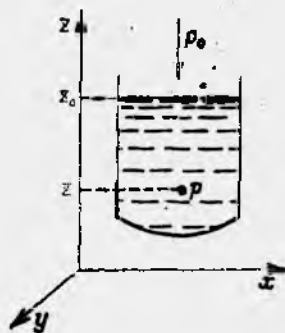




Рис. 1.3. К определению вязкости

Для расчета силы трения обычно используют закон Ньютона¹⁾. Этот закон обобщенно характеризует механические свойства сплошных сред и распространяется на воду, воздух, спирты и многие другие жидкости и газы. Ньютонскими называют жидкости, удовлетворяющие обобщенному закону Ньютона в форме:

$$P_{\text{тр}} = \mu F \frac{dw}{dn}. \quad (1.14)$$

Здесь $P_{\text{тр}}$ — сила трения, Н; F — площадь поверхности слоя, м^2 ; $dw/dn \approx \Delta w/\Delta n$ — градиент скорости; μ — динамический коэффициент вязкости²⁾; w — скорость слоя жидкости; dn — расстояние между двумя слоями по нормали.

Это выражение можно записать в другой форме:

$$\frac{P_{\text{тр}}}{F} = \tau_{\text{сл}} = \mu \frac{dw}{dn}, \quad (1.15)$$

где $\tau_{\text{сл}}$ — напряжение сдвига (напряжение внутреннего трения), Па.

Напряжение внутреннего трения $\tau_{\text{сл}}$, возникающее между слоями жидкости при ее течении, прямо пропорционально градиенту скорости по нормали.

В расчетах часто используют *кинематический коэффициент вязкости* (кинематическую вязкость):

$$\nu = \mu/\rho. \quad (1.16)$$

Единицы измерения μ и ν в СИ — $1 \text{ Па} \cdot \text{с}$ и $1 \text{ м}^2/\text{с}$, соответственно.

Динамический коэффициент вязкости μ_t для газов при температурах, отличных от 0°С , рассчитывают по формуле:

$$\mu_t = \mu_0 \frac{273 + C}{T + C} \left(\frac{T}{273} \right)^{3/2}, \quad (1.17)$$

где μ_0 — динамический коэффициент вязкости при 0°С ; T — температура, К; C — постоянная Сатерленда, зависящая от свойств газа (например, для воздуха $C = 124$, для аммиака 626, для водорода 73).

Для газовых смесей динамический коэффициент вязкости рассчитывают по приближенной формуле:

$$M_{\text{см}}/\mu_{\text{см}} = (y_1 M_1/\mu_1) + (y_2 M_2/\mu_2) + \dots \quad (1.18)$$

¹⁾ Закон Ньютона для трения иногда называют *законом Ньютона — Петрова*. Н. П. Петров — автор гидродинамической теории смазки, профессор Петербургского института путей сообщения.

²⁾ Динамический коэффициент вязкости часто называют просто вязкостью или динамической вязкостью.

Здесь $M_{см}$, M_1 , M_2 , ... — молярные массы смеси газов и отдельных компонентов; $\mu_{см}$, μ_1 , μ_2 , ... — соответствующие динамические вязкости; y_1 , y_2 , ... — объемные доли компонентов в смеси.

Динамический коэффициент вязкости для смесей нормальных (неассоциированных) жидкостей можно определить из зависимости:

$$\lg \mu_{см} = x_1 \lg \mu_1 + x_2 \lg \mu_2 + \dots \quad (1.19)$$

где $\mu_{см}$, μ_1 , μ_2 , ... — динамические коэффициенты смеси и отдельных компонентов, соответственно; x_1 , x_2 , ... — молярные доли компонентов в смеси.

Для разбавленных суспензий динамический коэффициент вязкости μ_c определяют по эмпирическим формулам в зависимости от содержания твердой фазы $C_{тв}$ (по объему):

а) при $C_{тв} < 10\%$

$$\mu_c = \mu_{ж} (1 + 2,5\varphi); \quad (1.20)$$

б) при $C_{тв} \leq 30\%$

$$\mu_c = \mu_{ж} \frac{0,59}{(0,77 - \varphi)^2}, \quad (1.21)$$

где $\mu_{ж}$ — динамический коэффициент чистой жидкости; φ — объемная доля твердой фазы в суспензии.

Значения μ для жидкостей и газов при различных температурах, необходимые для расчета, определяют по номограммам и диаграммам, имеющимся в справочной литературе [1—3], или рассчитывают по приведенным выше формулам.

Влияние температуры и давления. Зависимость вязкости капельных жидкостей от давления (приблизительно до 10 МПа, т. е. 100 кгс/см²) ничтожна, поэтому в технических расчетах ею пренебрегают.

У капельных жидкостей с повышением температуры уменьшаются силы межмолекулярного сцепления — вязкость понижается (рис. 1.4).

С повышением температуры у газов возрастает число соударений молекул, внутреннее трение увеличивается, вязкость повышается.

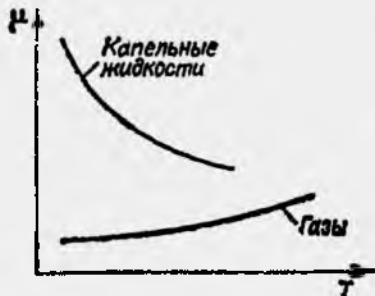


Рис. 1.4. Зависимость вязкости жидкостей и газов от температуры

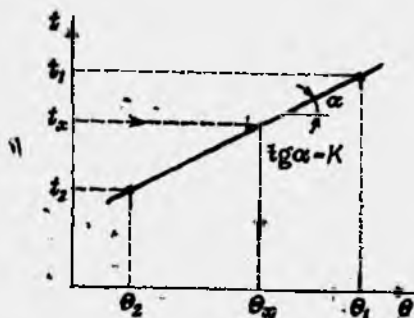


Рис. 1.5. К определению вязкости по правилу линейности

В тех случаях, когда отсутствуют справочные данные о вязкости при нужной температуре, причем существуют трудности экспериментального определения искомой величины, используют правило линейности. При этом результаты расчета будут тем надежнее, чем ближе по физико-химической природе исследуемая жидкость и эталон (например, вода и водные растворы солей, гептан и предельные углеводороды и т. п.).

Линейность однозначных химико-технических функций. В 1936 г. К. Ф. Павловым было установлено, что технические функции для двух сопоставляемых систем могут быть представлены в виде линейной взаимной зависимости. Пользуясь этим правилом, можно, например, определить вязкость жидкостей:

$$\frac{t_{\mu_1} - t_{\mu_2}}{\Theta_{\mu_1} - \Theta_{\mu_2}} = K. \quad (1.22)$$

Здесь t_{μ_1} и t_{μ_2} — температуры жидкости при двух значениях вязкости μ_1 и μ_2 ; Θ_{μ_1} и Θ_{μ_2} — температуры эталонной жидкости при тех же значениях вязкости.

В качестве эталонной выбирают жидкость, для которой широко представлена зависимость $\mu = f(\Theta)$. По значению Θ_x (рис. 1.5) определяют μ_x . Это и будет вязкость исследуемой жидкости при интересующей нас температуре.

Закон линейности распространяется также на температуры кипения, кристаллизации и т. д.

Ньютоновские и неньютоновские жидкости

Закон трения Ньютона справедлив для всех газов и многих жидкостей с низкой молекулярной массой (*ньютоновские жидкости*). Однако ряд жидкостей (например, растворы полимеров, пасты, суспензии) обнаруживают более сложные вязкостные свойства, которые не могут быть описаны законом Ньютона (*неньютоновские жидкости*). Для неньютоновских жидкостей вязкость зависит не только от параметров состояния, но и от условий течения. Зависимость между касательным напряжением

сдвига и градиентом скорости $\tau_{cd} = \mu dw/dn$ может быть представлена графически. Такая зависимость называется *кривой течения* (рис. 1.6). На рисунке нанесены кривые: 1 — ньютоновские жидкости; 2 — пластичные, или бингамовские, жидкости (суспензии, мокрый песок, глины, пасты). Для бингамовских жидкостей малов

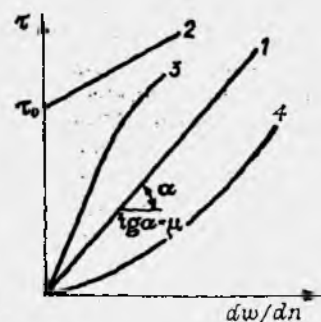


Рис. 1.6. Кривые течения жидкостей.

Жидкости: 1 — ньютоновская; 2 — бингамовская; 3 — псевдопластичная; 4 — дилатантная

касательное напряжение сдвига не вызывает текучести (они лишь изменяют форму); при $\tau > \tau_0$ начинается течение, и в дальнейшем они ведут себя как ньютоновские жидкости. Уравнение кривой течения для них:

$$\tau - \tau_0 = \mu_{\text{пл}} \frac{dw}{dn}, \quad (1.23)$$

где $\mu_{\text{пл}}$ — коэффициент пропорциональности, называемый *пластичной вязкостью*.

Кривая 3 представляет псевдопластичные жидкости (например, растворы полимеров). Такие жидкости начинают течь при самых малых касательных напряжениях, но коэффициент вязкости их изменяется, уменьшаясь с увеличением градиента скорости. Дилатантные жидкости (суспензии с большим содержанием твердой фазы) характеризуются возрастанием коэффициента вязкости с увеличением градиента скорости (кривая 4).

Псевдопластичные и дилатантные жидкости характеризуются *кажущейся вязкостью*:

$$\mu_a = \tau_{\text{сд}} / (dw/dn).$$

Существуют неньютоновские жидкости, у которых зависимость между касательным напряжением и скоростью сдвига изменяется во времени (тиксотропные и реопектантные жидкости). Для тиксотропных жидкостей увеличение продолжительности воздействия напряжения сдвига определенной величины может привести к разрушению структуры среды и возрастанию текучести (например, кефира при взбалтывании). Для реопектантных жидкостей с увеличением воздействия напряжения сдвига во времени текучесть среды снижается.

Скорость и расход жидкости

Движение сплошной среды характеризуется скоростями ее частиц. Каждая частица в определенный момент времени имеет свою скорость и направление. Движение называется *установившимся* (или *стационарным*), если поле скоростей не изменяется во времени, и *неустановившимся*, если оно зависит от времени¹⁾. Для установившегося движения $w = f(x, y, z)$, для неустановившегося $w = f(x, y, z, t)$. Примером неустановившегося движения является истечение жидкости из отверстия. При переменном уровне жидкости в резервуаре скорость истечения будет меняться в зависимости от изменения высоты напора. Поэтому для каждого значения измеренной скорости следует указывать также и момент времени, которому она соответствует.

¹⁾ В отдельных случаях характер движения зависит от выбора системы координат.

Неустановившееся движение можно наблюдать также при пуске аппаратуры.

На практике обычно пользуются понятиями *средних скоростей*, причем усреднение скорости производят или по площади некоторого сечения, или по времени.

Рассмотрим движение жидкости по трубе постоянного поперечного сечения (внутреннюю задачу гидродинамики). Скорость жидкости по сечению трубопровода переменна: наименьшая у стенок трубы и наибольшая по оси. Во многих случаях закон распределения скоростей в поперечном сечении неизвестен и его трудно учесть. Поэтому в расчетах обычно используют фиктивную среднюю скорость. Средняя скорость потока в данном сечении — это такая одинаковая для всех точек сечения скорость, при которой расход жидкости будет тем же, что и при действительном распределении скоростей; эта скорость w (в м/с) определяется отношением объемного расхода жидкости V (в м³/с) к площади поперечного сечения f (в м²) потока.

Расходом жидкости называется ее количество, протекающее через поперечное сечение потока в единицу времени. Уравнение расхода представляет собой частный случай закона сохранения и описывает материальный баланс движущейся жидкости (газа).

Уравнение объемного расхода (в м³/с):

$$V = wf. \quad (1.24)$$

Уравнение массового расхода (в кг/с):

$$M = V\rho = wf\rho, \quad (1.25)$$

где ρ — плотность жидкости.

В промышленной практике, при расчете внутриваровских трубопроводов, принимают ориентировочные значения средней скорости потока, приведенные в табл. 1.1.

Таблица 1.1

Ориентировочные значения средней скорости потока

Поток	Средняя скорость w , м/с
Газы при естественной тяге	2—4
Газы при атмосферном (или близком к нему) давлении в вентиляционных газоходах и трубопроводах	5—20
Жидкости при движении самотеком	0,1—0,5
Жидкости в напорных трубопроводах	0,5—2,5
Водяной пар при абсолютном давлении $p_{\text{абс}}$:	
$\geq 4,9 \cdot 10^4$ Па	15—40
$(1,96 \div 4,9) \cdot 10^4$ Па	40—60

Рис. 1.7 К выводу уравнения неразрывности

Уравнение неразрывности

Расчетное уравнение неразрывности (силосоности) для жидкости, протекающей по трубопроводу переменного сечения (но без отводов и разветвлений), может быть получено следующим образом.

Возьмем трубопровод переменного сечения (рис. 1.7). Выясним, как происходит изменение скорости при установившемся режиме при переходе от сечения 1 к сечению 2. Приход массы в сечение 1: $M_1 = \rho_1 \omega_1 f_1$. Приход массы в сечение 2: $M_2 = \rho_2 \omega_2 f_2$. При установившемся режиме накопления массы в выделенном объеме не происходит, стенки трубопровода непроницаемы, следовательно, $M_1 = M_2$:

$$\rho_1 \omega_1 f_1 = \rho_2 \omega_2 f_2 \quad \text{или} \quad \rho \omega f = \text{const.} \quad (1.26)$$

Если $\rho = \text{const}$, то $\omega_1 f_1 = \omega_2 f_2$ или $\omega f = \text{const} = V$.

В установившемся потоке жидкости средние по сечениям скорости обратно пропорциональны площадям этих сечений.

Следует отметить, что уравнение неразрывности является выражением закона сохранения массы.

Дифференциальные уравнения движения

вязкой несжимаемой жидкости (уравнения Навье — Стокса)

При перемещении потока в нем действуют силы тяжести, давления и внутреннего трения. В соответствии с принципом Даламбера сумма всех действующих в потоке сил равна произведению его массы на ускорение. Таким образом уравнение движения вязкой жидкости может быть получено в результате рассмотрения баланса действующих в потоке сил (как объемных, так и поверхностных).

В потоке движущейся жидкости выделим элементарный объем $dV = dx dy dz$ в форме прямоугольного параллелепипеда (рис. 1.8). Рассмотрим проекции действующих сил.

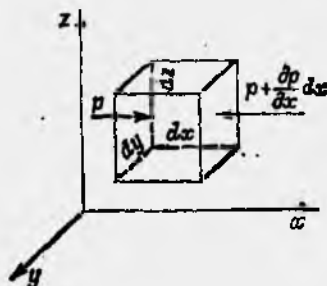


Рис. 1.8. К выводу уравнения Навье-Стокса

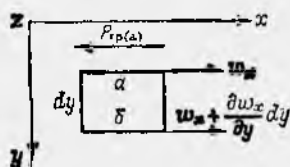


Рис. 1.9. К выводу уравнения Навье-Стокса

1. Объемные силы: $X\rho dx dy dz$, где X — проекция ускорения равнодействующей объемных сил на ось x .

2. Силы давления: $p dy dz - \left(p + \frac{\partial p}{\partial x} dx\right) dy dz = -\frac{\partial p}{\partial x} dx \times dy dz$.

3. Силы трения. Для их определения примем временно допущения: жидкость движется только в направлении оси x ; скорость движения слоев жидкости изменяется только вдоль оси y , возрастая с увеличением y . Поскольку изменений по координате z в таком случае нет, представим выделенный элемент в плане (рис. 1.9).

Силы трения действуют на поверхностях граней a и b . Более медленные слои жидкости затормаживают слой a , а более быстрые слои жидкости ускоряют движение слоя b . По закону Ньютона о силе трения:

$$P_{\text{тр}(a)} = -\mu dx dz \frac{\partial w_x}{\partial y}; \quad P_{\text{тр}(b)} = \mu dx dz \frac{\partial \left(w_x + \frac{\partial w_x}{\partial y} dy\right)}{dy}.$$

Результирующая действия сил трения:

$$\begin{aligned} P_{\text{тр}(a)} + P_{\text{тр}(b)} &= -\mu dx dz \frac{\partial w_x}{\partial y} + \mu dx dz \frac{\partial w_x}{\partial y} + \mu dx dz \frac{\partial^2 w_x}{\partial y^2} dy = \\ &= \mu \frac{\partial^2 w_x}{\partial y^2} dx dy dz. \end{aligned}$$

Если скорость изменяется по всем осям координат, то результирующая сила трения равна

$$\mu \left(\frac{\partial^2 w_x}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 w_x}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 w_x}{\partial z^2} \right) dx dy dz.$$

Сумма проекций сил, действующих на ось x , будет равна произведению массы выделенного элемента на проекцию ускорения:

$$\begin{aligned} \frac{dw_x}{d\tau} \rho dx dy dz &= X\rho dx dy dz - \frac{\partial p}{\partial x} dx dy dz + \\ &+ \mu \left(\frac{\partial^2 w_x}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 w_x}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 w_x}{\partial z^2} \right) dx dy dz. \end{aligned}$$

После упрощений (делим на ρ и сокращаем на $dx dy dz$) получим:

$$\frac{dw_x}{d\tau} = X - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial x} + \nu \nabla^2 w_x. \quad (1.27)$$

Аналогично

$$\frac{dw_y}{d\tau} = Y - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial y} + \nu \nabla^2 w_y; \quad (1.28)$$

$$\frac{dw_z}{d\tau} = Z - \frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial z} + \nu \nabla^2 w_z. \quad (1.29)$$

и окончательно имеем систему уравнений Навье—Стокса (1.27) — (1.29),

Здесь, например для оси x , $d\omega_x/d\tau$ — полная производная скорости во времени (субстанциональная производная):

$$\frac{d\omega_x}{d\tau} = \frac{\partial \omega_x}{\partial \tau} + \frac{\partial \omega_x}{\partial x} \omega_x + \frac{\partial \omega_x}{\partial y} \omega_y + \frac{\partial \omega_x}{\partial z} \omega_z;$$

X — ускорение, вызванное объемными силами; $-\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial x}$ — ускорение, вызванное разностью давлений; $\nu \nabla^2 \omega_x$ — ускорение, вызванное силами трения.

Если систему уравнений Навье—Стокса дополнить уравнением сплошности потока, то получим полное описание движения вязкой жидкости. Уравнение Навье—Стокса описывает *поле скоростей* потока. Решение этой системы уравнений ввиду их сложности (нелинейные дифференциальные уравнения в частных производных) возможно только для некоторых частных случаев, при ряде упрощающих допущений (например, для описания ламинарного движения).

Материальный и энергетический балансы потока

Материальный баланс установившегося потока описывается уравнениями расхода (1.24) и (1.25), а для трубопровода с произвольным сечением — уравнением неразрывности (1.26). Для установившегося течения $V = \omega_1 f_1 = \omega_2 f_2 = \text{const}$.

Энергетический баланс потока характеризуется уравнением Бернулли.

Закон сохранения энергии при движении жидкости в общем виде можно сформулировать следующим образом: изменение полной энергии объема жидкости (газа) во времени равно сумме работ в единицу времени (внешних массовых и поверхностных сил, приложенных к этому объему и его поверхности), сложенной с отнесенным к единице времени количеством теплоты, подведенным извне.

Полная энергия E изотермического потока:

$$E = E_k + E_p, \quad (1.30)$$

где E_k — кинетическая энергия; E_p — потенциальная энергия (или энергия положения).

Для составления энергетического баланса потока рассмотрим схему трубопровода (рис. 1.10). На рис. 1.10: h_A и h_B — высоты уровней жидкости, которые показывают пьезометры; H_A и H_B — уровни жидкости от горизонтальной плоскости. Для прямого горизонтального трубопровода $H_A = H_B$. Некоторое избыточное давление в трубе измеряется пьезометром — трубкой, вмонтированной в трубопровод (по его оси).

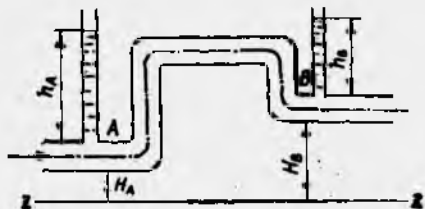


Рис. 1.10. Схема трубопровода (к выводу уравнения Бернулли)

Выразим для сечения A кинематическую и потенциальную энергии потока через параметры потока $E_k = mw_A^2/2$; $E_c = GH_A + Gh_A$ (где $G = mg$ — вес потока, Н).

Запас энергии для сечений A и B в расчете на $G = 1$ Н:

$$\frac{w_A^2}{2g} + H_A + h_A \quad (1.31)$$

$$\frac{w_B^2}{2g} + H_B + h_B \quad (1.32)$$

По закону сохранения энергии, для изотермического потока идеальной несжимаемой жидкости

$$\frac{w_A^2}{2g} + H_A + h_A = \frac{w_B^2}{2g} + H_B + h_B = \text{const.} \quad (1.33)$$

Это уравнение и представляет собой *уравнение Бернулли* для установившегося потока невязкой несжимаемой жидкости. Уравнение (1.33) можно сформулировать следующим образом: для любого сечения трубопровода при установившемся движении невязкой жидкости сумма кинетической и потенциальной энергий остается величиной постоянной.

Широко распространена другая редакция уравнения Бернулли:

$$\frac{w^2}{2g} + \frac{p}{\rho g} + z = \text{const.} \quad (1.34)$$

Величину $\left(z + \frac{p}{\rho g} + \frac{w^2}{2g}\right)$ называют *гидродинамическим напором*. Согласно уравнению Бернулли, для всех поперечных сечений установившегося потока идеальной жидкости величина гидродинамического напора остается постоянной.

Гидродинамический напор включает три слагаемых: z — геометрический напор (или нивелирная высота), характеризует удельную потенциальную энергию положения в данной точке (данном сечении); $p/(\rho g)$ — статический (пьезометрический) напор, характеризует удельную потенциальную энергию давления; $w^2/(2g)$ — скоростной (динамический) напор, или удельная кинетическая энергия.

Все слагаемые уравнения измеряются в метрах столба протекающей жидкости. Так, например, $\left[\frac{w^2}{2g}\right] = \left[\frac{m^2 \cdot c^2}{c^2 \cdot m}\right] = [м]$ или если умножить и разделить на единицу измерения веса (Н), то $\left[\frac{w^2}{2g}\right] = \left[\frac{Н \cdot м}{Н}\right] = \left[\frac{Дж}{Н}\right]$, т. е. это удельная энергия, отнесенная к единице веса.

Уравнение Бернулли может быть представлено и в другом виде:

$$\rho g z + p + \frac{w^2}{2} \rho = \text{const.} \quad (1.35)$$

Здесь каждый член выражает удельную энергию, отнесенную к единице объема жидкости.

Например, $\left[\frac{w^2 \rho}{2}\right] = \left[\frac{\text{м} \cdot \text{м} \cdot \text{кг}}{\text{с}^2 \cdot \text{м}^3}\right] = \left[\frac{\text{Н} \cdot \text{м}}{\text{м}^3}\right] = \left[\frac{\text{Дж}}{\text{м}^3}\right]$ или $\left[\frac{w^2 \rho}{2}\right] = \left[\frac{\text{Н}}{\text{м}^2}\right] = [\text{Па}]$.

Рассмотрим поток идеальной жидкости, движущейся по трубопроводу переменного сечения. Для двух произвольных сечений 1—1 и 2—2 может быть записано уравнение Бернулли:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g},$$

т. е. имеет место сохранение механической энергии потока от сечения к сечению.

Для реальной жидкости уравнение Бернулли примет вид:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} > z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g}. \quad (1.36)$$

При течении жидкости, обладающей вязкостью, механическая энергия потока уменьшается от сечения к сечению за счет перехода потенциальной энергии в энергию, затрачиваемую на работу против сил трения. Эта энергия переходит в теплоту и безвозвратно теряется.

Для любых двух сечений, расположенных по ходу движения реальной жидкости, справедливо условие (1.36). Тогда уравнение Бернулли для реальной жидкости можно записать:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} - h_{\text{пот}} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g} \quad (1.37)$$

(где $h_{\text{пот}}$ — потерянный напор) или

$$\rho g z_1 + p_1 + \frac{\rho w_1^2}{2} - \Delta p_{\text{пот}} = \rho g z_2 + p_2 + \frac{\rho w_2^2}{2}. \quad (1.38)$$

Режимы движения реальной жидкости

Структуру потока в трубах изучали многие исследователи. Уже в 1839 г. Гаген заметил, что скорость и расход воды в трубах малого диаметра (1,4—3 мм) при постоянном уровне в манометрическом баке существенно зависят от температуры. Более обширные аналогичные опыты по изучению крови в капиллярных сосудах провел в 1841 г. Пуазейль. Окончательно удалось выяснить причины изменения структуры потока в трубах в 1883 г. Рейнольдсу.

Режимы течения жидкости изучались Рейнольдсом на установке, схема которой изображена на рис. 1.11. К сосуду 1, в котором поддерживается постоянный уровень воды, присоединена горизонтальная стеклянная труба 2. В эту трубу по ее оси через капиллярную трубку 3 вводится тонкая струйка той же, но окрашенной жидкости. При небольшой скорости жидкости в

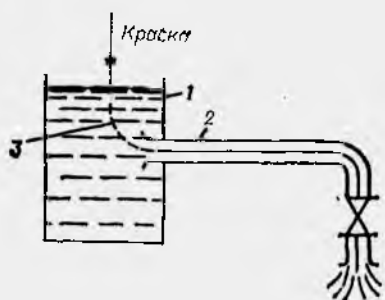


Рис. 1.11 Опыт Рейнольдса:
1—сосуд; 2—труба; 3—трубка

трубе 2 окрашенная струйка располагается горизонтально и, не размываясь, достигает конца трубы. Все частицы жидкости движутся параллельно и прямолинейно. Такое движение называется *ламинарным* (от латинского слова *lamina* — полоска, пластинка).

При ламинарном течении в изотермическом потоке нет обмена массой между элементарными струйками. Если скорость жидкости в трубе 2 увеличивать, то с некоторого предела окрашенная струйка приобретает волнообразное движение, а затем начинает размываться, смешиваясь с основной массой жидкости. Это объясняется тем, что отдельные частицы жидкости движутся уже не параллельно одна другой и оси трубы, а перемешиваются и лишь общее движение потока отвечает его направлению. Для данного режима движения характерно наличие пульсаций скоростей и давления, что обуславливает энергичное перемешивание жидкости в объеме. Такое движение называется *турбулентным* (от латинского слова *turbulentus* — вихревой).

Рейнольдс нашел, что режим движения потока удобно характеризовать безразмерной переменной

$$\omega d \rho / \mu = \omega d / \nu = Re, \quad (1.39)$$

где ω — средняя скорость потока, м/с; d — определяющий линейный размер (при движении потока по круглой трубе — диаметр трубопровода¹⁾), м; ρ — плотность потока, кг/м³; μ — динамический коэффициент вязкости, Па·с; ν — кинематический коэффициент вязкости, м²/с.

Безразмерный комплекс Re носит название *критерия* (или числа) *Рейнольдса*. Значение критерия Рейнольдса, соответствующее переходу от ламинарного движения к турбулентному, называется *критическим* ($Re_{кр}$).

Для движения жидкости по прямым каналам $Re_{кр} = 2300$.

Таким образом, существуют два режима движения потока: ламинарный ($Re < 2300$) и турбулентный ($Re > 2300$). Область движения при значениях $Re = 2300 \div 10\,000$ обычно называют *переходной*.

¹⁾ При движении жидкости по каналам, поперечное сечение которых отличается от круга, в качестве линейного расчетного размера принимают так называемый эквивалентный диаметр,

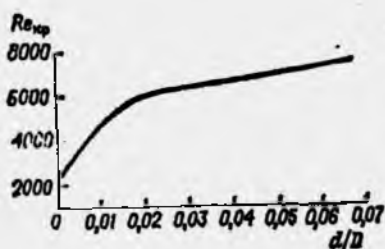


Рис. 1.12 График определения $Re_{кр}$ для змеевика



Рис. 1.13. Пульсации скоростей потока $w_{кр} = w \pm \Delta w$

Критическое значение критерия Рейнольдса¹⁾ зависит от ряда условий (от вида входа жидкости в трубу, шероховатости стенок трубы, ее формы и т. д.). Турбулентное движение становится устойчивым только при значениях $Re \geq 10^4$, причем экспериментально показано, что переход от ламинарного к турбулентному движению в потоке любой формы происходит постепенно. На рис. 1.12 представлен график определения $Re_{кр}$ для змеевика (d, D — диаметр трубы и змеевика, соответственно).

Мерой турбулентности потока служит интенсивность пульсаций (пульсационных скоростей), представляющих собой отклонения действительной мгновенной скорости w от среднего по времени значения скорости потока $w_{ср}$ (см. рис. 1.13). Эти отклонения можно разложить на отдельные составляющие в направлении осей координат: Δw_x , Δw_y и Δw_z .

Различают изотропную и анизотропную турбулентность [5]. При *изотропной турбулентности* пульсации одинаково вероятны во всех направлениях, т. е. для Δw_x , Δw_y и Δw_z имеется одинаковое число положительных и отрицательных значений. Кроме того, при изотропной турбулентности среднее значение произведения двух различных составляющих пульсационной скорости равно нулю.

При *анизотропной турбулентности* пульсационные скорости различны во всех направлениях и не равновероятны. Мерам турбулентности является так называемое турбулентное расстояние (пути смещения) l_t , представляющее собой максимальное расстояние между двумя точками, движущимися в турбулентном потоке с одинаковой скоростью. Турбулентное расстояние является гидродинамическим аналогом длины свободного пробега молекулы l_m в кинетической теории газов.

¹⁾ Нижнее критическое значение критерия $Re_{кр} = 2000$. Верхнего значения (при создании очень спокойного течения на входе в трубу), можно сказать, не существует, так как при малейшем возмущении искусственно затянутое ламинарное движение мгновенно переходит в турбулентное.

Турбулентное расстояние l_t оказывает существенное влияние на внутреннее трение — вязкость жидкости. Турбулентная вязкость изменяется от нуля у стенок трубы до максимальной величины в центре потока пропорционально градиенту скорости.

Распределение скоростей по сечению потока

Экспериментально установлено, что отношение средней и максимальной скоростей в потоке зависит от режима течения потока, т. е. от Re .

На практике из графической зависимости $w/w_{\max} = f(Re)$, представленной на рис. 1.14 (график Никурадзе), определяют отношение $w_{\text{ср}}/w_{\max}$ при данном значении Re , а затем, измерив $w_{\max}$ (строго по оси трубопровода), рассчитывают среднюю скорость потока, необходимую для определения расхода.

При ламинарном режиме движения потока несжимаемой жидкости (рис. 1.15) по прямой трубе, когда струйки жидкости перемещаются параллельно одна другой, не смешиваясь, можно вывести (на основе уравнения Навье — Стокса), что максимальная скорость на оси трубы в два раза больше средней расходной скорости, или $w_{\text{ср}} = 0,5w_{\max}$. Таким образом, для ламинарного движения трехмерный профиль скоростей можно представить в виде параболоида вращения (с сечением вдоль трубы в виде параболы).

При турбулентном режиме движения упорядоченность движения нарушается, скорость отдельных частиц становится непостоянной и колеблется как по величине, так и по направлению около некоторой средней величины. Профиль скоростей по сечению круглой трубы при $Re \geq 10^4$ становится более полным ^б (рис. 1.16). Приблизительно в этом случае $w_{\text{ср}} = (0,8 \div 0,9) w_{\max}$.

^б Логарифмическим (универсальным) или степенным.

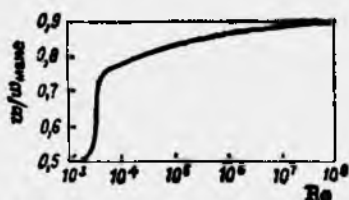


Рис. 1.14. Зависимость $w/w_{\max} = f(Re)$

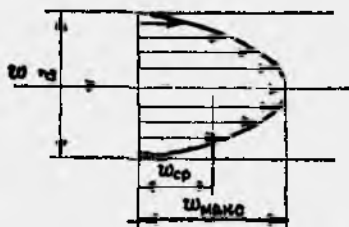
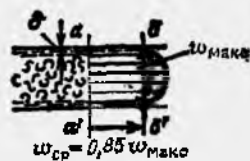


Рис. 1.15. Распределение скоростей при ламинарном движении жидкости в трубе ($Re < 2300$)

Рис. 1.18. Распределение скоростей при турбулентном движении жидкости в трубе ($Re > 10^4$).



Моделирование и гидродинамическое подобие

Максимальное уменьшение количества отходов в промышленном производстве — одна из важнейших проблем рационального проведения того или иного технологического процесса. Основным показателем качества комплексной переработки сырья является так называемый *материальный индекс производства*, определяемый как отношение суммарного удельного расхода сырья и вспомогательных материалов к единице массы готового продукта. Как правило, при наличии отходов, переработка которых пока невозможна или затруднительна, этот показатель значительно превышает единицу.

Разработка новых технологических процессов с комплексной переработкой сырья, характеризуемой величиной материального индекса, близкой к единице (безотходное производство), является непосредственной задачей химиков-технологов.¹⁾ Активный поиск и внедрение таких технологических процессов позволит существенно улучшить санитарное состояние химических предприятий и защитить окружающую среду от промышленных выбросов.

Разработка нового технологического процесса, проведенная в лабораторных условиях, может дать лишь принципиальную схему будущего производства. Обычно полученные опытным путем данные проверяются на так называемых *пилотных (модельных) установках* с целью определения удельных расходных коэффициентов, расчетных констант и выходов продуктов, а также подбора аппаратов, машин, конструкционных материалов. Однако такая схема еще более усложняется при увеличении масштабов производства и необходимости создания высокопроизводительных агрегатов большой единичной мощности.

Изучение механизма основных процессов химической технологии с целью их математического описания представляет собой трудную задачу, поскольку кроме исчерпывающей информации о влиянии большого числа различных факторов необходимо иметь точные методы их теоретического обобщения. Итак, только единство экспериментального и теоретического методов исследования позволит добиться наилучшего эффекта при создании и эксплуатации современного химического предприятия.

¹⁾ Кроме экономичности по сырью современный высокоэффективный процесс должен быть экономичным по тепло-, водо- и энергозатратам.

Теория моделирования развивается в двух направлениях: 1) по пути изучения современных сложных технологических процессов с помощью моделей с анализом влияния отдельных физических параметров и линейных размеров (так называемое физическое моделирование) и 2) по пути исследования математической модели (математического описания) процесса с помощью электронных вычислительных машин (так называемое математическое моделирование) [1—3]. Оба направления ведут к одной общей цели — к созданию точного метода теоретического и экспериментального исследования сложных высокоскоростных технологических процессов, проводимых при экстремальных значениях температуры и давления, при большом числе взаимодействующих фаз. Очевидно, что физическое и математическое исследование процессов химической технологии невозможно осуществить независимо одно от другого.

Математическая модель технологического процесса создается для целенаправленного исследования механизма процесса в целом либо для изучения его отдельных сторон или явлений, таких, например, как перенос теплоты (массы), количества движения. Поэтому при разработке модели сначала анализируют отдельные процессы (или явления), имеющие место в конкретном объекте моделирования.

Математическое описание каждого отдельного процесса составляется с учетом требуемой точности решения в полном соответствии с используемыми исходными (или экспериментальными) данными на основе физического моделирования. Составленные уравнения (алгебраические или дифференциальные) объединяют в общую систему, включающую существенные ограничения на пределы изменения важнейших параметров исследуемого процесса. Выбор модели во многом определяет успех исследования.

Особое значение имеют вопросы моделирования, связанные с масштабным переходом от модельных аппаратов к аппаратам большой единичной мощности [1, 4, 5].

Эффективность моделирования как научного метода позволяет увеличить степень надежности при проектировании новых или усовершенствовании действующих химических предприятий.

Моделирование как научный метод лежит в основе кибернетики — науки об управлении сложными процессами и химико-технологическими системами для повышения производительности труда.

Под аналогией обычно понимают наиболее общий случай подобия, не уточняя характера зависимости между моделью и исследуемым объектом. Аналогия может быть основана на некотором качественном сходстве (например, между электрическими и механическими или гидравлическими явлениями) либо на строгом математическом описании. В последнем случае ана-

логия представляет наибольшую ценность и интерес, так как ее условия сформулированы определенным образом.

Аналогичность уравнений, описывающих различные физические явления, лежит в основе математического моделирования. Например, процессы переноса количества движения, массы или теплоты могут быть смоделированы процессом переноса количества электричества. В подобном единстве различных процессов или явлений природы и заключена сила аналогий.

На принципе прямой аналогии основано действие аналоговых машин (например, МН-7 или МН-11), при помощи которых можно воспроизводить процессы, не заботясь даже о количественном их представлении, поскольку при решении уравнения, описывающего процесс, непосредственно устанавливается соотношение между значениями скорости, концентрации и других параметров и значениями напряжения электрического тока.

Аналоговые машины недостаточно универсальны, так как с их помощью удается воспроизводить только сравнительно простые модели (при большом числе нелинейных блоков трудно достижима необходимая точность решения).

В отдельных случаях прямые аналогии между разнородными явлениями позволяют установить физический механизм того или иного процесса. Например, широко известна так называемая *тройная аналогия*, объединяющая явления переноса в потоке в результате гидравлического сопротивления, тепло- и массообмена. Во всех трех случаях имеет место перенос в нормальном к поверхности потока направлении: гидравлическое сопротивление определяется поперечным потоком количества движения, теплообмен — поперечным потоком теплоты, массообмен — поперечным потоком компонента.

Практика инженерной деятельности привела к созданию метода, который соединяет теоретический и экспериментальный методы. Этим методом является *теория подобия*.

Теория подобия формулирует условия проведения эксперимента и обработки опытных данных с тем, чтобы полученные результаты можно было распространить на группу подобных явлений.

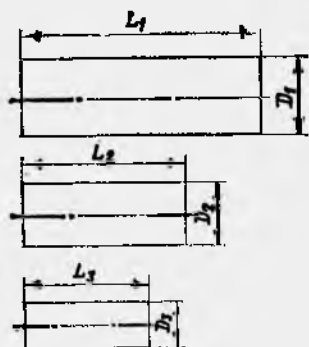
Основы теории подобия

В основе подобия находится однородная линейная зависимость между двумя независимыми переменными или двумя соответствующими величинами модели и образца (промышленного аппарата):

$$x_a = Cx_m. \quad (1.40)$$

Если такая зависимость существует между всеми соответственными величинами модели и образца (в любой точке), то подобие будет *полным*. В том случае, когда подобие имеет место

Рис. 1.17 Геометрическое подобие аппаратов



только по отношению к некоторым величинам, оно будет *частичным*, или приближенным.

В общем случае две системы будут подобны, если для их описания имеется столько же зависимостей, сколько степеней свободы, причем наиболее важные для подобия переменные величины могут быть объединены в следующие группы: 1) геометрические; 2) гидравлические (или

гидродинамические); 3) тепловые; 4) диффузионные.

Основные положения теории подобия можно кратко сформулировать следующим образом: 1) подобные явления описываются одинаковыми общими дифференциальными уравнениями; 2) рассматриваемые системы должны быть геометрически подобны; 3) однозначные величины для рассматриваемых систем должны относиться как постоянные числа.

Геометрическое подобие. Рассмотрим аппарат барабанного типа, который можно характеризовать двумя определяющими линейными размерами — диаметром D и длиной L .

Возьмем три таких аппарата (рис. 1.17).

Для подобных аппаратов геометрическое подобие может быть выражено так:

$$C_L = L_1/L_2 = D_1/D_2, \quad (1.41)$$

где C_L — *константа подобия*, характеризующая постоянное отношение сходственных измерений двух сопоставляемых систем.

Но можно записать и так:

$$i_L = L_1/D_1 = L_2/D_2, \quad (1.42)$$

где i_L — *инвариант подобия* — неизменное отношение двух измерений одной и той же системы.

Подобие физических величин. Подобие физических величин, характеризующих процесс, можно также представить в виде констант подобия и инвариантов подобия (табл. 1.2). Индексы 1 и 2 относятся к первой и второй подобным системам, индекс 0 — к характерным для данной системы физическим величинам, принятым за единицу измерения.

Временное подобие предполагает постоянство отношения каких-либо характерных для развития рассматриваемого процесса промежутков времени: $C_\tau = \tau_1/\tau_2$ — константа времени; $i_\tau = \tau/\tau_0$ — инвариант времени.

С точки зрения теории подобия, все одноименные величины взаимозаменяемы: $L_1/L_2 = D_1/D_2 = dL_1/dL_2 \approx \Delta L_1/\Delta L_2$.

Безразмерные переменные, которые используются в теории подобия, принято разделять на две группы. Отношения однородных величин называют симплексами подобия, а отношения разнородных величин — критериями подобия. Математической формулировкой подобия двух систем является равенство симплексов и критериев подобия.

Константы и инварианты подобия

Физическая величина	Константа подобия	Инвариант подобия
Вязкость	$C_\mu = \mu_1/\mu_2$	$I_\mu = \mu/\mu_0$
Давление	$C_p = p_1/p_2$	$i_p = p/p_0$
Плотность	$C_\rho = \rho_1/\rho_2$	$i_\rho = \rho/\rho_0$
Скорость	$C_w = w_1/w_2$	$i_w = w/w_0$

Между константой подобия и инвариантом имеется существенная разница. Рассмотрим ее на примере геометрического подобия (см. рис. 1.17). Пусть

$$\begin{array}{lll} L_1 = 12 \text{ м}; & D_1 = 3 \text{ м}; & l_1 = 6 \text{ м}; \\ L_2 = 6 \text{ м}; & D_2 = 1,5 \text{ м}; & l_2 = 3 \text{ м}; \\ L_3 = 4 \text{ м}; & D_3 = 1 \text{ м}; & l_3 = 2 \text{ м}, \end{array}$$

где l — половина длины аппарата.

Сопоставим системы I и II:

$$C_{L_{I-II}} = \frac{12}{6} = \frac{3}{1,5} = 2; \quad I_{L_{I-II}} = \frac{12}{3} = \frac{6}{1,5} = 4.$$

Сопоставим системы I и III:

$$C_{L_{I-III}} = \frac{12}{4} = \frac{3}{1} = 3; \quad I_{L_{I-III}} = \frac{12}{3} = \frac{4}{1} = 4.$$

При переходе от целых контуров к половине (внутри системы):

$$C_{L_{I-II}} = \frac{l_1}{l_2} = \frac{6}{3} = 2; \quad I_{L_{I-II}} = \frac{l_1}{D_1} = \frac{6}{3} = 2.$$

Константа подобия сохраняет числовое значение при переходе от одной к другой сходственной точке системы, но изменяет свое значение при переходе от одной к другой сопоставленной системе. Инвариант подобия, в отличие от константы, при переходе от системы к системе не изменяется, а при переходе от целых контуров к части (т. е. внутри системы) меняется.

Основные теоремы теории подобия. Основные положения теории подобия обобщаются тремя теоремами подобия, которые позволяют получить критерии подобия и конструировать из них критериальные уравнения.

Первая теорема подобия носит название теоремы Ньютона — Бертрана. Ее формулировка: у подобных явлений критерии подобия равны или у подобных явлений индикаторы

подобия равны единице. Возьмем какой-то общий закон, например второй закон Ньютона, и рассмотрим две системы, подчиняющиеся этому закону. Для первой системы: $f_1 = m_1 dw_1/d\tau_1$. Для второй системы, подобной первой: $f_2 = m_2 dw_2/d\tau_2$. Здесь f — действующая сила; m — масса тела; $dw/d\tau$ — ускорение. Если эти системы подобны, то отношения соответственных величин должны быть постоянны:

$$C_f = \frac{f_1}{f_2}; \quad C_m = \frac{m_1}{m_2}; \quad C_w = \frac{w_1}{w_2}; \quad C_\tau = \frac{\tau_1}{\tau_2}.$$

Выразим характеристики первой системы через характеристики второй системы и константы подобия: $f_1 = C_f f_2$; $m_1 = C_m m_2$; $w_1 = C_w w_2$ или $dw_1 = C_w dw_2$.

Перепишем уравнение, описывающее первую систему, введя в нее полученные соотношения: $C_f f_2 = C_m m_2 \frac{C_w dw_2}{C_\tau d\tau_2}$ или $\frac{C_f C_\tau}{C_m C_w} \times$

$\times f_2 = m_2 \frac{dw_2}{d\tau_2}$. Уравнение, описывающее первую систему, сопоставим с уравнением, описывающим вторую систему. Уравнения будут тождественны, если $C_f C_\tau / (C_m C_w) = 1$. Эта величина, составленная из констант подобия, называется *индикатором подобия*.

Заменяя константы подобия отношениями сходственных величин, имеем:

$$\frac{f_1 \tau_1 m_2 w_2}{m_1 w_1 f_2 \tau_2} = 1 \quad \text{или} \quad \frac{f_1 \tau_1}{m_1 w_1} = \frac{f_2 \tau_2}{m_2 w_2}.$$

Это означает, что у подобных систем комплекс $f\tau/(mw) = \text{idem}$ (одинаков). Такой комплекс называют *критерием Ньютона*. Общий критерий гидромеханического подобия $Ne = f\tau/(mw)$ или, так как $\tau = l/w$,

$$Ne = fl/(mw^2). \quad (1.43)$$

Этот же вывод можно выполнить с использованием инвариантов подобия.

Таким образом, первая теорема подобия показывает, какие величины в эксперименте надо измерять: те, которые входят в критерии подобия.

Вторая теорема подобия (Бэкингема — Федермана): всякое уравнение, выражающее связь между физическими величинами, можно представить в виде функциональной зависимости между критериями подобия, составленными из этих величин.

Если имеем зависимость $A = f(B, C, D, E, \dots)$, то ее можно представить в виде $K = f(K_1, K_2, \dots)$, где K, K_1, K_2 — безразмерные переменные, составленные из величин $A, B, C, D, E, \dots$.

Безразмерных комплексов будет меньше, чем физических величин.

Вторая теорема подобия показывает, как надо обрабатывать опытные данные.

Третья теорема подобия (Кирпичева — Гухмана). Первые две теоремы исходят из того, что явления подобны. Эта теорема устанавливает условия, при которых явления становятся подобными. Ее формулировка: подобными будут явления качественно одинаковые, у которых равны определяющие критерии подобия.

Качественно одинаковые явления — это явления, относящиеся к одному классу, описываемые одним и тем же дифференциальным уравнением.

Определяющим критерием называется критерий, составленный из величин, входящих в условия однозначности (т. е. дополнительные уравнения, позволяющие решить дифференциальное уравнение для частного однозначного случая).

Если определяющие критерии равны, то равны и *определяемые критерии*, описывающие то или иное явление.

В зависимости от того, какая задача решается, один и тот же критерий может быть определяющим и определяемым (для другой задачи).

Третья теорема устанавливает условия, необходимые и достаточные для существования подобия. Она рассматривается как основа моделирования с целью распространения подобных данных для всей группы подобных явлений.

Основные критерии гидродинамического подобия

Критерий Ньютона $Ne = l/(m\omega^2)$ является мерой отношения действующей на систему силы к силе инерции. Конкретизируем силу, входящую в критерий Ne [см. формулу (1.43)].

1. Положим, что действует сила тяжести $f = mg$. Подставим в критерий Ньютона вместо f ее значение: $mg l/(m\omega^2) = gl/\omega^2 = l/Fr$. Тогда

$$Fr = \omega^2/(gl). \quad (1.44)$$

Критерий Фруда Fr является мерой отношения сил инерции к силе тяжести.

2. В критерий Ньютона вместо f подставим силу разности давлений $\Delta p l^3$, а $m = \rho l^3$ (l — линейный размер), откуда $\Delta p l^3/(\rho l^3 \omega^2) = \Delta p/(\rho \omega^2)$:

$$Eu = \Delta p/(\rho \omega^2). \quad (1.45)$$

Критерий Эйлера Eu — мера отношения сил давления к силе инерции.

3. Подставим в критерий Ne вместо f силу трения:

$$f = \mu^2 \frac{d\omega}{dl}; \quad m = \rho l^3; \quad \frac{d\omega}{dl} \sim \frac{\omega}{l};$$

$$\frac{\mu^2 l^2 \omega}{\omega^2 \rho l^3 l} = \frac{\mu}{\omega l \rho}; \quad Re = \frac{\omega l \rho}{\mu}.$$

Критерий Рейнольдса Re — мера отношения сил инерции к силам вязкости [см. формулу (1.39)].

Для характеристики неустановившихся процессов применяют **критерий гомохронности**:

$$Ho = \omega \tau / l. \quad (1.46)$$

Согласно второй теореме подобия, уравнение Навье — Стокса можно представить в виде функциональной зависимости между полученными критериями подобия:

$$f(Ho, Fr, Eu, Re) = 0, \quad (1.47)$$

В некоторых случаях полученная зависимость должна быть дополнена симплексами геометрического подобия. Например, при движении жидкости по трубам или каналам таким симплексом является отношение длины трубы к ее диаметру: $\Gamma = l/d$. Тогда критериальное уравнение примет вид:

$$f'(Ho, Fr, Eu, Re, \Gamma) = 0. \quad (1.48)$$

При движении жидкостей по трубопроводам нам неизвестна величина перепада давления Δp , которая входит в критерий Эйлера, и критерий Эйлера будет определяемым. Все остальные критерии будут определяющими, так как составлены из величин, выражающих условия однозначности, и критериальное уравнение можно записать как функциональную зависимость:

$$Eu = \varphi(Ho, Fr, Re, \Gamma). \quad (1.49)$$

Вид функции устанавливается опытным путем и чаще всего представляется в виде степенного одночлена:

$$Eu = A Re^m Fr^n Ho^p \Gamma^q. \quad (1.50)$$

Для установившегося движения критерий $Ho = 0$ и тогда

$$Eu = \varphi'(Fr, Re, \Gamma). \quad (1.51)$$

Для случая напорного течения критерий $Fr = 0$, так как влияние собственного веса жидкости (силы тяжести) на распределение скоростей и перепад давлений очень мало.

Метод анализа размерностей

Теория размерностей применяется в тех случаях, когда отсутствуют уравнения, описывающие процесс. В основе этого метода лежит π -теорема: если зависимость, характеризующая явление, выражается n физическими величинами и размерности этих переменных выражаются m основными единицами измерения, то можно составить всего $\pi = n - m$ безразмерных групп.

Сущность метода сводится к составлению и решению уравнений размерностей. Пример применения метода анализа размерностей будет приведен ниже (см. стр. 50).

Методы теории подобия помогают специалисту ответить на вопросы: что надо измерять, как обрабатывать опытные данные, подобны ли явления между собой при сравнительном изучении технологического процесса.

Наиболее плодотворным применением этих методов оказалось в тепловых процессах. Разработанные для различных случаев теплообмена (а также гидромеханических процессов) критериальные уравнения успешно используются в расчетной практике свыше 100 лет. Для сложных массообменных и химических процессов попытки применения теории подобия не привели к успеху.

Наиболее перспективным методом применения аналогии между физически разнообразными процессами является *метод математического моделирования*, связанный с использованием электронных вычислительных машин. В этом случае соблюдают последовательности: 1) составление физической модели процесса на основе представлений физики, других наук, а также экспериментальных данных, об его механизме; 2) составление математического описания процесса, отражающего существенные черты и особенности принятой физической модели; 3) разработка алгоритма (последовательности действий) и составление программы для ЭВМ; 4) сравнение полученных численных решений с экспериментальными данными для коррекции уравнения модели — адекватности математической модели.

Структура потоков и распределение времени пребывания жидкости в аппаратах

При расчете, моделировании и оптимизации процессов исходят из анализа особенностей гидродинамической обстановки в аппарате.

Вследствие сложности конструкции аппаратов, применяемых в процессах химической технологии, скорости движения материальных потоков в объеме аппарата могут быть распределены неравномерно. При этом отдельные частицы находятся в аппарате разное время, что влияет на эффективность проводимого в нем процесса.

Например, для полного аппарата (рис. 1.18) время пребывания частиц, циркулирующих по траекториям, обозначенным стрелками 1, существенно меньше времени пребывания частиц, которые циркулируют по направлениям 2 или попадают в застойные зоны 3.

Другим примером различия времени пребывания может служить профиль скоростей при движении жидкости по трубе. Различия



Рис. 1.18. Схема потоков в полном аппарате:
1, 2 — траектории движения; 3 — застойные зоны

в скоростях по поперечному сечению трубы наиболее велики при ламинарном течении. Частицы, движущиеся вблизи оси трубы, обгоняют частицы, движущиеся ближе к ее стенкам, и находятся в трубе значительно меньшее время, чем последние. При турбулентном течении скорости распределены по сечению трубы более равномерно. Однако и в данном случае время пребывания частиц жидкости неодинаково, что обусловлено турбулентными пульсациями, под действием которых происходит перемешивание частиц, или турбулентная диффузия: различные частицы движутся в разных направлениях по отношению к движению основной массы потока, в том числе и в поперечном (радиальная диффузия), и в продольном (осевая диффузия). Осевая диффузия может или совпадать по направлению с движением основной массы потока, или быть направлена в обратную сторону (обратное перемешивание).

Во многих промышленных аппаратах картина распределения скоростей, которая характеризует гидродинамический режим внутри аппарата, значительно сложнее, чем в рассмотренных примерах.

Для получения косвенной информации о поле скоростей, например, вводят в поток, поступающий в аппарат, примесь какого-либо вещества — *индикатора* и, анализируя во времени содержание данного вещества в выходящем из аппарата потоке, находят продолжительность пребывания в аппарате отдельных частей потока (индикатором может быть краситель, раствор соли, радиоактивный препарат и другие вещества, содержание которых определяется достаточно простыми методами). Отклик на возмущение, внесенное при этом на входе в аппарат вводом индикатора, представляют в виде кривых зависимости концентрации его в выходящей жидкости от времени, которые называют *выходными кривыми* или *кривыми отклика*. Анализ кривых и сопоставление с некоторыми типовыми моделями позволяет получить оценку структуры потока в аппарате.

Физические модели структуры потоков

Модель идеального (полного) вытеснения. Можно наблюдать такое состояние потока в проточном аппарате, когда через каждое сечение потока он движется строго параллельно самому себе без какого-либо смещения частиц с соседним сечением потока. Такая структура потока внутри аппарата характеризуется тем, что частицы жидкости движутся параллельно одна другой с одинаковыми скоростями, не обгоняя основную массу потока и не отставая от нее. Поток движется как бы аналогично твердому поршню и называется *поршневым*.

Аппараты с поршневым движением жидкости называют *аппаратами идеального вытеснения* (рис. 1.19)

Времена пребывания τ всех частиц потока в аппарате идеального вытеснения одинаковы и равны среднему времени пребывания $\tau_{\text{ср}}$, которое определяется частным от деления длины l их пути на линейную скорость жидкости w :

$$\tau_{\text{ср}} = \frac{l}{w} = \frac{lS}{wS} = \frac{V_a}{V}, \quad (1.52)$$

где S — площадь поперечного сечения, м^2 ; V_a — объем аппарата, м^3 ; V — объемный расход жидкости, $\text{м}^3/\text{с}$.

Кривая отклика показана на рис. 1.20. Начиная с момента $\tau = 0$, когда индикатор был введен во входящий поток, и до момента $\tau = \tau_{\text{ср}}$ индикатор не обнаруживается в выходящем из аппарата потоке. В момент времени $\tau = \tau_{\text{ср}}$ концентрация C индикатора на выходе мгновенно возрастает (теоретически до бесконечности), а затем сразу же снижается до нуля. Индикатор проходит через аппарат неразрываемым тончайшим слоем (как бы поверхностью твердого поршня), и сигнал, фиксируемый на выходе в момент $\tau_{\text{ср}}$, в точности соответствует сигналу на входе в момент $\tau = 0$.

В технологической практике к модели идеального вытеснения сравнительно близки, например, колонные аппараты с большим отношением длины к диаметру.

Отклонение структуры потока от модели идеального вытеснения может быть следствием перемешивания частиц жидкости вдоль оси аппарата или по поперечному сечению, образования вихревых зон и т. д., и проявляется это в том, что времена пребывания τ различных частиц уже не одинаковы и отличаются от среднего времени пребывания $\tau_{\text{ср}}$ (одни частицы обгоняют основную массу потока, другие задерживаются в аппарате).

Модель идеального смешения. Другая идеализированная модель — модель идеального смешения. Это такое состояние потока в проточном аппарате, когда обеспечивается мгновенное и полное смешение поступающих частиц и уже имеющихся в аппарате (рис. 1.21).

Если в какую-то порцию непрерывно входящего в такой аппарат потока ввести определенное количество M_0 краски, то она мгновенно равномерно окрасит всю жидкость, содержащуюся в аппарате. Концентрация C_0

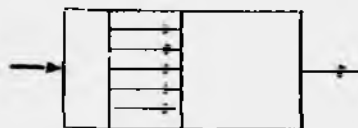


Рис. 1.19. Схема аппарата идеального вытеснения

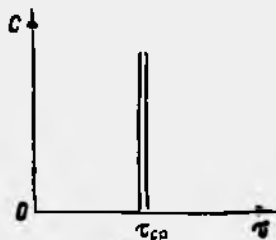


Рис. 1.20. Кривая отклика в аппарате идеального вытеснения

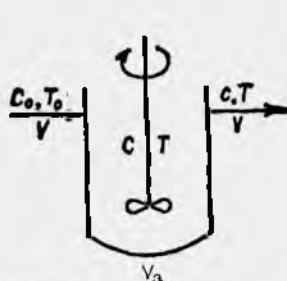


Рис. 1.21. Схема аппарата идеального смешения

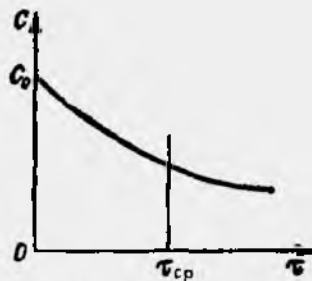


Рис. 1.22. Кривая отклика в аппарате идеального смешения

индикатора в любой точке аппарата в этот момент будет равна:

$$C_0 = M_0/V_a. \quad (1.53)$$

Затем концентрация C краски в аппарате начнет убывать во времени, так как краска непрерывно выносится потоком, а входящая жидкость краски уже не содержит. Однако в любой момент концентрация краски остается одинаковой во всех точках аппарата. По кривой отклика (рис. 1.22) видно, что большая часть индикатора выходит в этом случае из аппарата за время между моментом его ввода ($\tau = 0$) и моментом, соответствующим среднему времени пребывания $\tau_{cp} = V_a/V$. Для вымывания остальной части индикатора теоретически требуется бесконечное время ($\tau \rightarrow \infty$).

Примером аппарата, условия в котором близки к идеальному смешению, является сосуд с интенсивно работающей мешалкой, а также аппарат с движением твердой фазы в кипящем слое зернистого материала (при однородном псевдооживлении).

Картина движения потоков в большинстве непрерывнодействующих аппаратов не отвечает ни идеальному вытеснению, ни идеальному смешению. По структуре потоков эти аппараты можно считать аппаратами промежуточного типа.

Кривые отклика для аппаратов промежуточных гидродинамических моделей. Вид кривой отклика для промежуточных гидродинамических моделей таких аппаратов показан на рис. 1.23. Введенный мгновенно (импульсом) во входящий поток индикатор появляется на выходе позднее, чем при идеальном смешении, — через некоторое время τ_0 после момента ввода $\tau = 0$. Его концентрация на выходе сначала увеличивается во времени до момента τ_{max} , а затем начинает уменьшаться, стремясь к нулю при $\tau \rightarrow \infty$.

Вероятность того, что частица, вошедшая в аппарат в момент $\tau = 0$, выйдет из аппарата хоть когда-нибудь (в промежутке от $\tau = 0$ до $\tau = \infty$) равна единице. Частица когда-нибудь да выйдет. Кривые отклика чаще всего строят не в коор-

длинах $C - \tau$, а в безразмерных координатах $C' - \theta$ (рис. 1.24). При этом площадь под кривой отклика выражает в соответствии с уравнением $\int_0^{\infty} C' d\theta = 1$ общее относительное количество индикатора, принимаемое за единицу.

Величина $C' d\theta$ (заштрихованная площадь) характеризует долю общего количества индикатора, удаляемую из аппарата за время $d\theta$, или долю жидкости, пребывание которой в аппарате соответствует промежутку времени от θ до $(\theta + d\theta)$. Зависимость C' от времени θ называется *дифференциальной функцией распределения времени пребывания* жидкости в аппарате. Это плотность распределения времени пребывания частиц в аппарате.

Частный вид этой функции для аппарата идеального смешения выражен уравнением

$$C' = e^{-\theta}. \quad (1.54)$$

Зависимость от θ величины $\int_0^{\theta} C' d\theta = F(\theta)$, характеризующей долю индикатора, вышедшего из аппарата за время от 0 до произвольного момента θ , называют *интегральной функцией распределения времени пребывания* жидкости в аппарате. Она определяет вероятность того, что время пребывания некоторой частицы в аппарате окажется меньше θ . В частности, заштрихованная параллельными линиями площадь на рис. 1.24 характеризует долю индикатора, вышедшего из аппарата к моменту времени, равному среднему времени пребывания $\tau_{\text{ср}}$, т. е. долю жидкости, время пребывания которой в аппарате не больше $\tau_{\text{ср}}$.

Функции $F(\theta)$ и $C'(\theta)$ связаны отношением $\int_0^{\theta} C' d\theta = F(\theta)$ и обратным соотношением $C' = dF/d\tau$.

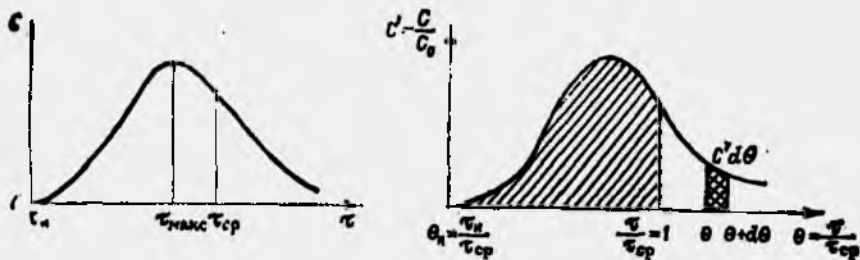


рис. 1.23 Кривая отклика для промежуточных гидродинамических моделей

рис. 1.24 Функции распределения времени пребывания (кривая отклика) для аппарата промежуточного типа

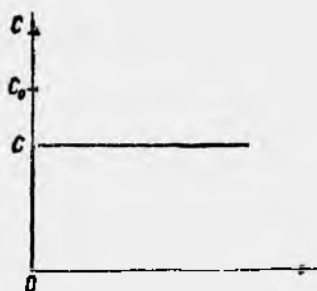


Рис. 1.25. Интегральный сигнал (ступенчатое возмущение)

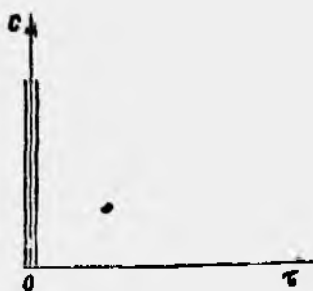


Рис. 1.26. Импульсное возмущение (δ -функция — сигнал)

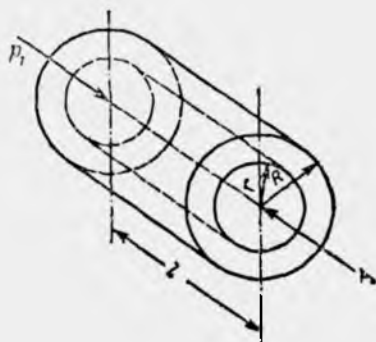
Кривые обеих функций могут быть получены экспериментально. Такие экспериментальные кривые называются *откликами*. Вид получаемой функции зависит от закона, по которому на вход аппарата подается индикатор (*сигнал*). Отклик для интегральной функции (рис. 1.25) получается при нанесении сигнала в виде ступенчатой функции (ступенчатое возмущение). До момента $\tau = 0$ концентрация на входе в аппарат равна нулю. В это время на вход наносится резкое скачкообразное возмущение, и затем индикатор подают непрерывно с постоянной концентрацией. Отклик для дифференциальной функции распределения получается при введении сигнала в виде импульса или дельта-функции (рис. 1.26). При импульсном вводе определенное количество индикатора мгновенно подают в аппарат (практически за очень малый промежуток времени).

Математическое описание моделей структуры потоков представляет собой дифференциальные уравнения, коэффициенты которых называют *параметрами моделей*. Неизвестные параметры моделей определяют, сравнивая решение уравнений модели (при соответствующих граничных и начальных условиях) с экспериментальной функцией отклика.

Закон сопротивления при движении потока в трубах

Между законом сопротивления и профилем скоростей потока, движущегося в трубе, существует однозначная связь. Потери напора или давления в трубопроводе при движении по нему реальной жидкости обусловлены сопротивлением трения и местными сопротивлениями. *Потери на трение* имеют место по всей длине трубопровода и зависят от режима течения потока, увеличиваясь с возрастанием турбулентности. *Местные сопротивления* возникают при любых изменениях скорости потока в результате изменения его сечения или направления (внезапные сужения, расширения, повороты, краны, вентили и т. п.).

Рис. 1.27. К выводу закона сопротивления для потока в круглой трубе



Определим силу сопротивления, действующую со стороны жидкости на участок трубы длиной l и радиусом R (рис. 1.27). Из уравнения количества движения на сила будет равна произведению разности давлений $p_1 - p_2$ на площадь поперечного сечения трубы. Выделенный в жидкости цилиндр радиусом r на этом же участке трубы находится в равновесии под действием сил сопротивления и касательных напряжений τ , приложенных к его боковой поверхности: $\tau \cdot 2\pi r l = (p_1 - p_2) \pi r^2$. Отсюда

$$\tau = \frac{p_1 - p_2}{l} \frac{r}{2}. \quad (1.55)$$

Таким образом, касательное напряжение пропорционально расстоянию от оси трубы и достигает максимального значения у стенки:

$$\tau_{\text{ст}} = \frac{\Delta p}{l} \frac{R}{2}. \quad (1.56)$$

Коэффициент трения f равен отношению силы сопротивления $\Delta p \pi R^2$ к скоростному напору $\rho \omega_{\text{ср}}^2 / 2$ и к площади участка боковой поверхности трубы:

$$f = \frac{\Delta p \pi R^2}{(\rho \omega_{\text{ср}}^2 / 2) 2\pi R l} = \frac{\Delta p R}{2l (\rho \omega_{\text{ср}}^2 / 2)}. \quad (1.57)$$

Можно заменить R через диаметр трубы d :

$$f = \frac{1}{4} \frac{d}{l} \frac{\Delta p}{\rho \omega_{\text{ср}}^2 / 2}, \quad (1.58)$$

откуда потеря давления на преодоление трения при движении (при любом режиме) потока в круглой цилиндрической трубе будет равна:

$$\Delta p = 4f \frac{l}{d} \frac{\rho \omega_{\text{ср}}^2}{2}. \quad (1.59)$$

Уравнение (1.59) чаще известно как *уравнение Дарси — Вейсбаха*, с заменой $4f$ на λ :

$$\Delta p = \lambda \frac{l}{d} \frac{\rho \omega_{\text{ср}}^2}{2}, \quad (1.60)$$

где λ — коэффициент сопротивления.

¹⁾ В специальной литературе f носит название коэффициента Фаннинга.

Известно (см., например [5]), что дифференциальное уравнение Навье — Стокса можно проинтегрировать для ламинарного равномерного течения жидкости вдоль оси цилиндрической горизонтальной трубы и получить зависимость

$$\Delta p/l = w_{cp} \cdot 8\mu/R^2, \quad (1.61)$$

подставив которую в уравнение (1.60), имеем:

$$\lambda = \frac{2d}{\rho w_{cp}^2} \frac{8\mu w_{cp}}{R^2} = \frac{32\mu}{\rho w_{cp} R}. \quad (1.62)$$

Обозначив $R = d/2$ и $w_{cp} d/\mu = Re$, получим закон сопротивления при ламинарном течении в прямой цилиндрической трубе с гладкими стенками:

$$\lambda = 64/Re. \quad (1.63)$$

Уравнение для расчета потерь на трение при ламинарном движении

$$\Delta p = 32l\mu w_{cp}/d^2 \quad (1.64)$$

носит название уравнения Гагена — Пуазейля.

Для иллюстрации метода анализа размерностей выведем уравнение Гагена — Пуазейля в предположении, что закон движения жидкости в трубах нам неизвестен, но на основании практических данных известно, что существует зависимость перепада давлений Δp в потоке от вязкости жидкости μ , ее плотности ρ , скорости w и размеров трубы (диаметра d и длины l).

Требуется установить математическую зависимость между потерей давления на трение $\Delta p_{тр}$ и остальными физическими величинами, характеризующими гидродинамическую обстановку в данном потоке.

Предположим, что неявная зависимость между переменными может быть выражена уравнением:

$$\Delta p_{тр} = \Phi(\mu, \rho, w, d, l). \quad (1.65)$$

Из всех обозначенных через Φ функциональных зависимостей интерес представляет только степенная зависимость, потому что в этом случае выбранные физические величины (переменные) образуют чистую абелеву группу [5]. Следовательно, каждая переменная может быть представлена в форме произведения степеней основных переменных:

$$\Delta p_{тр} = \mu^a \rho^b w^c d^e l^f. \quad (1.66)$$

Так как функция (1.65) для $\Delta p_{тр}$ равномерно однородна и значение $\Delta p_{тр}$ не безразмерно, то можно показать, что устойчиво существует произведение степеней переменной x с размерностью y . Если уравнение (1.65) или (1.66) разделить на это произведение степеней, то зависящая переменная $\Delta p_{тр}$ преобразуется в безразмерную зависящую переменную (безразмерный комплекс) π :

$$\pi = \Phi'(\Delta p_{тр}, \mu, \rho, w, d, l)$$

или

$$\pi = C \Delta p_{тр}^a \mu^b \rho^c w^e d^f l^k, \quad (1.67)$$

где C — безразмерный постоянный коэффициент; a, b, c, e, f, k — показатели степеней.

Таким образом, размерно однородная система, состоящая из размерных величин, может быть заменена безразмерной системой. Размерность всех

входящих в зависимость (1.67) величин можно выразить с помощью трех ¹⁾ основных переменных M , L и θ (масса, длина, время) следующим образом:

$$\begin{aligned} [\Delta p_{\text{тр}}] &= [M][L]^{-1}[\theta]^{-2} & \text{или} & & [\text{Па}] &= \left[\frac{\text{Н}}{\text{м}^2} \right] = \left[\frac{\text{кг} \cdot \text{м}}{\text{с}^2 \cdot \text{м}^2} \right] = \left[\frac{\text{кг}}{\text{с}^2 \cdot \text{м}} \right]; \\ [\mu] &= [M][L]^{-1}[\theta]^{-1} & \text{или} & & [\text{Па} \cdot \text{с}] &= \left[\frac{\text{Н} \cdot \text{с}}{\text{м}^2} \right] = \left[\frac{\text{кг} \cdot \text{м} \cdot \text{с}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}^2} \right] = \left[\frac{\text{кг}}{\text{м} \cdot \text{с}} \right]; \\ [\eta] &= [M][L]^{-3} & \text{или} & & [\text{кг}/\text{м}^3]; & & [\omega] &= [L][\theta]^{-1} & \text{или} & & [\text{м}/\text{с}] \\ [d] &= [L] & \text{или} & & [\text{м}]; & & [l] &= [L] & \text{или} & & [\text{м}]. \end{aligned}$$

Показатели степеней у размерностей переменных, входящих в зависимость (1.65) и (1.66), объединяются в матрицу размерностей:

$$\begin{array}{c|ccccc} & 1 & 2 & 3 & 4 & 5 & 6 \\ & [\Delta p_{\text{тр}}] & [\mu] & [\eta] & [\omega] & [d] & [l] \\ \hline [M] & 1 & 1 & 1 & 0 & 0 & 0 \\ [L] & -1 & -1 & -3 & 1 & 1 & 1 \\ [\theta] & -2 & -1 & 0 & -1 & 0 & 0 \end{array} \quad (1.68)$$

Если уравнения размерностей независимы одно от другого, строки матрицы тоже независимы и ранг матрицы $R(M)$ соответствует числу строк, т. е. при трех основных величинах (масса, длина, время) равен трем. Число переменных $n = 6$. Следовательно, число безразмерных комплексов, описывающих процесс, должно быть равно $6 - 3 = 3$.

По элементам матрицы (1.68) можно рассчитать показатели степени a , b , c , e , f и k , составив линейную однородную систему уравнений

$$\left. \begin{aligned} \text{для } [M] & \quad a + b + c = 0; \\ \text{для } [L] & \quad -a - b - 3c + e + f + k = 0; \\ \text{для } [\theta] & \quad -2a - b - c = 0. \end{aligned} \right\} \quad (1.69)$$

Число безразмерных комплексов, описывающих процесс в соответствии с п-теоремой, должно быть равно трем, поэтому для нахождения вида каждого из них можно свободно выбрать значения трех показателей степени (так как всех неизвестных — шесть). Эти значения выбираются по целесообразности.

1. Например, для выявления первого безразмерного комплекса (или определяемого критерия) следует принять $a = 1$, так как $\Delta p_{\text{тр}}$ является искомой величиной. Примем также $b = 0$ и $k = 0$. Тогда решение системы (1.69) дает: $c = -1$; $e = -2$; $f = 0$.

2. При $b = 1$, $a = 0$ и $k = 0$ получаем: $c = -1$; $e = -1$; $f = -1$.

3. При $k = 1$, $a = 0$ и $b = 0$ имеем: $c = 0$; $e = 0$; $f = -1$.

В результате получим матрицу решения.

$$\begin{array}{c|ccccc} & 1 & 2 & 3 & 4 & 5 & 6 \\ & [\Delta p_{\text{тр}}] & [\mu] & [\eta] & [\omega] & [d] & [l] \\ \hline \pi_1 & 1 & 0 & -1 & -2 & 0 & 0 \\ \pi_2 & 0 & 1 & -1 & -1 & -1 & 0 \\ \pi_3 & 0 & 0 & 0 & 0 & -1 & 1 \end{array} \quad (1.70)$$

Отдельные строки матрицы (1.70) позволяют непосредственно получить три комплекса:

$$\pi_1 = \Delta p_{\text{тр}}/(\rho \omega^2); \quad \pi_2 = \mu/(\omega d \rho); \quad \pi_3 = l/d.$$

¹⁾ Мы рассматриваем изотермический поток, поэтому четвертую основную переменную — температуру — во внимание не принимаем.

Полученные безразмерные комплексы представляют собой критерий Эйлера, критерий Рейнольдса (точнее, $1/\text{Re}$) и геометрический симплекс, соответственно.

Используя π -теорему, можно было заранее предсказать число симплексов, входящих в искомую зависимость. Действительно, общее число критериев, которое должно быть равно разности между числом n переменных величин x и числом m основных единиц измерения [см. зависимость (1.65)], составит $6 - 3 = 3$. Число критериев-комплексов будет равно разности между числом k переменных величин с неодинаковыми размерностями ($\Delta p_{\text{тр}}$, μ , ω , ρ , d или l) и числом m основных единиц измерения (кг, м, с), т. е. $k - m = 5 - 3 = 2$. Число критериев-симплексов определится по разности между общим числом n переменных величин и числом k переменных величин с неодинаковыми размерностями, т. е. $n - k = 6 - 5 = 1$.

Таким образом, зависимость (1.65) в критериальной форме будет иметь вид:

$$\frac{\Delta p_{\text{тр}}}{\rho \omega^2} = f\left(-\frac{\mu}{\omega d \rho}, \frac{l}{d}\right) \quad (1.71)$$

или

$$\text{Eu} = f'(\text{Re}, \Gamma). \quad (1.72)$$

Из теории групп следует, что зависимость между найденными критериями можно представить следующим образом:

$$\text{Eu} = C \text{Re}^{-p} \Gamma^q, \quad (1.73)$$

Численные значения константы C и показателей степени p и q невозможно найти с помощью методов теории подобия — их определяют экспериментально. Действительно, для ламинарного установившегося режима течения жидкости по прямым трубам найдено:

$$\text{Eu} = 32 \text{Re}^{-1} \Gamma. \quad (1.74)$$

Выражение (1.74) представляет собой известное уравнение Гагена — Пуазейля (1.64).

Можно также показать, как легко перевести уравнение (1.64) в критериальную форму. Для этого выпишем уравнение Дарси — Вейсбаха (1.60) для любого режима движения жидкости в прямой круглой трубе и подставим в него значение λ для ламинарного режима:

$$\Delta p_{\text{тр}} = \frac{64}{\text{Re}} \frac{l}{d} \frac{\rho \omega^2}{2},$$

затем перенесем $\rho \omega^2$ в левую часть уравнения и обозначим геометрический симплекс $l/d = \Gamma$:

$$\frac{\Delta p_{\text{тр}}}{\rho \omega^2} = \frac{32}{\text{Re}} \Gamma,$$

а так как $\Delta p_{\text{тр}}/(\rho \omega^2) = \text{Eu}$, то получим $\text{Eu} = 32 \text{Re}^{-1} \Gamma$, т. е. уравнение (1.74).

Для гладких труб $\lambda = f(\text{Re})$, а для шероховатых $\lambda = f(\text{Re}, e_s/d)$, где e_s — эквивалентная шероховатость. Это такая постоянная по длине трубы шероховатость (образованная выступами одинаковой высоты), при которой потери энергии потока на трение будут теми же, что и при реальной шероховатости с выступами различной высоты.

Зависимость коэффициента сопротивления λ от режима течения (Re) и относительной шероховатости (e_s/d) графически представлена на рис. 1.28. Для некруглых труб $d = d_h$. При ламинарном режиме все трубы гидравлически гладкие. Жидкость скользит по поверхности, обгибая выступы шероховатостей. Изменение скорости очень влияет на величину λ . Значение λ зависит только от Re , и для каналов круглого сечения $\lambda = 64/Re$ [см. формулу (1.63)]. Для каналов некруглого сечения уравнением Дарси — Вейсбаха также можно воспользоваться для расчета потерь на трение при ламинарном режиме, причем $\lambda = A/Re$, где A — коэффициент, значение которого зависит от формы поперечного сечения. Так, для квадратного сечения $A = 96$, для кольцевого сечения $A = 96$ и т. д.

При турбулентном режиме поток обладает развитой скоростью. Помимо Re значение λ зависит от шероховатости трубы. Поток завихряется на выступах, тормозит движение, и $\lambda = f(Re, e_s/d)$. При некоторых значениях критерия Re дальнейшее его изменение (увеличение) перестает влиять на величину λ , и λ зависит только от шероховатости: $\lambda = f(e_s/d)$. Это происходит потому, что выступы шероховатости значительно больше толщины ламинарного подслоя и ведут себя как плохо обтекаемые тела. Движение определяется скоростным напором, поэтому режим называется *инерционным*, а область такого течения — *автомодельной* по отношению к Re .

Обычно для характеристики шероховатости используют так называемую относительную шероховатость e/d или d/e (где d — диаметр трубы). Шероховатость может быть волнистой или зернистой в зависимости от обработки стенок труб.

Если высота выступов e в трубе меньше толщины ламинарного подслоя δ , то шероховатость стенок не влияет на величину коэффициента сопротивления λ при турбулентном режиме

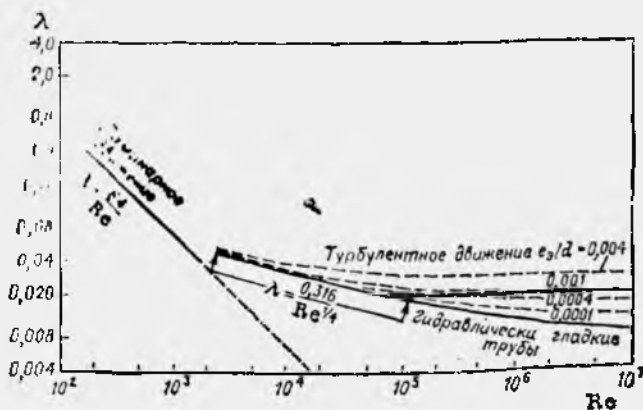


Рис. 1.28. Зависимость коэффициента λ от режима течения

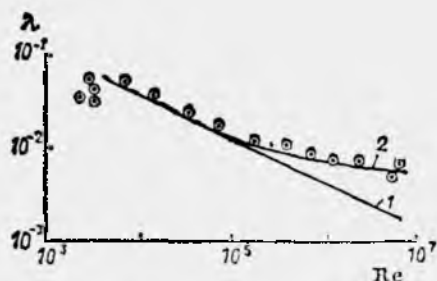


Рис. 1.29. Значения коэффициента λ для гладких круглых труб при турбулентном режиме:

1 — по формуле (1.75); 2 — по формуле (1.76); точки — опытные данные

движения потока. Такие трубы носят название гидравлических гладких. При большой высоте выступов ($e > \delta$) турбулентность потока увеличивается и со-

противление возрастает (при этом профиль скоростей изменяется). Наконец, при некотором предельном значении шероховатости сопротивление становится постоянным, и такие трубы называют вполне шероховатыми.

Для определения коэффициента сопротивления λ при турбулентном режиме движения в пределах изменения значений критерия Re от $4 \cdot 10^3$ до 10^5 для гидравлически гладких труб можно пользоваться формулой Блазиуса:

$$\lambda = 0,316/Re^{1/4}. \quad (1.75)$$

Более точная зависимость (для больших значений Re) между коэффициентом сопротивления λ и режимом движения может быть получена при использовании логарифмического закона распределения скоростей. При выводе логарифмического (универсального) профиля $Re \rightarrow \infty$, так как пренебрегают молекулярной вязкостью μ по сравнению с турбулентной μ_t .

Для значений $Re = 10^5$ коэффициент сопротивления можно рассчитать по формуле:

$$1/\sqrt{\lambda} = 2,1 \lg (Re \sqrt{\lambda}) - 0,8. \quad (1.76)$$

Сравнение применимости формул (1.75) и (1.76) приведено на рис. 1.29.

Потери давления на трение в змеевиках. При движении жидкости по криволинейному пути из-за центробежного эффекта слои жидкости смещаются. При этом возникают вторичные токи и увеличивается гидравлическое сопротивление:

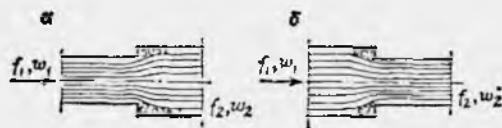
$$\Delta p_{тр} (\text{змеевика}) = \Delta p_{тр} (\text{прямой трубы}) \left(1 + 3,54 \frac{d}{D} \right), \quad (1.77)$$

где d — диаметр трубы; D — диаметр витка змеевика.

Потери давления на местные сопротивления. Любое изменение сечения потока или направления движения является местным сопротивлением. При этом образуются застойные зоны, в них возникают замкнутые вихри, на образование которых затрачивается механическая энергия (рис. 1.30). Возникают необратимые потери энергии.

Рис. 1.30. Некоторые местные сопротивления:

а — изгибное расширение, *б* — внезапное сужение



Потери давления в местных сопротивлениях выражают как долю от скоростного давления:

$$\Delta p_{м.с} = \xi \frac{\rho w^2}{2}, \quad (1.78)$$

где ξ — коэффициент местного сопротивления.

Средние значения коэффициентов ξ приводятся в литературе [1—5] и в табл. 2.7.

Потери давления на местные сопротивления можно выразить через потери на трение:

$$\Delta p_{м.с} = \xi \frac{\rho w^2}{2} = \lambda \frac{l_s}{d} \frac{\rho w^2}{2}. \quad (1.79)$$

Здесь l_s — длина такого участка прямой трубы, при прохождении которого потери давления на трение будут такими же, как потери давления при прохождении данного местного сопротивления.

Из уравнения (1.79) $\xi = \lambda(l_s/d)$, откуда $l_s = (\xi/\lambda)d = nd$; $n = \xi/\lambda$. Величина n показывает, сколько диаметров надо взять, чтобы получить l_s . Значения n имеются в справочной литературе [1, 2].

Общие потери давления при движении жидкостей. Общая потеря напора (давления) при движении жидкостей по трубопроводам может быть рассчитана по следующим уравнениям:

1) в единицах длины (м)

$$H = \frac{w^2}{2g} \left(\lambda \frac{l}{d} + \sum \xi + 1 \right) + z + \frac{p_2 - p_1}{\rho g}; \quad (1.80)$$

2) в единицах давления (Па)

$$\Delta p = \frac{\rho w^2}{2} \left(\lambda \frac{l}{d} + \sum \xi + 1 \right) + \rho g z + (p_2 - p_1). \quad (1.81)$$

Экономически оптимальная скорость жидкости в трубопроводах

При заданной производительности V (в м³/с) диаметр трубопровода d (в м) может быть рассчитан по уравнению расхода (1.21):

$$V = wf = w \frac{\pi d^2}{4},$$

откуда $d = \sqrt{V/(0,785w)}$. Таким образом, величина диаметра определяется выбором значения скорости.

Казалось бы, чем меньше d , тем ниже стоимость трубопровода, так как меньше затраты материала на его изготовление.

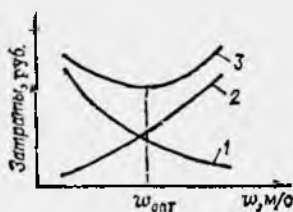


Рис. 1.31. К определению оптимальной скорости:
1 — затраты на амортизацию; 2 — эксплуатационные расходы; 3 — суммарные затраты

Но чем больше скорость, тем больше затраты энергии на транспортирование жидкостей, растут потери напора или давления в трубопроводе в соответствии с уравнениями для H или Δp .

При проектировании дальних трубопроводов (газопроводы, нефтепроводы) для определения оптимальной скорости производят расчеты затрат и строят график (рис. 1.31). Оптимальная скорость соответствует минимуму на кривой суммы затрат.

При проектировании цеховых, заводских трубопроводов пользуются установленными практикой значениями скорости (см. табл. 1.1).

Определяющим параметром при выборе скорости является плотность. При нормальном давлении плотности жидкостей на три порядка отличаются от плотностей газов. Например, при температуре 20°C плотность воды 1000 кг/м^3 , а плотность воздуха $1,2 \text{ кг/м}^3$.

Если принять рекомендуемые скорости — для воды $w_{\text{ж}} = 1 \text{ м/с}$, а для воздуха $w_{\text{г}} = 20 \text{ м/с}$, получим:

$$\Delta p_{\text{сж}} (\text{жидкости}) = \rho_{\text{ж}} w_{\text{ж}}^2 / 2 = 1000 \cdot 1^2 / 2 = 500 \text{ Па};$$

$$\Delta p_{\text{сг}} (\text{газа}) = \rho_{\text{г}} w_{\text{г}}^2 / 2 = 1,2 \cdot 20^2 / 2 = 480 \text{ Па},$$

т. е. потери скоростного напора для жидкости и газа сопоставимы.

Потери на трение и местные сопротивления пропорциональны скоростному давлению, т. е. скорости потока выбираются таким образом, чтобы потери давления в трубопроводе не были бы очень большими.

Вязкость жидкостей и газов не оказывает прямого влияния на выбор скорости потока — только через критерий Re .

Определение расхода энергии на транспортирование жидкости по трубам

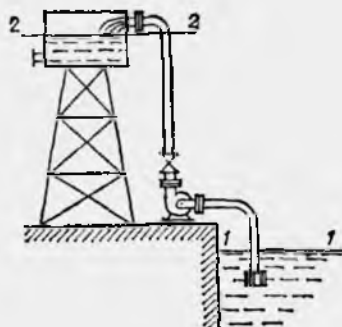
Запишем уравнение Бернулли для двух сечений (рис. 1.32):

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho_1 g} + \frac{w_1^2}{2g} - h_{\text{пот}} + H = z_2 + \frac{p_2}{\rho_2 g} + \frac{w_2^2}{2g}.$$

Примем, что $\rho = \text{const}$, а $w_1 = 0$ для рассматриваемого случая; H — удельная работа, сообщаемая жидкости насосом:

$$H = \frac{w^2}{2g} + h_{\text{пот}} + (z_2 - z_1) + \frac{p_1 - p_2}{\rho g};$$

Рис. 1.32. К определению расхода энергии на транспортирование жидкости по трубам



$w^2/(2g) = h_{\text{ск}}$ — скоростной напор;
 $h_{\text{пот}} = h_{\text{тр}} + h_{\text{м.с}}$ — потери напора по длине трубопровода, обусловленные трением ($h_{\text{тр}}$), и потери, вызываемые местными сопротивлениями ($h_{\text{м.с}}$); $z_2 - z_1 = h_{\text{под}}$ — напор, затрачиваемый на подъем жидкости от сечения 1 к сечению 2; $(p_2 - p_1)/(\rho g) = h_{\text{доп}}$ — напор, затрачиваемый на преодоление разности давлений в пространстве нагнетания и всасывания. Тогда

$$H = h_{\text{ск}} + h_{\text{тр}} + h_{\text{м.с}} + h_{\text{под}} + h_{\text{доп}},$$

где все слагаемые выражены в метрах столба перекачиваемой жидкости.

Можно записать расход энергии в другой форме:

$$\Delta p = \Delta p_{\text{ск}} + \Delta p_{\text{тр}} + \Delta p_{\text{м.с}} + \Delta p_{\text{под}} + \Delta p_{\text{доп}},$$

где $[p] = \left\{ \frac{\text{Дж}}{\text{м}^3} \right\} = \left\{ \frac{\text{Н}}{\text{м}^2} \right\} = [\text{Па}]$.

Зная объемный расход V жидкости и потери давления при перекачивании, можно рассчитать теоретическую мощность N_t (и N_t), затрачиваемую насосом на транспортирование жидкости.

$$V \Delta p = N_t, \quad (1.82)$$

Действительная мощность:

$$N_d = V \Delta p / \eta \quad \text{или} \quad N_d = MgH / \eta, \quad (1.83)$$

где M — массовый расход жидкости; g — ускорение свободного падения; H — высота подачи жидкости; η — к. п. д. насосной установки.

Эти выражения справедливы при расчетах затрат энергии на транспортирование жидкости. Для газов ими можно пользоваться тогда, когда отношение $\rho_2/\rho_1 = 0,9 \div 1,1$.

Движение жидкости через отверстия и водосливы, неподвижные насадки

Потечение жидкости из отверстия, расположенного в дне сосуда. Если диаметр отверстия мал по сравнению с диаметром сосуда и высотой столба жидкости, то можно считать уровень жидкости постоянным и $w_0 = 0$ (рис. 1.33). Проходя через плоскость отверстия, струя жидкости сужается, достигая на расстоянии l , равном приблизительно $0,5d_{\text{отв}}$, наиболее узкого поперечного сечения. Отношение площади поперечного сечения струи в самом

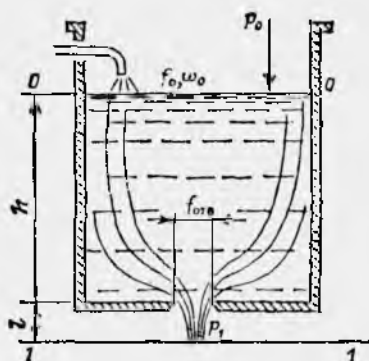


Рис. 1.33. Истечение жидкости через отверстие в дне сосуда

узком ее сечении к площади отверстия называют *коэффициентом сжатия струи*

$$\varepsilon = f_0/f_{\text{отв}}. \quad (1.84)$$

Если записать уравнение Бернулли для потока идеальной жидкости между сечениями 0—0 и 1—1, то получим:

$$z_0 + \frac{w_0^2}{2g} + \frac{p_0}{\rho g} = z_1 + \frac{w_1^2}{2g} + \frac{p_1}{\rho g}.$$

Так как $w_0 = 0$, то скорость истечения

$$w_1 = \sqrt{2g \left[(z_0 - z_1) + \frac{p_0 - p_1}{\rho g} \right]}. \quad (1.85)$$

Если $p_0 = p_1 = p_{\text{атм}}$ и $z_1 = 0$, а $z_0 = h$, то окончательно

$$w_1 = \sqrt{2gh}. \quad (1.86)$$

Таким образом, скорость истечения идеальной жидкости определяется только высотой столба жидкости h и не зависит от свойств жидкости. Эта формула обычно называется *формулой Торичелли*.

Для реальных жидкостей надо учесть потери напора на входе в отверстие: $h_{\text{пот}} = \xi w_1^2/(2g)$. Тогда

$$w_1 = \frac{1}{\sqrt{1 + \xi}} \sqrt{2gh}, \quad (1.87)$$

причем

$$1/\sqrt{1 + \xi} = \varphi, \quad (1.88)$$

где φ — коэффициент скорости.

Тогда скорость истечения реальной жидкости из отверстия

$$w_1 = \varphi \sqrt{2gh}. \quad (1.89)$$

На практике часто бывает нужно определить объемный расход V (в $\text{м}^3/\text{с}$) жидкости, вытекающей из отверстия; в соответствии с уравнением (1.24)

$$V = w_1 f_1 = \varphi \varepsilon f_{\text{отв}} \sqrt{2gh}. \quad (1.90)$$

Произведение коэффициентов скорости и сжатия струи называют *коэффициентом расхода* α :

$$\varphi \varepsilon = \alpha. \quad (1.91)$$

Окончательно уравнение расхода реальной жидкости, вытекающей из отверстия:

$$V = \alpha f_{\text{отв}} \sqrt{2gh}. \quad (1.92)$$

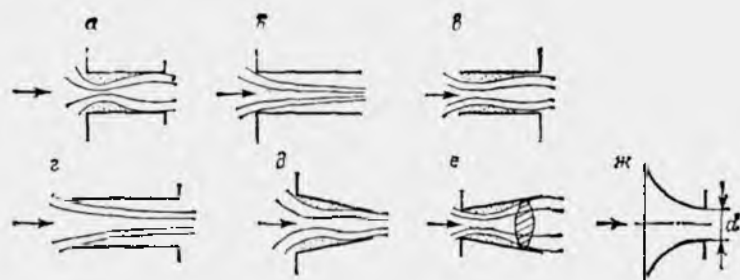


Рис. 1.34. Типы насадков:

а, б — внешние цилиндрические; в, г — внутренние цилиндрические; д — сходящийся конический; е — расходящийся конический; ж — сходящийся конический

Если сосуд с крышкой и $p_0 \neq p_1$, то

$$V = \alpha f_{\text{отп}} \sqrt{2g \left(h + \frac{p_0 - p_1}{\rho g} \right)}. \quad (1.93)$$

Уравнения (1.92) и (1.93) применимы на практике и в случае истечения жидкости через отверстие, расположенное в боковой стенке сосуда, хотя в действительности напор h не будет постоянным по сечению отверстия и общий расход V следует определять интегрированием элементарных расходов по всему сечению отверстия. Для отверстий больших диаметров необходимо учитывать изменения коэффициентов ϵ , φ и α .

Коэффициент расхода α зависит от режима течения (Re) и от формы насадков¹⁾, применяемых при опорожнении сосудов (мерников, цистерн и т. п.).

Наиболее распространенные типы насадков приведены на рис. 1.34, а их гидродинамические характеристики — в табл. 1.3.

Таблица 1.3

Гидродинамические характеристики наиболее распространенных типов насадков

Форма отверстия для истечения	ϵ	φ	α
Насадок:			
цилиндрический			
внешний	0,6—1	0,81	0,82
внутренний	0,3—1	0,70	0,71
конический			
сходящийся (с углом 12°)	0,99	0,95	0,94
конический	1	0,98	0,98
Насадок цилиндрический короткий с хорошо закругленными краями	1	0,97	0,97
Отверстие круглое в тонкой стенке	0,6—0,7	0,96	0,625

¹⁾ Насадок — это короткая трубка (штуцер, патрубков), приставленная к отверстию в стенке или днище сосуда. Ее длина в 3—4 раза больше диаметра.

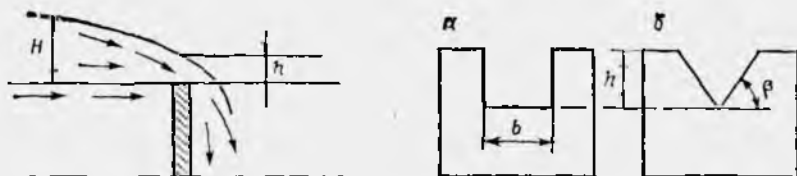


Рис. 1.35. Истечение жидкости через отверстия в подосливе:
а — прямоугольное отверстие; б — треугольное отверстие

Истечение жидкости из отверстия при переменном уровне представляет собой неустановившееся движение потока, для которого напор, а следовательно, и скорость являются функцией только времени.

Если по высоте сосуда площадь поперечного сечения выпускного отверстия постоянна, то время τ (в с) истечения жидкости можно рассчитать по формуле:

$$\tau = \frac{2F(\sqrt{h_1} - \sqrt{h_2})}{\alpha f_{отв} \sqrt{2g}}, \quad (1.94)$$

Здесь F — площадь поперечного сечения аппарата; $f_{отв}$ — площадь отверстия; h_1 — начальный уровень жидкости в аппарате; h_2 — конечный уровень жидкости (если аппарат следует опорожнить полностью, то $h_2 = 0$); α — коэффициент расхода.

Истечение через водослив. Водослив — это перегородивающая поток жидкости тонкая стенка (порог), через которую жидкость переливается струей плоского сечения толщиной h (рис. 1.35). Такие устройства имеются, например, в пенных пылеуловителях, орошаемых теплообменниках и т. д.

Уровень жидкости над переливным порогом $H \gg h$ (тогда можно не учитывать скорость потока жидкости до порога).

Расход жидкости через водослив:

$$V = \alpha b h \sqrt{2g(H - h)}, \quad (1.95)$$

где b — ширина переливного потока (обычно ширина прямоугольного выреза в перегородке, рис. 1.35, а); h — толщина струи; H — уровень жидкости над порогом; α — коэффициент расхода (можно принять равным 0,63).

При максимальном расходе $h = \frac{2}{3}H$.

Вырезы в переливном пороге могут иметь треугольную форму (рис. 1.36, б). Если угол $\beta = 45^\circ$, то расход жидкости через такой водослив (в $\text{м}^3/\text{с}$):

$$V \approx 1,4H^{2,5}. \quad (1.96)$$

Пленочное движение жидкостей

Экспериментально установлено, что в ряде процессов химической технологии пленочное движение жидкостей под действием сил тяжести по вертикальным стенкам аппаратов является ламинарным. Такое движение способствует обработке

Рис. 1.36. Профили скоростей в падающей пленке жидкости

Рис. 1.37. Волнообразование на поверхности стекающей пленки (c — фазовая скорость волны)

термолabileльных жидкостей (например, при их испарении), эффективно-м相互作用 гетерогенных систем при абсорбции, ректификации и при некоторых химических процессах.

Для расчета поверхности контакта стекающей по стенке пленки необходимо знать скорость ее движения w и толщину пленки δ , а также их связь с расходом жидкости.

Распределение скоростей в падающей пленке жидкости (без волнообразования) приведено на рис. 1.36. Еще Нуссельт показал, что максимальная скорость потока конденсата, образующегося при конденсации пара, наблюдается на поверхности пленки, а средняя скорость в 1,5 раза меньше максимальной. Это соотношение справедливо при ламинарном течении пленки, т. е. при $Re_{пл} < 20$.

В условиях пленочного движения по поверхности вертикальной трубы расход жидкости относят к 1 м ширины пленки (к 1 м длины периметра сечения трубы) и полученную величину называют *линейной плотностью орошения* Γ [в $\text{м}^3/(\text{м} \cdot \text{с})$]:

$$\Gamma = \delta w_{\text{ср}} \quad (1.97)$$

где δ — толщина пленки, м; $w_{\text{ср}}$ — средняя скорость стекания пленки, м/с.

$$w_{\text{ср}} = \rho g \delta^2 / (3\mu) \quad (1.93)$$

где ρ — плотность жидкости, $\text{кг}/\text{м}^3$; μ — вязкость жидкости, $\text{Па} \cdot \text{с}$; g — ускорение свободного падения, $\text{м}/\text{с}^2$.

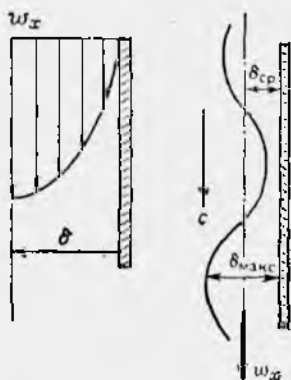
С учетом формул (1.97) и (1.98) можно получить выражение толщины падающей пленки для вертикальной стенки:

$$\delta = \sqrt[3]{3\Gamma\mu/(\rho^2g)} \quad (1.99)$$

откуда следует, что толщина падающей пленки жидкости прямо пропорциональна ее вязкости и плотности орошения и обратно пропорциональна плотности жидкости (при ламинарном течении).

При увеличении плотности орошения и критерия Re на поверхности стекающей пленки образуются волны, и ее движение становится волновым (рис. 1.37).

Вязкие течения падающей пленки определяют по критерию $Re_{пл}$ — когда: $Re_{пл} = w_{\text{ср}} d_3 \rho / \mu$, где d_3 — эквивалентный диаметр пленки. Эквивалентный диаметр d_3 равен учетверенному гидравлическому радиусу r_h , а гидравлический радиус — отношению



площади поперечного сечения потока f к его периметру Π . Таким образом,

$$d_3 = 4r_f = 4f/\Pi, \quad (1.103)$$

$$Re_{пл} = \frac{4fw_{ср}\rho}{\mu\Pi} = \frac{4\delta w_{ср}\rho}{\mu} = \frac{4G_{ж}}{\Pi\mu} = \frac{4\Gamma}{\mu}, \quad (1.101)$$

где $G_{ж}$ — массовый расход стекающей жидкости, кг/с.

Различают три режима движения падающей пленки: 1) *ламинарный* — $Re_{пл} < 4 \div 25$; 2) *волновой*¹⁾ — $Re_{пл} < 1000 \div 2000$; 3) *турбулентный* — $Re_{пл} > 2000$.

Экспериментально установлено, что при малых плотностях орошения в присутствии поверхностно-активных веществ (ПАВ) происходит гашение волн на поверхности пленки и критическое значение $Re_{пл,кр}$ (при переходе к турбулентному режиму) увеличивается.

Движение жидкости в слое

Движение жидкости или газа в неподвижном слое зернистых материалов или насадочных тел²⁾ зависит от многих факторов: направления потока газа или жидкости (восходящий или нисходящий), скорости потока, гидравлического сопротивления слоя (высоты слоя, его однородности, размера частиц, их формы), удельной поверхности.

Движение потока через зернистый слой используется в различных технологических процессах (фильтровании, газоочистке, промывке, экстрагировании и др.) и часто идентифицируется с движением в пористой среде.

Рассмотрим основные характеристики такого движения. Следует отметить, что все они трудноопределимы. *Гидравлическое сопротивление* $\Delta p_{сл}$ слоя высотой H и площадью поперечного сечения f можно рассчитать по уравнению Дарси — Вейбаха (1.60):

$$\Delta p_{сл} = \lambda \frac{l}{d_3} \frac{\rho w^2}{2}.$$

Здесь l — длина каналов в слое, по которым движется поток; w — средняя скорость потока в каналах; d_3 — эквивалентный диаметр каналов; $\lambda = f(Re_{сл})$ — коэффициент сопротивления слоя.

*Критерий Рейнольдса для слоя*³⁾ $Re_{сл} = w_0 d_3 \rho / \mu$ включает в себя кроме эквивалентного диаметра d_3 так называемую фик-

¹⁾ Точнее — ламинарный с волнообразованием.

²⁾ *Насадочными телами* или *насадкой* называют твердые тела различной формы: толстостенные керамические или металлические кольца (кольца Рашига), деревянные решетки, куски кварца, кокса, металлические сетки и т. д. Их назначение — увеличить поверхность соприкосновения взаимодействующих потоков.

³⁾ Критическое значение критерия Рейнольдса для зернистых слоев $Re_{сл,кр} \approx 2$ (переход от ламинарного к турбулентному течению).

тивную скорость w_0 , отнесенную к поперечному сечению пустого аппарата.

Средняя скорость w в слое определяется из уравнения неразрывности $wfe = w_0 f$, где e — доля свободного объема сечения, или порозность:

$$w = w_0/e. \quad (1.102)$$

Порозность e , или объемная доля пустот, занятых жидкостью или газом, отнесенная к общему объему слоя:

$$e = \frac{V - V_{\text{тн}}}{V} = 1 - \frac{V_{\text{тн}}}{V}, \quad (1.103)$$

где V — объем пористого слоя, м^3 ; $V_{\text{тн}}$ — объем твердой фазы (плотного слоя частиц), м^3 .

Эквивалентный диаметр канала между частицами по формуле (1.100):

$$d_s = 4r_f = \frac{4f}{\Pi} = \frac{4f_{\text{уд}}e}{f_{\text{уд}}f} = \frac{2}{3}d \frac{e}{1-e}. \quad (1.104)$$

Здесь $f_{\text{уд}}$ — удельная поверхность частиц диаметром d , $\text{м}^2/\text{м}^3$:

$$f_{\text{уд}} = \frac{6(1-e)}{\pi d^3} \pi d^2 = \frac{6(1-e)}{d}, \quad (1.105)$$

где число частиц диаметром d в слое равно $(1-e)/(\pi d^3/6)$, а поверхность частицы равна πd^2 .

Периметр (смоченный) всех каналов Π равен суммарной поверхности всех каналов (частиц), отнесенной к высоте слоя:

$$\Pi = f_{\text{уд}}H/f = f_{\text{уд}}l. \quad (1.106)$$

Длина каналов с учетом их извилистости может быть выражена через высоту слоя H :

$$l = \varphi H, \quad (1.107)$$

где $\varphi > 1$.

После подстановки значений d_s , w_0 , l в формулу (1.60) получим для гидравлического сопротивления слоя (в Па):

$$\Delta p_{\text{сч}} = 32\eta H (1-e) w_0^2 / (4de^3), \quad (1.108)$$

где для ламинарного потока

$$\lambda = 64/\text{Re}_{\text{сч}} = 64 \cdot 3\mu (1-e)/(2w_0 d\rho).$$

Тогда

$$\Delta p_{\text{сч}} = 72 \frac{(1-e)^2}{e^3} \Phi \frac{w_0 \mu H}{d^3}. \quad (1.109)$$

Эта формула приемлема для расчета гидравлического сопротивления пористого слоя (осадка) при фильтровании жидкостей или газов через слой высотой H . Правда, трудно определить значения φ .

Определение λ для турбулентного течения жидкости в слое затруднительно¹⁾, поэтому гидравлическое сопротивление $\Delta p_{\text{ссл}}$ в этом случае рассчитывают по эмпирической формуле [5]:

$$\Delta p_{\text{ссл}} = \left[150 \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{\mu \omega_0}{d^2} + 1,75 \frac{(1 - \varepsilon)}{\varepsilon} \frac{\rho \omega_0^2}{d} \right] H. \quad (1.110)$$

Формулы (1.108) и (1.110) можно использовать не только для сферических, но и для частиц неправильной формы с учетом фактора формы ψ :

$$\psi = f_{\text{ш}}/f_{\text{ч}} \quad (1.111)$$

где $f_{\text{ш}}$ — поверхность шара, имеющего такой же объем, как и частица неправильной формы; $f_{\text{ч}}$ — действительная поверхность частицы.

Так, например, если фактор ψ для шарообразной частицы равен 1, то для кубической — 0,806, цилиндрической — 0,69.

Псевдооживление

Зернистый слой, через который движется восходящий поток жидкости или газа, может оставаться при этом неподвижным (фильтрующим) или переходить во взвешенное (псевдооживленное) состояние. Во втором случае частицы слоя перемешиваются, слой их расширяется, становится очень подвижным и уподобляется кипящей жидкости. На рис. 1.38 показаны возможные состояния системы газ — мелкозернистый твердый материал в зависимости от характера движения восходящего потока газа (жидкости) через зернистый слой.

Структура *неподвижного (фильтрующего) слоя* отличается тем, что при небольшой скорости движения потока газа (жидкости) сквозь слой взаимное расположение твердых частиц остается неизменным (рис. 1.38, а). При увеличении скорости потока газа выше некоторого критического значения слой перейдет во *взвешенное состояние*, причем структура его может быть различной. При сравнительно низких скоростях может быть получен взвешенный слой с равномерным распределением твердой фазы независимо от продолжительности процесса и размеров аппарата. Такой слой называется однородным. Обычно он сравнительно легко организуется при одинаковых размерах и форме твердых частиц (рис. 1.38, б), а также характеризуется отсутствием крупных пузырей газа, проходящих через слой. Таким образом, состояние системы газ — твердые мелкозернистые частицы можно считать однородным только в том случае, если восходящий газовый поток свободен от внешних возмущений.

¹⁾ Для турбулентного режима течения потока через слой $\lambda = A/Re_{\text{ссл}}$, где $A = 150 \div 200$ и приблизительно равно так называемой константе Козени — Кармана ($k_K = 150$), найденной экспериментально при изучении гидравлики зернистого слоя.

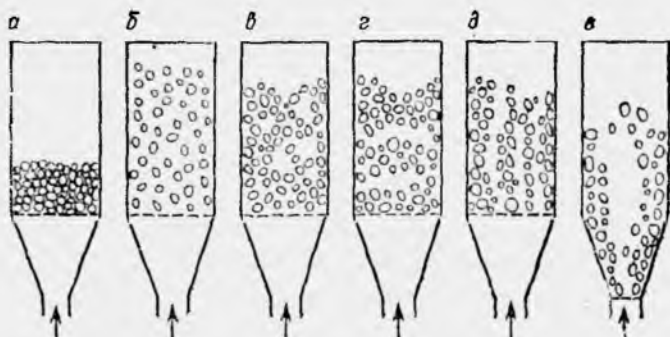


Рис. 1.38. Взвешенный слой:

а — е — различные состояния системы газ-мелкозернистый материал

При движении через слой крупных пузырей наружная поверхность слоя разрывается и группы частиц перемещаются вместе с пузырями по высоте слоя, способствуя интенсивному перемешиванию твердой фазы (рис. 1.38, в). В аппаратах малого диаметра пузыри, образующиеся вблизи газораспределительной решетки, часто сливаются в один большой пузырь, заполняющий все сечение аппарата, и слой частиц, расположенный выше такого пузыря, поднимается вверх как поршень (рис. 1.38, г). «Поршни» из частиц с достаточно большой «текучестью» медленно перемещаются вверх, распадаясь на агрегаты частиц, которые вновь падают вниз. При увеличении скорости газа расстояние между «поршнями» увеличивается, и весь слой пульсирует без изменения структуры потока в «поршнях».

При дальнейшем повышении скорости газового потока, особенно через слой тонкоизмельченных материалов с повышенной «текучестью», возникают сквозные прорывы газа и струи газа движутся по образовавшимся каналам как через неподвижный слой (рис. 1.38, д) в условиях неустойчивости всей системы. Разновидностью взвешенного слоя является и так называемый фонтанирующий слой, образующийся при подаче восходящего потока газа в слой через газораспределительную решетку, площадь которой значительно меньше площади сечения аппарата (рис. 1.38, е). При этом струя газа фонтанирует вдоль вертикальной оси аппарата, увлекая часть слоя вверх. При переходе из конической части аппарата в цилиндрическую скорость газа уменьшается, движение твердых частиц замедляется и они, двигаясь по спирали, осаждаются по стенкам аппарата до самого дна, где снова подхватываются восходящим потоком газа.

Взвешенный слой мелкозернистого материала обычно поджигается в аппарате прямоугольной, цилиндрической или конической формы с помощью решетки, служащей также и для равномерного распределения оживающего потока. Однако существует ряд аппаратов (сушилки, трубы пневмо- и гидротран-

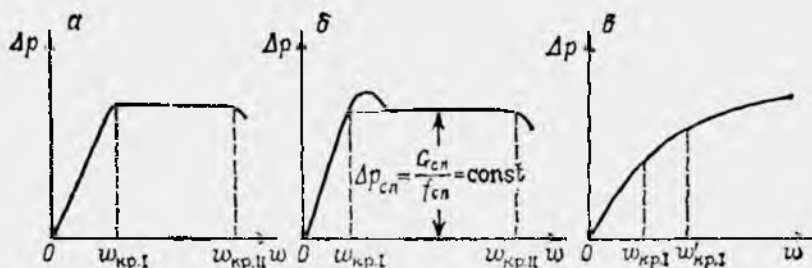


Рис. 1.39. Кривые псевдооживлений.

а — идеализация; б — реальная для монодисперсной смеси частиц; в — для полидисперсной смеси частиц

спорта), работающих (без решеток) в гидродинамическом режиме, соответствующем выносу материала из аппарата с газовым потоком.

Метод взвешенного слоя в последние годы широко внедрен в различные отрасли промышленности и, в частности, в ряд процессов химической технологии (адсорбцию и десорбцию, сушку, выщелачивание и экстрагирование, гетерогенный катализ, обжиг, газификацию и т. д.) и качестве прогрессивного технологического метода, обеспечивающего непрерывность взаимодействия газовой (жидкой) среды с зернистым твердым материалом в условиях выравнивания таких параметров процесса, как температура и концентрация.

В последнее время для улучшения эффективности использования взвешенного слоя в химической промышленности стали развивать следующие направления [4, 5]: 1) взвешенный слой под давлением и при высоких температурах; 2) взвешенный слой в центробежном поле; 3) взвешенный слой с импульсной циркуляцией оживающего потока; 4) виброкипящий, а также 5) фонтанирующий, вихревой слой и т. д.

Скорость потока при образовании взвешенного слоя. При определении скорости газового (жидкостного) потока следует учесть, что в зависимости от величины скорости ω существуют три режима, характеризующие взаимодействие газового потока и слоя зернистого материала: 1) фильтрация ($\omega < \omega_{кр. I}$); 2) взвешенный слой ($\omega \geq \omega_{кр. I}$); 3) унос ($\omega > \omega_{кр. II}$) — см. рис. 1.39.

При увеличении скорости восходящего потока газа в слое перепад давлений возрастает и в какой-то момент становится равным противоположно направленной силе тяжести. Дальнейшее увеличение скоростного напора вызывает расширение слоя. Таким образом, баланс сил в сечении слоя высотой H при условии равенства сил давления и тяжести будет иметь вид:

$$\Delta p/H = (\rho_{га} - \rho)(1 - \epsilon)g. \quad (1.112)$$

Из уравнения (1.110) после замены ω_0 на $\omega_{кр.1}$ и других преобразований можно получить:

$$\frac{\Delta p}{H} = 150 \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \frac{\mu \omega_{кр.1}}{d^2} + 1,75 \frac{\rho \omega_{кр.1}^2}{d \varepsilon^3}, \quad (1.113)$$

где $\omega_{кр.1}$ — минимальная скорость, при которой слой переходит во взвешенное состояние.

При известной порозности слоя ε и заданном размере частиц d уравнение (1.113) легко решается относительно $\omega_{кр.1}$. Обычно в момент начала образования взвешенного слоя порозность приблизительно равна своему минимальному значению при свободной засыпке слоя для шарообразных частиц ($\varepsilon_0 \approx 0,4$) в интервале $0,35 - 0,5$.

Значение (1.113) для слоев монодисперсных шарообразных частиц может быть приведено к виду

$$Re_{кр} = \frac{Ar}{150 \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} + \sqrt{\frac{1,75}{\varepsilon^3} Ar}} \quad (1.114)$$

или при порозности слоя, равной 0,4 для условий однородного перемешивания (например, жидкостью):

$$Re_{кр} = \frac{Ar}{1400 + 5,22 \sqrt{Ar}}. \quad (1.115)$$

Здесь $Ar = \frac{\rho g d^3}{\mu^2}$ — критерий Архимеда; $Re_{кр} = \omega_{кр.1} d / \nu$ — критерий Рейнольдса, взятый по минимальной скорости, при которой слой переходит во взвешенное состояние; ν — кинематический коэффициент вязкости жидкости.

Определение скорости $\omega_{кр.1}$ можно также осуществлять с помощью других зависимостей различной степени сложности и точности [5].

Расчет скорости, необходимой для достижения заданного расширения однородного взвешенного слоя, можно проводить по обобщенной формуле [1—5]:

$$Re = \frac{Ar \varepsilon^{4,75}}{18 + 0,61 \sqrt{Ar \varepsilon^{4,75}}}. \quad (1.116)$$

Отсюда можно получить формулу для расчета порозности:

$$\varepsilon = (18 Re + 0,36 Re^2 / Ar)^{0,11}. \quad (1.117)$$

Следует отметить, что формулы (1.116) и (1.117) можно применять и для расчета стесненного осаждения твердых частиц при разделении суспензий. Обычно порозность неоднородного взвешенного слоя меньше порозности однородного слоя.

Для приближенных расчетов удобно также пользоваться зависимостью $Ly = f(Ar, \varepsilon)$, где $Ly = Re^3 / Ar = \omega^3 \rho^2 / [\mu(\rho_{тв} - \rho_{ж})]$ — критерий Лященко (рис. 1.40). С помощью рис. 1.40 (с погрешностью $\pm 20\%$) можно определять: 1) скорость газо-

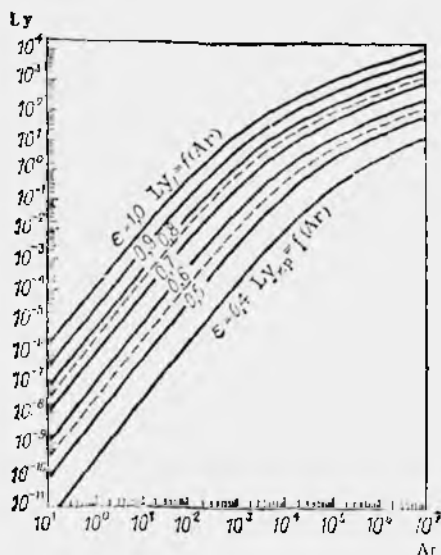


Рис. 1.10. Кривые $Ly = f(Ar, \epsilon)$

вого потока w , которая необходима для образования взвешенного слоя из частиц диаметром d_n при заданной порозности ϵ ; 2) минимальный диаметр частиц d_n , переходящих во взвешенное состояние при заданной скорости газового потока.

Скорость уноса. Другим пределом существования взвешенного (псевдооживленного) слоя является скорость, при которой зернистый материал выносятся из аппарата. Скорость уноса рассчитывается по тем же

формулам, что и скорость свободного осаждения или витания одиночной шарообразной частицы. Начало уноса характеризуется следующими условиями: 1) расширение слоя достигло предела и движение отдельных частиц не зависит от воздействия соседних частиц; 2) частицы не осаждаются и не уносятся газовым потоком, свободно витая в надслоевом пространстве, так как вес каждой частицы уравновешивается силой сопротивления, возникающей при обтекании частицы потоком газа. Незначительное превышение скорости газа над скоростью витания приводит к уносу частицы. Скорость витания является важнейшей характеристикой взвешенного слоя и определяется опытным путем [5].

Для приближенного расчета скорости уноса $w_y = w_{кр.11}$ применима эмпирическая формула, которая может быть получена из формулы (1.116) при подстановке величины предельного расширения слоя $\epsilon = 1$:

$$Re_y = \frac{Ar}{18 + 0.61 \sqrt{Ar}} \quad (1.118)$$

При уносе движение твердых частиц в слое перестает быть хаотическим. Частицы ориентируются в направлении восходящего потока газа и начинают перемещаться по аппарату снизу вверх. Такой режим движения используют для перемещения сыпучих мелкозернистых материалов (пневмо- и гидротранспорт).

Высота взвешенного слоя H рассчитывается из зависимости

$$\Delta p_{сл} = (\rho_{га} - \rho) (1 - \epsilon_0) g H_0 = (\rho_{га} - \rho) (1 - \epsilon) g H, \quad (1.119)$$

откуда

$$H = H_0 \frac{1 - \epsilon_0}{1 - \epsilon}, \quad (1.120)$$

где H и H_0 — высота взвешенного и неподвижного слоев, м; ϵ и ϵ_0 — порозность взвешенного и неподвижного слоев.

Однородный взвешенный слой наблюдается при следующих условиях: 1) плотности ожижающего агента и твердых частиц не слишком сильно отличаются одна от другой; 2) средний диаметр частиц мал и, следовательно, скорость $w_{кр.1}$ сравнительно низка и каждая частица в слое может перемещаться по относительно свободным и однообразным траекториям; 3) критерий Фруда $Fr = \omega^2/(d_p g)$ в точке начала взвешенного состояния меньше 1.

При $Fr < 1$ на поверхности взвешенного слоя не будет бурных всплесков и выбросов агрегатов частиц, а будет заметно только легкое полнообразование («кипящий» слой).

Для обеспечения однородности взвешенного слоя в последнее время широко используют наложение вертикальных вибраций [5]. При этом отмечено снижение скорости, необходимой для начала перехода во взвешенное состояние, а также уменьшение гидравлического сопротивления взвешенного слоя (до 1/4).

Если частицы не слипаются, то слой отрывается от вертикально вибрирующей решетки и переходит во взвешенное состояние при условии $a\omega^2/(g - b) > 1$, где a и ω — амплитуда и частота вибрации; g — ускорение свободного падения; $b = f(\Delta p/\Delta p_0)$; Δp_0 — давление слоя на газораспределительную решетку; Δp — гидравлическое сопротивление слоя при прохождении через него потока газа с суммарной скоростью газа ω/v и скоростью вибрации $a\omega$.

Двух- и трехфазные системы

Системы, состоящие из двух и более различных фаз, взаимодействие между которыми вызывает изменение в режимах движения, законах сопротивления, а также в самой природе таких систем, характеризуются действием поверхностных сил (сил межфазного поверхностного натяжения).

В последние годы изучение гидравлических закономерностей двух- и трехфазных потоков приобрело особую важность применительно к расчету типовых тепло- и массообменных (дистилляции, экстрагирования, абсорбции, взвешенного слоя и др.), а также химических процессов.

Перспективность многофазных потоков связана также с развитием энергетических процессов (например, магнитно-гидродинамической конверсии теплоты в электричество с помощью жидких металлов и т. д.).

Классификация двухфазных систем. Наиболее типичные случаи применения двухфазных потоков: 1) *жидкость — жидкость*

(например, в экстракционных аппаратах); 2) газ (пар)— жидкость (например, в дистилляционных и ректификационных колоннах, кипятильниках, конденсаторах); 3) газ или жидкость — твердое (например, при гидро- или пневмотранспорте, в аппаратах со взвешенным слоем).

Из перечисленных типов двухфазных потоков в химической промышленности чаще всего используют газожидкостные системы, которые различают по направлению движения отдельных фаз и по скорости: 1) жидкость в целом остается неподвижной (хотя локальные движения жидкости допустимы); 2) жидкость и газ (пар) движутся перекрестным током (перпендикулярно друг к другу); 3) векторы скорости жидкости и газа (пара) направлены одинаково или противоположно (прямоток или противоток).

Последний случай имеет место в конденсаторах смешения, кипятильниках, гетерогенных реакторах и разделяющих аппаратах. В дальнейшем отличие будет заключаться в том, останутся ли скорости обеих фаз постоянными (как, например, в эрлифтах, при транспортировании газа и нефти по трубам и т. д.) или между фазами будет происходить значительный перенос массы и скорости отдельных потоков сильно изменятся вдоль аппарата (например, при кипении или конденсации). Следует отметить, однако, что в некоторых случаях (например, при абсорбции из разбавленных смесей, при дистилляции с постоянной молярностью потоков и т. д.) предполагают постоянство скоростей потоков отдельных фаз при развитом массообмене между ними. При этом большое значение имеет величина поверхности взаимодействия фаз. Например, при взаимодействии потоков жидкость — жидкость определение межфазной поверхности в большинстве случаев представляет собой чрезвычайно сложную задачу.

Механизмы тепло- и массопередачи невозможно оценивать без понимания гидродинамической обстановки процесса.

Основные характеристики двухфазных потоков — режимы движения и законы сопротивления — значительно отличаются от аналогичных характеристик отдельных фаз.

Режимы движения двухфазных потоков. Виды движения потоков при взаимодействии двух фаз различают визуально и по физическому состоянию, т. е. в зависимости от скорости движения, объемного газосодержания, отношения плотностей фаз, смачиваемости стенок аппарата и других параметров. Структура потоков зависит также от поверхностных сил. Вероятно в большом разнообразии визуально наблюдаемых режимов нет значительных изменений механизма передачи количества движения, теплоты или массы. Однако классифицировать режимы движения двухфазных потоков по механизму переноса трудно, так как для этого необходим детальный теоретический анализ

каждого случая (условия течения одной фазы обычно значительно влияют на условия течения другой фазы).

Наиболее распространена классификация режимов двухфазных потоков по перепаду давления и по массовой скорости каждой фазы. В обоих случаях различают горизонтально и вертикально направленные потоки. Так, например, при движении потока газа (пара) через жидкость в трубах наблюдают наиболее типичные режимы: 1) *пузырьковый*; 2) *пробковый* (или *снарядный*); 3) *кольцевой* (или *стержневой*); 4) *эмульгирования*.

При пузырьковом режиме газ в виде отдельных пузырей движется быстрее жидкости. С увеличением содержания газа пузыри начинают сливаться в газовые пробки. Отдельные газовые пробки разделяются жидкостными перемычками, пронизанными газовыми пузырьками. Наконец, при дальнейшем увеличении газосодержания жидкостные перемычки исчезают и газовые пробки сливаются в сплошной столб газа, движущийся по центру трубы и окруженный кольцом жидкости с включениями мелких газовых пузырьков. При больших скоростях газа происходит обращение (инверсия) фаз (жидкость диспергируется в газе, который становится сплошной фазой) и поток движется в виде газожидкостной эмульсии.

Существуют также промежуточные формы потоков: слоистые, с волнообразованием, пенные, пленочно-эмульсионные, капельные и другие. Возникновение того или иного режима движения зависит от метода перемешивания двух фаз и от способа введения их в систему. Наибольшее значение для промышленности представляют процессы *пленочного течения жидкости*, соприкасающейся с паром, и *барботаж* газа (пара) сквозь жидкость.

На рис. 1.41 приведены кривые для устойчивого пузырькового, пробкового (снарядного) и стержневого (кольцевого) режимов в координатах $w_{ж}—w_{г}$ в условиях нисходящего двухфазного потока для системы воздух—вода.

Приближенно можно дать общую оценку пределов существования отдельных режимов двухфазных потоков. За критерий такой оценки принимают обычно критерий Фруда для смеси газа и жидкости и так называемое *среднее объемное газосодержание* ϕ , представляющее собой долю объема смеси, занятую газом, $\phi = V_{г}/(V_{г} + V_{ж})$.

Тогда зависимость $\phi = f(F_{гсм})$ для границ существования

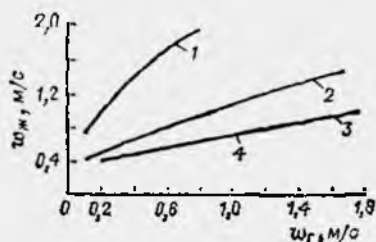


Рис. 1.41. Границы существования режимов движения двухфазной системы в нисходящем потоке для системы воздух—вода:

1—устойчивый пузырьковый режим; 2—снарядный режим; 3—переход от снарядного режима к стержневому; 4—стержневой режим (с мелкими пузырьками в токе жидкости)

режимов: 1) пузырькового

$$\tau = 0,05 F_{\text{см}}^{0,2}, \quad (1.121)$$

2) пробкового

$$\tau = (0,12 \div 0,5) F_{\text{см}}^{0,15 \div 0,1}, \quad (1.122)$$

3) кольцевого

$$\tau = (0,65 \div 0,85) F_{\text{см}}^{0,05 \div 0,02}. \quad (1.123)$$

Закон сопротивления. Перепад давления Δp в двухфазном однонаправленном потоке газ (пар) — жидкость на единицу высоты H аппарата определяется распределением фаз и связан с режимом движения потока [5]:

$$\left(\frac{\Delta p}{H} \right)_{\text{см}} = \lambda_{\text{г}} \frac{w_{\text{г}}^2 \rho_{\text{г}}}{2d_{\text{э.г}}} + \lambda_{\text{ж}} \frac{w_{\text{ж}}^2 \rho_{\text{ж}}}{2d_{\text{э.ж}}}. \quad (1.124)$$

Здесь $\lambda_{\text{г}}$ и $\lambda_{\text{ж}}$ — коэффициенты сопротивлений газового и жидкостного потоков, соответственно; $w_{\text{г}}$ и $w_{\text{ж}}$ — скорости движения газа и жидкости; $\rho_{\text{г}}$ и $\rho_{\text{ж}}$ — плотности газа и жидкости; $d_{\text{э.г}}$ и $d_{\text{э.ж}}$ — эквивалентные диаметры, причем $d_{\text{э.г}} = 4(1 - e)/f_{\text{уд}}$ и $d_{\text{э.ж}} = 4e/f_{\text{уд}}$; e — доля сечения, занятая жидкостью; $1 - e$ — доля сечения, занятая газом; $f_{\text{уд}}$ — удельная поверхность взаимодействия потоков, $\text{м}^2/\text{м}^3$.

Расширение газа (при изменении скорости или температуры) вызывает изменение объемного газосодержания и в связи с этим площади поперечного сечения аппарата, занятого жидкостью.

Механизм изменения гидравлического сопротивления двухфазной системы обуславливается следующими причинами: 1) изменением количества движения вдоль оси потока; 2) изменением напора; 3) изменением трения вследствие действия сил сдвига, т. е.

$$\Delta p = \Delta p_{\text{м}} + \Delta p_{\text{н}} + \Delta p_{\text{т}}. \quad (1.125)$$

Другие соотношения для Δp можно получить, исходя из уравнений баланса энергии.

ГЛАВА 2

ПЕРЕМЕЩЕНИЕ ЖИДКОСТЕЙ И ГАЗОВ

2.1. ТРУБОПРОВОДЫ

Трубопроводы на химических предприятиях служат для транспортирования или передачи газов, паров и жидкостей, пластических и сыпучих материалов с различными физико-химическими свойствами: щелочных и кислых, нейтральных, горючих, взрывоопасных, токсичных, при атмосферном или высо-

ком давлении, под вакуумом и т. д.¹⁾ Протяженность трубопроводов (как магистральных, так и внутрицеховых) на многих заводах химической промышленности достигает десятков и сотен километров. Их стоимость составляет до 30 % от затрат на сооружение всего предприятия.

Особые требования предъявляются к строительству трубопроводов для дальнего газоснабжения. Например, для газопровода Уренгой — Помары — Ужгород, протяженностью 5000 км, потребовалось наладить производство труб диаметров 1420 мм, а также создать мощные перекачивающие устройства типа ГТН-25 и Н-650. Газ транспортируется под давлением до 7,5—10 МПа ($\sim 75\text{—}100$ кгс/см²), расстояние между перекачивающими станциями — 75—100 км. Общая протяженность магистральных газопроводов в стране достигает сейчас 30 000 км.

Условия работы промышленных трубопроводов, их надежность оказывают большое влияние на качество выпускаемой продукции.

Трубы

Основной частью трубопроводов являются трубы. Большинство труб изготавливают из стали разных марок, однако в промышленной практике встречаются трубы почти из всех конструкционных материалов, применяемых в химическом машиностроении.

При выборе материала труб для монтажа трубопроводов следует учитывать температуру и давление транспортируемой среды, а также коррозионную стойкость выбранного материала в данной среде (и другие его свойства).

Коррозия металла наносит большой урон народному хозяйству. Ежегодно 10 % всего производимого в мире металла в результате недостаточной защиты аппаратуры, оборудования и изделий «съедается» коррозией.

Широко распространены в промышленной практике лакокрасочные защитные покрытия (они составляют до 80 % всех применяемых защитных покрытий), препятствующие диффузии и ограничивающие доступ агрессивной среды к защищаемой поверхности. Известно более 1000 их наименований. Защитное действие таких покрытий усиливается при введении в лакокрасочные материалы ингибиторов коррозии или использования пассиваторов. В качестве ингибиторов атмосферной коррозии обычно используют соли аминов и аминокислот, в качестве пассиваторов в состав конструкционных металлов вво-

¹⁾ По правилам производства и приемки работ (СНИИП III-1.9—62) технологические трубопроводы в зависимости от химического состава передаваемой среды подразделяют на 5 групп (А, Б, В, Г, Д). В каждой группе в зависимости от рабочих давлений и температуры трубопроводы разделяют на 5 категорий (I—V).

Таблица 2.1

Характеристики некоторых лакокрасочных защитных покрытий

Конструкционный материал трубопровода, аппарата	Характер воздействующей среды	Относительная влажность ф, температура t °C	Покрытие	Число слоев	Примечание
Сталь	Атмосфера внутри помещения не содержит агрессивных паров и газов		Эмаль ГФ-243	2	После нанесения грунтовок и шпатлевки
	Атмосфера внутри помещения содержит SO ₂ , SO ₃ , NO ₂ , HF, H ₂ S, HCl	$\varphi \geq 75\%$, $t = 0 + 40^\circ$	Эмаль ХВ-785 ХС-759	2 2	
		$\varphi \leq 75\%$, $t = 0 + 40^\circ$	Лак ХС-724 ХВ-785	2 2—3	После грунтовок
		$\varphi > 75\%$, $t \text{ до } 80^\circ$	ЭП-773	3—4	После шпатлевки
	Хлор, различные кислоты (40 % H ₂ SO ₄ , 35 % HCl) и растворы их солей	35—40°	Бакелитовый лак	2—4	
Сталь (трубопроводы газовые), цветные металлы и сплавы	Нефтепродукты, вода и др.	35—40°	Эмаль ЭВ-718 и др.	2—4 и более	Стойка к действию растворителей
	Щелочи	t до 60°	Лак ХС-76, эмаль КЧ-728 и др.		
	В условиях атмосферы в широком диапазоне температур	t от 40° до 60°	Эмаль ПФ-223		

дят специальные добавки — хром, кремний и т. д. (например, нержавеющая сталь, сплав антихлор и др.).

Важное значение при выборе защитного покрытия имеют условия его работы (главным образом характер агрессивной среды). Характеристики некоторых лакокрасочных защитных покрытий, применяемых в химических производствах, приведены в табл. 2.1.

Кроме лакокрасочных защитных покрытий, применяемых для всех трубопроводов, за исключением стеклянных, фарфоровых и керамических, используется покрытие трубопроводов (с температурой наружной стенки $>45^\circ\text{C}$) тепловой изоляцией.

Наиболее распространены следующие изоляционные мате-

риалы: 1) асбестит (смесь асбеста с инфузорной землей и белой глины) — при температуре до 170°C ; 2) асбозурит (смесь асбеста с инфузорной землей) — при температуре до 250°C ; 3) пробковая изоляция (смесь спрессованной крошки пробки, связанной смолой или дегтем) — при температуре до 120°C , особенно часто используется для трубопроводов с холодильным рассолом.

Покрытие трубопроводов изоляцией делается с целью: 1) уменьшить потери теплоты через стенку трубы; 2) предотвратить конденсацию пара, транспортируемого по трубе; 3) избежать конденсации водяных паров, содержащихся в воздухе, на холодных (например, водопроводных) трубах; 4) предохранить помещение от излишнего нагрева, а обслуживающий персонал — от ожогов.

В табл. 2.2 приведены основные характеристики наиболее распространенных труб. Кроме перечисленных в табл. 2.2 неметаллических материалов при изготовлении деталей трубопроводов применяются (в условиях транспортирования агрессивных сред при высокой температуре) углеграфитовые материалы (стеклопластики), а также резина. Резину очень часто используют для устройства защитного слоя внутри стальных трубопроводов и арматуры.

Гуммирование труб осуществляют полубонитом (жесткой резиной), арматуры — эбонитом (твердой резиной). Резину широко применяют для изготовления рукавов и шлангов, а также прокладок.

Прокладочные материалы используют для герметизации соединений деталей трубопроводов между собой, а также в различной химической аппаратуре. Прокладочные материалы должны обладать эластичностью, достаточной прочностью, стойкостью к агрессивным средам, способностью сохранять прочность в определенных пределах температур. Основные характеристики прокладочных материалов приведены в табл. 2.3.

Трубы соединяют между собой и с устройствами, необходимыми для управления потоками транспортируемой среды, — так называемой арматурой.

Соединения труб бывают разъёмными и неразъёмными. Разъёмные соединения могут быть фланцевыми, резьбовыми и раструбными, неразъёмные — сваркой, пайкой и склеиванием. Выбор типа соединения зависит от материала трубопровода, свойств транспортируемой среды, необходимости частых разборок, от температуры и давления.

Соединительные части трубопроводов обычно называют фасонными деталями или фитингами. Они служат для перехода от одного диаметра трубы к другому, для разветвления или поворота трубопровода. На рис. 2.1 приведены наиболее распространенные фасонные детали трубопроводов.

Таблица 2.2

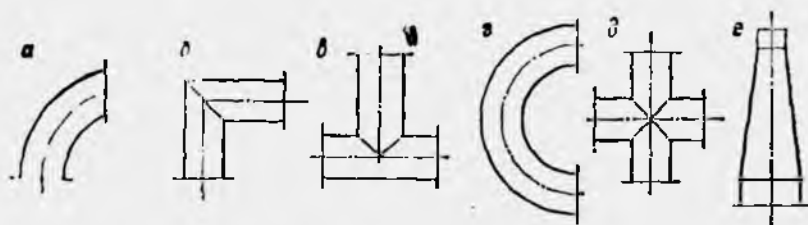
Условия применения различных материалов труб
при изготовлении трубопроводов

Трубы	Температура, °C	Давление	Диаметр, мм	Примечание
Металлические трубы				
Алюминиевые	До 160	$> p_{атм}$	< 360	Для транспортирования HNO_3 , CH_3COOH и других агрессивных сред (нестойки к действию щелочей)
Медные и латунные	< 250	$< p_{атм}$	< 360	В криогенной технике, в промышленности органического синтеза, в пищевой промышленности
Свинцовые	140	$< p_{атм}$	< 360	Для транспортирования слабых растворов H_2SO_4 *
Стальные:				
сварные (водогазопроводные или газовые)	От -16 до $+200$	От 1 до 1,6 МПа	До 1500	Для воды, сжатого воздуха, газа, пара высокого давления и др.
бесшовные	От -180 до $+800$	До 200 МПа	До 1500	Как более надежные применяют для транспортирования различных сред (ядовитых, взрывоопасных, коррозионных)
Титановые (сплав ВТ1)	350	До 150 МПа	До 150	Для агрессивных сред (включая HNO_3)
Чугунные водо-проводные	—	От 1 до 1,6 МПа	500—1000	Главным образом для укладки в землю (кислотные)
Из кремнистых чугунов**	—	До 0,25 МПа	32—300	Для транспортирования кислот
Неметаллические трубы				
Гуммировые	60—65	Допустимый вакуум $\leq 0,03$ МПа	> 40 (длина $l < 4$ м)	Для коррозионных сред. Гуммированные трубопроводы — это покрытые внутри защитным слоем резины стальные трубы
Керамические:				
общего назначения	< 130	$\sim p_{атм}$	125—600	Для подземных канализационных линий (безнапорные)
кислотоупорные	< 130	$p_{внутр}$ до 0,25 МПа	25—300	Для транспортирования H_2SO_4 , HCl и других коррозионных сред

Грубы	Температура, °С	Давление	Диаметр, мм	Примечание
Пластмассовые:				
винилпластовые	До 40	До 1 МПа	< 150	Для кислот и щелочей (исключая окислители и концентрированную H_2SO_4 , многие растворители)
полиэтиленовые	До 80	То же	< 150	По свойствам близки к винилпластовым, обладают более высокой ударной прочностью. Морозостойчивы
Фторопластовые	От -30 до +120	»	До 200	Для многих кислот, бензола (не стойки в растворах щелочей и окислителей), обладают хрупкостью
фторопластовые	От -100 до +250	»	До 200	Наиболее стойкие из пластмассовых труб, трудно обрабатываются
Стекланитовые	От -50 до +150	0,4—0,8 МПа	$d_{\text{выстр}}$ от 13 до 170 мм	Для многих кислот, (исключая плавиковую и фосфорную), развешиваются концентрированными растворами щелочей при высокой температуре. Применимы при $\Delta t = t_{\text{среды}} - t_{\text{возд}}$ не более 60—80 °С
Фарфоровые	До 160	0,6—0,8 МПа	То же	Для HCl , HPO_3 , HNO_3 , H_2SO_4 (разб.) и других агрессивных сред (кроме HF и щелочей)

* Почти полностью заменены пластмассовыми.

** Фторисинид, дитиолор.



1. Фарфоровые детали трубопроводов

а — локоток; б — колено; в — тройник; г — двойник (халач); д — крестовина; е — переход

Краткая характеристика некоторых прокладочных материалов

Прокладка	Пределы применимости		Примечание
	$T, ^\circ\text{C}$	$p, \text{МПа}$	
Алюминий	700	≥ 100	В трубопроводах высокого давления, наряду с прокладками из свинца, отожженных (мягких) сталей, меди
Асбест (листовой)	300	≥ 100	Для H_2SO_4 , HCl , HNO_3 и других агрессивных сред, а также на паропроводах
Картон (листовой, пропитан олифой)	40	1	Для воды, нефтепродуктов и других нейтральных сред
Паронит (листовой, композиция резины, асбеста, минеральных наполнителей)	300	1	Для горячей воды, конденсата, пара, спирта, H_2SO_4 , сжатого воздуха
Полвиобутилен (листовой, марки ПСГ)	100	—	Для большинства химически активных сред
Полиэтилен	80	—	Так же, как и ПСГ, используют для обкладки резиновых и асбестовых прокладок
Резина	65	—	Для многих кислот в других химически активных веществ, кроме сильных окислителей и растворителей
Фторопласт	250	—	Для высокоактивных сред (обычно в качестве обкладки)

Таблица 2.4

Опознавательная окраска трубопроводов промышленных предприятий

Поток	Окраска трубопровода *
Вода	Зеленая
Водяной пар	Красная
Воздух	Синяя
Газы	Желтая
Жидкости	Коричневая
Кислоты	Оранжевая
Щелочи	Фиолетовая
Прочие	Серая

* В соответствии с ГОСТ 14202-69 на окрашенных трубопроводах предусмотрены маркировочные кольца: красного цвета — на легковоспламеняющихся, а также огнеопасных и взрывоопасных потоках; желтого цвета — на опасных или вредных потоках; зеленого цвета — на безопасных и нетоксичных потоках.

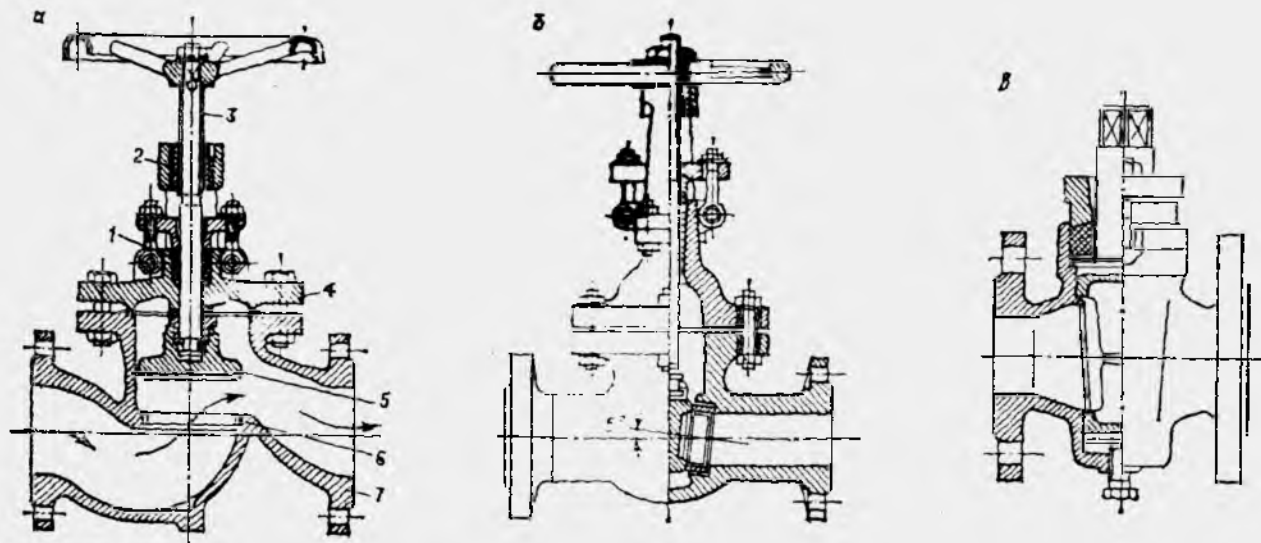


Рис. 2.2 Запорная арматура:

а — нормальный вентиль, *б* — задвижка; *в* — пробочный кран; 1 — набивка сальника; 2 — гайка; 3 — шпindel; 4 — крышка; 5 — клапан; 6 — седло клапана; 7 — корпус

Их изготовляют сваркой, штамповкой, путемковки, гнутья труб. Минимальный радиус изгиба стальной трубы равен $2,5d$, где d — наружный диаметр трубы.

Окраска трубопроводов в различные цвета (табл. 2.4) производится с целью опознавания потоков.

Арматура

Для перекрытия потока, транспортируемого по трубе, применяют запорную арматуру, для регулирования расхода (или давления) — регулирующую. Кроме того, к трубопроводной арматуре относят предохранительные и перепускные клапаны (для выпуска избытка потока при росте давления), обратные клапаны (препятствующие обратному движению потока), спускные краны, конденсатоотводчики, указатели уровня.

Запорная арматура включает в себя: 1) вентили; 2) задвижки и 3) краны (рис. 2.2). Схемы ее действия представлены на рис. 2.3. В первом случае открытие и закрытие прохода для потока производится с помощью золотника, который движется перпендикулярно продольной оси потока и при этом открывает или закрывает отверстие, расположенное в перегородке, разделяющей корпус вентиля на две части — входную и выходную. Во втором случае затвор, имеющий форму клина (или выполненный из двух распираемых клином дисков), движется перпендикулярно продольной оси корпуса задвижки, изменяя сечение прохода. В третьем случае затвор (пробка) установлен в корпусе крана перпендикулярно его оси и имеет сквозное отверстие. Проход для потока открывается или закрывается путем поворота пробки на 90° , причем при повороте пробка не перемещается вдоль вертикальной оси корпуса крана.

Сравнительные характеристики основных типов запорной арматуры (вентилей, задвижек, кранов) приведены в табл. 2.5.

Запорная арматура классифицируется: 1) в зависимости от способов соединения с трубопроводом — на фланцевую, резьбовую и с концами под сварку; 2) по способу приведения в действие — на приводную (открытие и закрытие прохода происходит под действием внешней силы — электродвигателем, гидродвигателем, пневмоприводом, от руки) и самодействующую (называе-

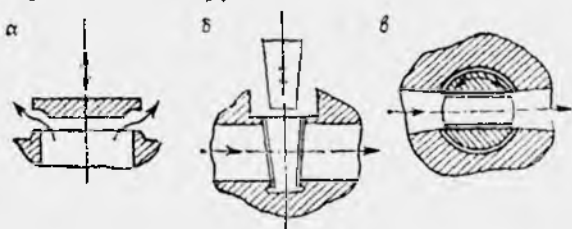


Рис. 2.3. Схема действия:
а — вентиль; б — задвижки; в — крана

Таблица 2.5

Сравнительные характеристики запорной арматуры

Тип арматуры	Предельные параметры	Конструкционный материал	Характерные особенности		Область применения
			Достоинства	Недостатки	
Вентили *	Широкий диапазон T и p в зависимости от материала труб и вентиля и свойств передаваемых сред (p — 1,6 МПа, T до 300 °С)	Чугун серый и кремнистый. Сталь углеродистая и нержавеющая. Алюминий, титан, фарфор, керамика, винилпласт, чугун может быть футерован свинцом или фаянсом	1. Надежность в работе 2. Допускается регулирование величины прохода	1. Значительное гидравлическое сопротивление (в 5—10 раз больше, чем у крана) 2. Нельзя применять при работе с загрязненными жидкостями 3. Стоимость выше, чем крана	Обширная область применения: на линиях водопроводных и паровых, сжатого воздуха, вакуумных. Включая агрессивные жидкости
Задвижки *	d_z от 50 до 1500 мм; p от 0,8 до 10 МПа	Чугун. Сталь углеродистая, легированная	1. Малое гидравлическое сопротивление 2. Удобство регулирования расхода 3. Безопасность в отношении гидравлического удара	1. Высокая стоимость (дороже вентилей) 2. Большая длина по шпинделю 3. Трудности изготовления из неметаллических материалов и защиты от коррозии	Для воды, нефти, масел и других незагрязненных жидкостей, на линиях сжатого воздуха и газа. Для паропроводов используется особая конструкция
Краны	d_k до 80 мм. При T_k до 120 °С и $p_{раб}$ до 1 МПа (обычно 0,3—0,5 МПа)	Чугун серый и высококремнистый. Сталь углеродистая и нержавеющая. Керамика, стекло, фарфор, пластмасса, графит	1. Быстро открывается и закрывается (при повороте ключа на 90°) 2. Обладает малым гидравлическим сопротивлением 3. Можно ставить на трубы загрязненных жидкостей	1. При быстром открытии или закрытии возможен гидравлический удар 2. Требуется значительного усилия при повороте пробки 3. Мало пригоден для регулирования потока 4. Недостаточно пригоден для передачи пара и сильно нагретых жидкостей	Для отсасывания паровоздушных смесей, самых различных жидкостей (включая кристаллизующиеся)

* При $d > 76$ мм и $p > 1,6$ МПа вентиль и задвижка полностью вытеснили пробочный кран.

Давления при гидравлическом испытании * трубопроводов

Трубопроводы	Давление		Примечание
	рабочее	испытательное	
Стальные	До 0,5 МПа	$1,5p_{\text{раб}}$, но не менее 0,2 МПа	При температуре стенки $> 400^\circ\text{C}$. Трубопроводы должны находиться под испытательным давлением в течение $t_{\text{исп}} = 5$ мин, затем давление снижается до $p_{\text{раб}}$ и проводится повторный наружный осмотр $t_{\text{исп}} = 20$ мин
Чугунные	От 0,5 МПа и выше	$1,25p_{\text{раб}}$, но не менее 0,3 МПа	} $t_{\text{исп}} = 5$ мин
Винипластовые	В зависимости от предела прочности материала	$1,25p_{\text{раб}}$, но не менее 0,2 МПа	
Полиэтиленовые	свойств передаваемой среды		
Стеклопластиковые			
Из цветных металлов и сплавов		$1,25p_{\text{раб}}$, но не менее 0,1 МПа	} $t_{\text{исп}} = 5$ мин
Фасольные		0,05 МПа	
Вакуум-трубопроводы		0,2 МПа	

* Гидравлические испытания трубопроводов производят (после наружного осмотра) при заполнении их водой с $t \geq 5^\circ\text{C}$. Вода подается в низшую точку трубопровода и должна полностью вытеснить из него воздух (через краник в высшей точке трубы). После заполнения трубопровода водой к нему подключают насос (специально для испытаний), на нагнетательной линии которого установлен манометр.

мую иногда автоматической). У самодействующей арматуры открытие и закрытие прохода происходит под воздействием потока, транспортируемого по трубопроводу.

Арматуру часто разделяют по конструкционным материалам (чугунная, керамическая, стеклянная, винипластовая, стальная) или по перемещаемой среде (водяная, паровая и т. д.).

Основные характеристики трубопроводной арматуры: *условный диаметр прохода*, а также *рабочее и условное давления*.

Трубопроводы, как и другие виды технологического оборудования, после монтажа подвергаются *гидравлическим испытаниям*.¹⁾ Испытательные давления приведены в табл. 2.6.

Расчет трубопроводов

Внутренний диаметр d (в м) трубопроводов рассчитывают из уравнения расхода (1.24):

$$d = \sqrt{\frac{V}{0,785w}} \quad (2.1)$$

¹⁾ Вместо гидравлических в отдельных случаях проводят *пневматические испытания* трубопроводов.

где V — заданный расход жидкости или газа, $\text{м}^3/\text{с}$; ω — скорость потока, $\text{м}/\text{с}$; $0,785 = \pi/4$.

Скорость потока можно выбрать по табл. 1.1.

Превышение скоростей ведет к увеличению гидравлического сопротивления, а следовательно, к затрачиванию дополнительной мощности насосов и компрессоров, а также к увеличению толщины стенки трубы.

Конечно, желательно принять для расчета трубопровода оптимальную скорость потока, однако ее определение требует сложного техникоэкономического расчета (см. стр. 55, 56).

После расчета диаметра трубы выбирают трубу ближайшего диаметра по ГОСТ.

При движении жидкостей со скоростями, превышающими $2 \text{ м}/\text{с}$, в трубопроводах появляется шум и увеличивается опасность возникновения гидравлического удара при внезапном открытии или закрытии запорной арматуры (например, крана). При внезапном изменении скорости потока в напорном трубопроводе резко изменяется давление и может возникнуть гидравлический удар. Повышение давления зависит от отношения $\tau_{\text{закр}}/\tau_{\text{г.у}}$, где $\tau_{\text{закр}}$ — время открытия или закрытия запорного устройства (крана, вентиля), $\tau_{\text{г.у}} = 2L/c$ — время и течение которого ударная волна дойдет до резервуара и отраженная вернется к запорному устройству, L — длина трубопровода, c — скорость распространения ударной волны.

При $\tau_{\text{закр}} < \tau_{\text{г.у}}$ возникает прямой гидравлический удар, при $\tau_{\text{закр}} > \tau_{\text{г.у}}$ — не прямой гидравлический удар, ударное давление при котором меньше давления при прямом гидравлическом ударе.

В результате гидравлического удара давление в трубопроводе повышается в несколько раз и трубопровод может разрушиться. Такие случаи могут иметь место при внезапном открытии крана с целью опорожнения сосуда, а также в линиях всасывания поршневого насоса с очень неравномерной подачей жидкости.

Гидравлический удар можно уменьшить, ограничивая скорость движения жидкости в трубопроводе, увеличивая продолжительность открытия или закрытия запорного устройства, а также устанавливая на трубопроводе специальные устройства для ограничения повышения давления.

Потери давления гидравлического сопротивления трубопровода проводят по формуле (1.81):

$$\Delta p_{\text{г.с}} = \Delta p_{\text{ск}} + \Delta p_{\text{тр}} + \Delta p_{\text{м.с}} + \Delta p_{\text{под}} + \Delta p_{\text{доп}}$$

Здесь $\Delta p_{\text{ск}} = \rho \omega^2/2$ — потеря давления на сообщение потоку скорости, необходимой для транспортирования; $\Delta p_{\text{тр}} = \lambda(l/d)\Delta p_{\text{ск}}$ — потери давления, затрачиваемые на преодоление трения потока о стенки труб; $\Delta p_{\text{м.с}} = \sum \xi_{\text{м.с}} \Delta p_{\text{ск}}$ — потери давления на преодоление местных сопротивлений; $\xi_{\text{м.с}}$ — коэффициент местного сопротивления, представляющий собой отношение напора и местного сопротивления к скоростному напору,

Приближенные значения коэффициентов местных сопротивлений $\xi_{м.с.}$

Вид местного сопротивления	$\xi_{м.с.}$
1. Внезапное расширение:	0,16—3,1
$\xi_{м.с.} = f(Re, F_0/F_1)$, где $Re = \omega_0 d_s / \nu$; ω_0 — скорость потока в меньшем сечении; F_0 — площадь меньшего поперечного сечения; F_1 — площадь большего поперечного сечения. В пределах изменения Re от 10 до 3500 и более и F_0/F_1 от 0,1 до 0,6	
2. Внезапное сужение:	0,2—5
$\xi_{м.с.} = f(Re, F_0, F_1)$. В пределах изменения Re от 10 до $>10^4$ и F_0/F_1 от 0,1 до 0,6	
3. Вход в трубу:	
с острыми краями	0,5
с закругленными краями	0,2
4. Выход из трубы *	1,0
5. Диафрагма (отверстие) с острыми краями в прямой трубе:	0,13—7000
$\xi_{м.с.} = f[(d_{отв}/D)^2, \delta/d_{отв}]$, где $d_{отв}$ — диаметр отверстия в диафрагме; D — диаметр трубы; δ — толщина диафрагмы. В пределах изменения $(d_{отв}/D)^2$ от 0,02 до 0,9.	
6. Колено (углольник) 90° стандартный, чугуновый:	1,1—2,2
$\xi_{м.с.} = f(d_y)$, где d_y — условный проход (в пределах от 12,5 до 50 мм)	
7. Отвод круглого или квадратного сечения:	$\xi_{м.с.} = AB$; $A = f(\alpha)$ в пределах от 0,31 до 1,40, $B = f(R_0/d)$ в пределах от 0,03 до 0,21
$\xi_{м.с.} = f(\alpha, R_0/d)$, где α — угол отвода; R_0 — радиус изгиба, d — внутренний диаметр трубопровода. Для $\alpha = 20^\circ \div 180^\circ$ и $R_0/d = 1 \div 50$	
8. Вентиль нормальный (при полном открытии):	5,5—10,8
$\xi_{м.с.} = f(D)$, где D — диаметр трубы (от 13 до 350 мм)	
9. Вентиль прямооткрытый:	0,32—1,04 при $Re \geq 3 \cdot 10^5$
$\xi_{м.с.} = f(Re, D)$, где $Re = \omega D / \nu$; D — диаметр трубы (в пределах от 25 до 250 мм)	

Вид местного сопротивления	$\zeta_{м.с.}$
10. Задвижка: $\zeta_{м.с.} = f(d_y)$	0,15—0,5
где d_y — условный проход (от 50 до ≥ 300 мм)	
11. Край пробочный: $\zeta_{м.с.} = f(d_y)$	2—4
где d_y — условный проход (от 13 до ≥ 50 мм)	

* Если сеть представляет собой трубопровод постоянного сечения и скорость газа или жидкости постоянна по длине трубопровода, то при расчете полного гидравлического сопротивления сети выход из трубы учитывать не надо.

К *местным сопротивлениям* относятся сужения и расширения труб, отводы, тройники, колена, диафрагмы, вход и выход потока из трубопровода, все виды запорной и регулирующей арматуры и т. п. Эти устройства вызывают изменение скорости потока и в результате приводят к потере общего напора. Коэффициенты наиболее распространенных видов сопротивлений $\zeta_{м.с.}$ при расчете общего напора, затрачиваемого на транспортирование потока, определяют по табл. 2.7.

Иногда для упрощения расчета потери от местных сопротивлений выражают в метрах эквивалентной трубы того же диаметра, что и фасонная часть или арматура, создающая сопротивление. Значения эквивалентных длин $l_{э.кв.}$ (обычно $l_{э.кв.} = \lambda d_{тр.}$, где λ — опытный коэффициент) для различных видов местных сопротивлений приводятся в справочной литературе, и гидравлическое сопротивление трубопровода на преодоление трения и местных сопротивлений и скорости потока считают по формуле:

$$\Delta p_{г.с.} = \frac{\rho \omega^2}{2} \left(1 + \lambda \frac{l + \sum l_{э.кв.}}{d} \right). \quad (2.2)$$

Для расчета *полного сопротивления*, которое должен преодолеть насос или вентилятор, необходимо также учесть: 1) $\Delta p_{под.ж.} = \rho g h$ — сопротивление, развиваемое при подъеме жидкости (газа) на высоту h ; 2) $\Delta p_{доп.} = p_2 - p_1$ — дополнительное сопротивление, равное разности давлений на концах трубопровода. Окончательно

$$\Delta p_{общ.} = \frac{\rho \omega^2}{2} \left(1 + \lambda \frac{l}{d} + \sum \zeta_{м.с.} \right) + \rho g h + (p_2 - p_1). \quad (2.3)$$

Для расчета потерь напора необходимо уметь определять *коэффициент трения* $\lambda = f(Re, l)$. Для определения λ используют формулы (1.75) и (1.76), а также диаграммы [1—5].

Расчет мощности N (в кВт), затрачиваемой на перекачивание V м³/с жидкости или газа осуществляют по формуле (1.83) или

$$N = \Delta p_{\text{общ}} V / (10^3 \eta). \quad (2.4)$$

Здесь η — полный к. п. д., характеризующий экономичность насоса (вентилятора):

$$\eta = \eta_n \eta_{\text{п}} \eta_{\text{д}} \quad (2.5)$$

где η_n — к. п. д. насоса (вентилятора); $\eta_{\text{п}}$ — к. п. д. передачи; $\eta_{\text{д}}$ — к. п. д. двигателя.

2.2. КЛАССИФИКАЦИЯ НАСОСОВ, ВЕНТИЛЯТОРОВ, КОМПРЕССОРОВ

В химических производствах для перемещения жидкостей и газов по трубопроводам¹⁾ используют гидравлические машины, которые сообщают потоку скорость (необходимую также и для преодоления сопротивлений на пути перемещения). Эти машины можно классифицировать на три основные группы: 1) насосы (для перемещения жидкостей); 2) вентиляторы²⁾ (для перемещения газов при малой степени сжатия $p_2/p_1 = 0,002 \div 1,1$); 3) компрессоры (для сжатия от нормального до высокого давления и перемещения газов).

Насосы и компрессоры можно разделить на две большие группы: 1) поршневые; 2) центробежные. Последние получили особенно широкое распространение во всех отраслях народного хозяйства благодаря своей высокой производительности.

2.3. НАСОСЫ

Поршневые насосы

Простейшая схема поршневого насоса приведена на рис. 2.4. Внутри цилиндра 1 возвратно-поступательно движется поршень 2. Труба 5 является всасывающей, труба 6 — нагнетательной. При движении поршня из левого крайнего положения в крайнее правое в цилиндре создается разрежение, вследствие чего поднимается всасывающий клапан 3 и жидкость по трубе 5 поступает в цилиндр, двигаясь за поршнем 2. При ходе поршня справа налево в цилиндре создается избыточное давление и клапан 3 опускается, нагнетательный клапан 4 поднимается и жидкость вытесняется поршнем в нагнетательную трубу 6. При многократном возвратно-поступательном движении поршня, которое производится с помощью шатунно-кривошипного механизма, жидкость попеременно всасывается и на-

¹⁾ Следует отметить, что для снижения энергозатрат при создании химических установок нужно стремиться к максимальному использованию самотека, сокращая до минимума число применяемых насосов.

²⁾ Вентилятор может развивать давление ~ 10 кПа (1000 мм вод. ст.).

Рис. 2.4. Поршневой насос:

1—цилиндр; 2—поршень; 3, 4—всасывающий и нагнетательный клапаны, соответственно; 5, 6—всасывающая и нагнетательная трубы, соответственно; 7—воздушный клапан

гнетается по трубам 5 и 6. Неравномерность движения жидкости по нагнетательному трубопроводу сглаживается благодаря установке воздушного колпака 7.

Длина пути поршня s (между его крайними положениями) носит название *хода поршня*. Насос, поршень которого за один оборот вала делает два хода (один при всасывании и один при нагнетании), называется насосом простого действия. Конструкция, в которой цилиндр снабжен крышкой (с сальником для прохода штока поршня) и поршень работает двумя своими сторонами, подавая двойное количество жидкости, называется насосом двойного действия.

Общепринятая классификация поршневых насосов приведена в табл. 2.8.

Кроме классификации, приведенной в табл. 2.8, поршневые насосы различают: 1) по положению цилиндра (горизонтальные и вертикальные); 2) по кратности действия (простого, двойного, тройного и четверного), причем насос тройного действия состоит из трех насосов простого действия с общими линиями всасывания и нагнетания, с общим коленчатым валом;

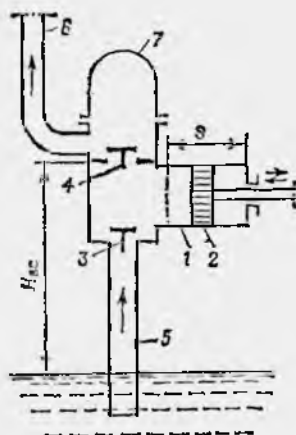


Таблица 2.8

Классификация поршневых насосов

Тип поршневого насоса	n , об/мин	Q , м ³ /ч	p , МПа

По частоте вращения вала n

Тяжелые	40—60
Средние	60—120
Легкие	120—180 и более

По производительности Q

Малые	До 15
Средние	15—60
Большие	> 60, но не более 150

По развиваемому давлению p

Низкого давления	До 1
Среднего	1—2
Высокого	> 2

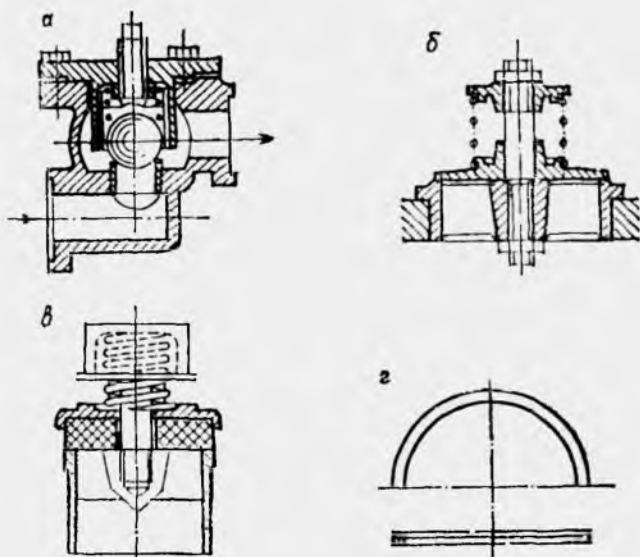


Рис. 2.5. Схема действия клапанов поршневого насоса:
а — шаровой клапан; б, в — клапаны с пружиной; г — поршневое кольцо

насос четверного действия состоит из двух насосов двойного действия также с общими линиями всасывания и нагнетания, с общим коленчатым валом.

Из деталей поршневых насосов наиболее важными являются поршневые кольца, клапаны и сальники. На рис. 2.5 показаны схемы действия наиболее распространенных в промышленной практике клапанов. Следует заметить, что шаровые клапаны применяют при перекачке вязких жидкостей и суспензий, а откидные клапаны (большого сечения) — при перекачке загрязненных жидкостей. Клапаны изготовляют сплошными или полыми из бронзы, стали, эбонита и других материалов.

Производительность¹⁾ (подача) поршневого насоса Q (в $\text{м}^3/\text{с}$) определяется как объем жидкости, нагнетаемой в трубопровод в единицу времени. Теоретическая средняя производительность насоса простого действия рассчитывается по формуле:

$$Q = Fsn, \quad (2.6)$$

где F — площадь поперечного сечения поршня (или плунжера), м^2 ; s — ход поршня, м ; n — частота вращения вала, об/с .

Теоретическая средняя производительность насоса двойного действия, в котором левая сторона поршня за один оборот вала

¹⁾ В литературе, посвященной гидравлическим машинам, производительность по газу или жидкости обозначают буквой Q .

всасывает и нагнетает объем жидкости, равный Fs , а правая сторона — объем $(F - f)s$, где f — площадь поперечного сечения штока поршня, определяется по формуле

$$Q = [Fs + (F - f)s]n = (2F - f)sn$$

или приближенно, так как площадь сечения штока f мала по сравнению с удвоенной площадью сечения поршня F :

$$Q = 2Fsn. \quad (2.7)$$

Действительная средняя производительность поршневого насоса Q_d меньше теоретической. Для насоса простого действия:

$$Q_d = \eta_v Fsn. \quad (2.8)$$

Здесь η_v — коэффициент подачи, учитывающий запаздывание открытия и закрытия всасывающего и нагнетательного клапанов, утечку жидкости через неплотности поршня, клапанов, сальников и т. д. В среднем η_v составляет 0,8—0,9¹⁾ и является отношением действительной средней подачи к теоретической.

Для насоса двойного действия:

$$Q_d = 2\eta_v Fsn. \quad (2.9)$$

Для насоса любой кратности (i) действия $Q_d = i\eta_v Fsn$ или, если частота вращения вала n выражена в об/мин:

$$Q_d = 60i\eta_v Fsn. \quad (2.10)$$

Полный напор H (в метрах перекачиваемой жидкости), развиваемый поршневым насосом, определяется (в соответствии с уравнением Бернулли (1.33), составленным для двух сечений потока) по формуле:

$$H = \frac{p_2 - p_1}{\rho g} + H_r + h_n, \quad (2.11)$$

где p_2 и p_1 — давления в пространствах нагнетания и всасывания, соответственно, Па; ρ — плотность перекачиваемой жидкости, кг/м³; H_r — геометрическая высота подъема жидкости, м; h_n — напор, затрачиваемый на создание скорости и преодоление трения и всех местных сопротивлений во всасывающей и нагнетательной линиях, м; $g = 9,81$ м/с² — ускорение свободного падения.

Формула (2.11) применяется при проектировании насосных установок.

Полный напор при проектировании действующих насосов рассчитывают по формуле:

$$H = \frac{p_n - p_{вс}}{\rho g} + H_0 + \frac{w_n^2 - w_{вс}^2}{2g}. \quad (2.12)$$

Здесь p_n — давление в нагнетательном трубопроводе на выходе жидкости из насоса, Па; $p_{вс}$ — давление во всасывающем трубопроводе на входе

¹⁾ Величина коэффициента подачи зависит от качества изготовления деталей насоса, ухода за ним и размеров. Для изношенных насосов может быть $\eta_v < 0,5$, для насосов с $D_n > 150$ мм η_v достигает 0,99.

Значения $h_t = f(t)$ для воды

$t, ^\circ\text{C}$	Давление насыщенного пара h_t		$t, ^\circ\text{C}$	Давление насыщенного пара h_t	
	м вод. ст.	кПа		м вод. ст.	кПа
5	0,09	0,88	60	2,02	19,82
10	0,12	1,18	70	3,17	31,1
20	0,24	2,36	80	4,82	47,3
30	0,43	4,22	90	7,14	70,04
40	0,73	7,36	100	10,33	101,3
50	1,25	12,26			

жидкости в насос, Па; H_0 — вертикальное расстояние между точками измерения давлений p_n и p_{nc} , м; w_n , w_{nc} — скорости жидкости в нагнетательном и во всасывающем трубопроводах, соответственно, м/с.

Формула (2.12) упрощается, если расстояние H_0 мало, а скорости w_n и w_{nc} близки:

$$H \approx (p_n - p_{nc}) / (\rho g). \quad (2.13)$$

Теоретическая высота всасывания $H_{вс}$ поршневого насоса (см. рис. 2.4) определяется по выражениям:

$$H_{вс} \leq A - h_t - \sum h, \quad (2.14)$$

где A — атмосферное давление; h_t — давление насыщенного пара всасываемой жидкости при температуре перекачивания t ; $\sum h$ — потери высоты всасывания на сообщение потоку скорости и на преодоление инерции столба жидкости во всасывающем трубопроводе, а также на трение и местные сопротивления (во всасывающей линии).

С возрастанием частоты вращения вала насоса величина $\sum h$ увеличивается. Величины A , h_t и $\sum h$ должны быть выражены в метрах столба перекачиваемой жидкости.

Например, для воды зависимость h_t от температуры приведена в табл. 2.9. Атмосферное давление A зависит от высоты места установки насоса над уровнем моря. На практике для определения допускаемой высоты всасывания $H_{вс}$ для перекачивания воды поршневыми насосами пользуются данными, приведенными в табл. 2.10.

Мощность N (в кВт), потребляемую двигателем насоса, рассчитывают по формуле, аналогичной формуле (2.4):

$$N = Q \rho g H / (10^3 \eta). \quad (2.15)$$

Здесь Q — объемная производительность (подача) насоса, м³/с; ρ — плотность перекачиваемой жидкости, кг/м³; H — полный напор, развиваемый насосом, в метрах столба перекачиваемой жидкости; η — общий к. п. д. насосной установки [см. формулу (2.5)]¹⁾.

¹⁾ Численные значения коэффициентов полезного действия поршневых насосов η_n колеблются в пределах от 0,60 до 0,90.

Допустимая высота всасывания $H_{вс}$ (в м) при перекачивании воды поршневыми насосами

Частота вращения насоса		Значение $H_{вс}$ при температуре воды (в °C)						
об/мин	об/с	0	20	30	40	50	60	70
50	0,834	7	6,5	6	5,5	4	2,5	0
60	1,0	6,5	6	5,5	5	3,5	2	0
90	1,5	5,5	5	4,5	4	2,5	1	0
120	2,0	4,5	4	3,5	3	1,5	0,5	0
150	2,5	3,5	3	2,5	2	0,5	0	0
180	3,0	2,5	2	1,5	1	0	0	0

С запасом на возможные перегрузки двигатель к насосу устанавливается несколько большей мощности $N_{уст}$, чем потребляемая мощность:

$$N_{уст} = \beta N, \quad (2.16)$$

где коэффициент запаса мощности β берется в зависимости от величины N в пределах от 1,1 до 2.

Регулирование производительности Q поршневого насоса производится путем повышения или понижения частоты вращения вала насоса в допустимых пределах либо другими способами (регулированием частоты вращения двигателя, изменением передаточного числа приводного механизма, установкой вариаторов и т. д.). Наиболее экономичным (но редко используемым способом) является регулирование производительности насоса путем переноса части жидкости из нагнетательного трубопровода обратно во всасывающий.

Регулирование подачи поршневого насоса не связано с изменением напора. Величина напора ограничивается установкой на насосе предохранительного клапана.

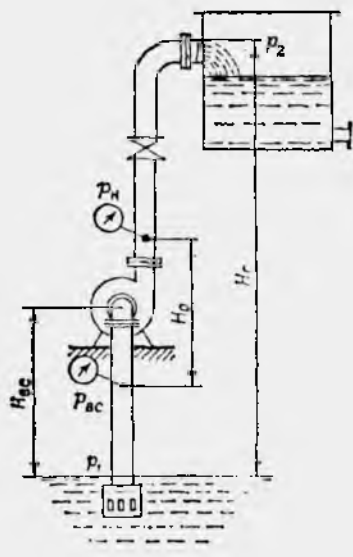
Основные недостатки поршневых насосов: 1) большая металлоемкость, громоздкость; 2) требуется большая производственная площадь; 3) необходимость тяжелых фундаментов (как следствие возвратно-поступательного движения поршня); 4) наличие клапанов, требующих ухода и ремонта; 5) неравномерность всасывания и нагнетания жидкости; 6) тихходность.

Основным достоинством поршневых насосов является независимость их производительности от развиваемого напора, в результате чего возможно перекачивать небольшие количества жидкости при высоком давлении.

Центробежные насосы

Схема установки центробежного насоса приведена на рис. 2.6. Центробежный насос, в отличие от поршневого, осуществляет непрерывное всасывание и нагнетание жидкости.

Рис. 2.6. Схема установки центробежного насоса



В зависимости от числа рабочих колес центробежные насосы могут быть одно- и многоступенчатыми. Одноступенчатые центробежные насосы развивают требуемый манометрический напор (при прохождении жидкости через одно рабочее колесо) обычно не более 50 м (редко > 70 м). Многоступенчатые центробежные насосы развивают напор, равный сумме напоров, создаваемых в каждом из рабочих колес, вращающихся на одном валу. Жидкость проходит последовательно через ряд одинаковых колес и получает напор, который в настоящее время не превышает 20 МПа.

Расположение валов центробежных насосов может быть как горизонтальным, так и вертикальным.

Конструкционные материалы для центробежных насосов: сталь, чугун, цветные металлы, различные сплавы, а также керамика, фарфор, стекло, пластмасса для перекачивания агрессивных жидкостей.

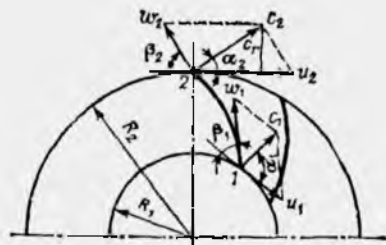
На рис. 2.7 показана схема рабочего колеса центробежного насоса, которое образовано двумя дисками 2 и 3. Диски соединены загнутыми назад лопатками 1, которые образуют в пространстве между дисками криволинейные каналы. Левый диск 3 имеет отверстие для входа перекачиваемой жидкости внутрь рабочего колеса. Правый диск 2 — сплошной. Вал, на котором закреплены рабочие колеса, соединен муфтой с валом двигателя. Колесо вращается в корпусе улиткообразной формы (см. рис. 2.6). Скорость вращения колеса настолько велика, что жидкость, находящаяся в каналах под лопатками, отбрасывается центробежной силой от входного отверстия (расположенного в центре насоса) к периферии лопаток и вытекает в корпус насоса. Из улиткообразного корпуса перекачиваемая жидкость поступает в нагнетательный трубопровод. При этом в центре насоса образуется разрежение и жидкость по всасывающему трубопроводу поступает вследствие разности давлений внутрь центробежного насоса.



Рис. 2.7. Рабочее колесо центробежного насоса:

1 — лопатки; 2 — сплошной диск; 3 — диск с отверстием для входа жидкости внутрь колеса

Рис. 2.8. Схема движения жидкости в каналах рабочего колеса центробежного насоса



Корпус насоса перед пуском должен быть залит перекачиваемой жидкостью для того, чтобы рабочее колесо при вращении могло создать перепад давлений, необходимый для подъема жидкости во всасывающей трубе, на конце которой установлен обратный клапан для предотвращения выливания жидкости из насоса при его заливке.

Некоторые насосы снабжены направляющим аппаратом в виде неподвижного кольцевого канала с лопатками, который охватывает рабочее колесо. Лопатки направляющего аппарата изогнуты в обратную сторону (по отношению к лопаткам рабочего колеса), совпадающую с направлением потока к нагнетательному трубопроводу. Рабочее колесо центробежного насоса, изображенное на рис. 2.7, имеет одностороннее всасывание жидкости. Существуют насосы и с двухсторонним всасыванием (с большей производительностью).

Характеристики центробежных насосов. *Теоретический напор* H_T (в м), развиваемый лопатками колеса (на основе уравнения Бернулли и с учетом сложного движения струек жидкости в криволинейных каналах вращающегося рабочего колеса):

$$H_T = (u_2 c_2 \cos \alpha_2 - u_1 c_1 \cos \alpha_1) / g. \quad (2.17)$$

где u — окружная скорость струйки жидкости; c — абсолютная скорость жидкости в канале колеса, определяемая как геометрическая сумма (равнодействующая параллелограмма) скорости u и w (рис. 2.8), причем w — относительная скорость жидкости; α — угол, под которым жидкость поступает на лопатку рабочего колеса; индексы 1 и 2 относятся к входу и выходу струйки жидкости из канала.

Уравнение (2.17) было выведено Эйлером¹⁾ и известно, как *основное уравнение центробежных машин*.

Для получения максимального напора жидкость должна подниматься на лопатку колеса под углом $\alpha_1 = 90^\circ$, т. е. радиально. Тогда уравнение (2.17) упрощается:

$$H_T = u_2 c_2 \cos \alpha_2 / g. \quad (2.18)$$

так как $\cos 90^\circ = 0$.

Действительный напор H , создаваемый центробежным насосом, всегда меньше теоретического за счет потерь на преодоление гидравлического сопротивления внутри насоса и из-за различия траекторий струек жидкости в криволинейном канале:

$$H = H_T \eta_r \eta_p, \quad (2.19)$$

где η_r — гидравлический коэффициент полезного действия, зависящий от размеров и конструкции насоса (находится в пределах 0,7—0,9); η_p — коэф-

¹⁾ Вывод сделан для бесконечно большого числа лопаток (все струйки движутся по подобным траекториям).

эффициент, зависящий от числа лопаток (находится в пределах 0,56 до 0,84, в среднем $\eta_{\text{тр}} = 0,8$).

На величину гидравлического к.п.д. $\eta_{\text{г}}$ (а также и на $H_{\text{г}}$) значительное влияние оказывает угол наклона лопаток β_2 (см. рис. 2.8) и их форма. Меньшие гидравлические потери обеспечивают лопатки, загнутые назад¹⁾ ($\beta_2 < 90^\circ$). Обычно для центробежных насосов различных конструкций $\beta_2 = 14 \div 60^\circ$, а $\beta_1 = 20 \div 40^\circ$ (эти значения обеспечивают безударный вход и плавный выход жидкости).

Геометрическая высота всасывания $H_{\text{вс}}$ жидкости центробежным насосом равна расстоянию (по вертикали) от свободной поверхности уровня перекачиваемой жидкости до центра насоса (см. рис. 2.6):

$$H_{\text{вс}} \leq A - h_t - h_{\text{п. вс}} - h_{\text{кав}}, \quad (2.20)$$

где все величины ($A, h_t, h_{\text{п. вс}}, h_{\text{кав}}$) выражены в метрах перекачиваемой жидкости.

Здесь A — атмосферное давление; h_t — давление насыщенного пара всасываемой жидкости; $h_{\text{п. вс}}$ — гидравлическое сопротивление всасывающей линии, включая затрату энергии на сообщение скорости потоку жидкости; $h_{\text{кав}}$ — кавитационная поправка (уменьшение высоты всасывания во избежание кавитации), зависящая от производительности насоса Q ($\text{м}^3/\text{с}$) и частоты вращения n (об/мин):

$$h_{\text{кав}} = 0,00125 (Qn^2)^{0,67}. \quad (2.21)$$

Кавитация — это образование пустот в движущейся жидкости, приводящее к быстрому износу лопаток рабочего колеса насоса. Пустоты образуются в результате конденсации пузырьков пара и выделения газов, растворенных в жидкости, при местном падении давления в насосе ниже давления насыщенного пара жидкости при данной температуре. Пузырьки пара и газа, увлекаемые жидкостью в область более высоких давлений, быстро конденсируются или схлопываются. Жидкость мгновенно заполняет образовавшиеся пустоты, что приводит к мелким гидравлическим ударам, шуму и сотрясениям. В результате производительность и напор, а также к.п.д. насоса резко падают. В целях предотвращения кавитации или при ее обнаружении необходимо снизить частоту вращения рабочего колеса.

Напор и производительность центробежного насоса при данной частоте вращения зависят друг от друга.

Из характеристики насоса $Q = f(H)$ при $n = \text{const}$ (рис. 2.9, а) следует, что при увеличении напора H производительность Q насоса уменьшается. При неустойчивой работе некоторых насосов на коротком (начальном) участке кривой $Q - H$ можно наблюдать некоторое повышение напора с увеличением подачи. В большинстве современных конструкций цент-

¹⁾ Лопатки, загнутые вперед, применяются только в вентиляторах.

робежных насосов участок неустойчивой работы на характеристике $Q-H$ отсутствует.

Теоретическая характеристика (верхняя прямая на рис. 2.9, а) $Q-H$, полученная при закрытой задвижке ($Q=0$), соответствует u_2^2/g (при заданной частоте вращения колеса). Обе характеристики $Q-H$ (рис. 2.9, а) представляют собой частные характеристики насоса.

Законы пропорциональности. Производительность и напор центробежного насоса зависят от частоты вращения рабочего колеса. Из геометрического подобия треугольников скоростей в любых сходственных точках потока (например, на выходе из колеса) при условии, что при различных частотах вращения режимы работы насоса подобны, можно получить соотношение

$$Q_1/Q_2 = n_1/n_2, \quad (2.22)$$

откуда следует, что изменение производительности центробежного насоса пропорционально частоте вращения.

Изменение напора пропорционально квадратам частот вращения:

$$H_1/H_2 = (n_1/n_2)^2. \quad (2.23)$$

Так как мощность, потребляемая насосом, пропорциональна произведению Q на H , то можно получить с учетом уравнения (2.15):

$$N_1/N_2 = (n_1/n_2)^3, \quad (2.24)$$

т. е. изменение потребляемой мощности (на валу насоса) пропорционально кубам частоты вращения.

Соотношения (2.22) — (2.24) называют законами пропорциональности. Они соблюдаются в известных границах изменения n (не более, чем в два раза). С их помощью можно по одной характеристике $Q-H$ построить аналогичные характеристики для других частот вращения.

Рабочая точка центробежного насоса (рис. 2.9, а). Уравнение напора в трубопроводе (сети), обслуживаемом насосом, $H = H_r + [\lambda(l/d) + (\sum \xi_{m,c})][\omega_0^2/(2g)]$ или $H = H_r + aQ^2$ (где H_r — геометрическая высота подачи, а второе слагаемое характе-

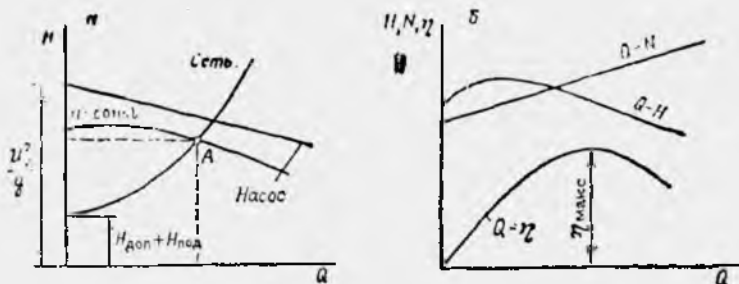


Рис. 2.9. Характеристики центробежного насоса (при $n=\text{const}$) и сети

ризует потери на преодоление трения и местных сопротивлений) представляет собой уравнение параболы: первый член уравнения — постоянный и не зависит от подачи Q , а второй — переменный, пропорциональный Q^2 , так как $Q = 0,785 d^2 w_n$. При наложении полученной характеристики трубопровода на характеристику насоса $Q-H$ (рис. 2.9, а) получаем точку А, в которой подача насоса равна расходу жидкости в трубопроводе, а избыточный напор равен потерям давления в сети ($H-H_r = H_{\text{пот}}$). Точку А называют рабочей.

На рис. 2.9, б кроме $Q-H$ нанесены характеристики $Q-N$ и $Q-\eta$. Минимальная мощность N потребляется при закрытой задвижке на напорном трубопроводе. Максимальный к.п.д. η достигается при нормальном режиме работы насоса (при заданных n , Q и H).

Регулирование центробежных насосов. Производительность (подачу) центробежных насосов можно регулировать, изменяя частоту их вращения. Этот способ более экономичен, чем регулирование изменением степени открытия задвижки на напорном трубопроводе, однако трудно осуществим в случае привода насоса от асинхронных электродвигателей переменного тока. Поэтому на практике обычно регулируют подачу насоса с помощью задвижки (на напорной трубе).

Центробежные насосы способны к саморегулированию (самостоятельному изменению рабочего режима в зависимости от изменения сопротивления нагнетательного трубопровода).

Для увеличения производительности насосы могут включаться параллельно, а для увеличения напора (особенно при малых Q) — последовательно.

Основной недостаток центробежных насосов — низкий к.п.д. при малых производительностях ($Q < 0,25 \text{ м}^3/\text{с}$), особенно при необходимости создать высокий напор.

Достоинства центробежных насосов: 1) надежность и долговечность в работе; 2) высокая производительность при равномерной и непрерывной подаче жидкости (без помощи воздушных колпаков); 3) простота обслуживания; 4) малая металлоемкость; 5) отсутствие клапанов (меньшая чувствительность к загрязненности и химической агрессивности транспортируемых жидкостей); 6) более низкая стоимость (по сравнению с поршневыми насосами).

В химической промышленности распространены в качестве питательных многоступенчатые центробежные насосы марки ЭП производительностью от $1,8 \cdot 10^{-2}$ до $6,9 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{с}$, развивающие напор от 440 до 700 м столба жидкости при частоте вращения $n = 50 \text{ об/с}$, к.п.д. насоса $\eta_n = 0,65 \div 0,75$, потребляющие мощность N_n от 108 до 410 кВт. Такие насосы предназначены для перекачивания воды ($\text{рН} = 7 \div 9,2$), не содержащей твердых частиц, при температуре $< 165^\circ\text{C}$. Допустимо пре-

вышшие напора до 18 % от номинальных значений, указанных в паспорте насоса.

Следует учесть, что в технической документации заводов-изготовителей приводятся характеристики, соответствующие перекачиванию воды. Если необходимо перекачивать другие жидкости, то следует вводить опытные поправки (на вязкость, плотность и т. д.).

Насосы других типов

Осевые насосы. Одним из вариантов центробежных насосов является осевой (пропеллерный) насос, схема которого приведена на рис. 2.10. Осевые насосы применяют для перекачивания больших количеств жидкости (до $25 \text{ м}^3/\text{с}$ и даже выше) при небольших напорах (до 16 м). Изготавливают несколько марок осевых насосов: ОГ (с горизонтальным расположением вала), ОВ (с вертикальными) для перекачивания воды с содержанием взвешенных частиц $< 0,3 \%$ при температуре $< 35^\circ\text{C}$, а также марок ОХ6, предназначенных для циркуляции химически агрессивных жидкостей с плотностью до 1500 кг/м^3 при температуре до 150°C .

Достоинства осевых насосов: 1) простота устройства; 2) нечувствительность к загрязненности перекачиваемой жидкости; 3) быстротходность.

Недостаток — небольшая величина развиваемого напора.

Пуск осевых насосов осуществляется при открытой задвижке. Характеристика осевых насосов отличается от характеристики центробежных насосов: максимум потребляемой мощности — при производительности $Q = 0$.

Вихревые насосы (рис. 2.11) пригодны для подачи воды и других жидкостей (включая химически активные), не содер-

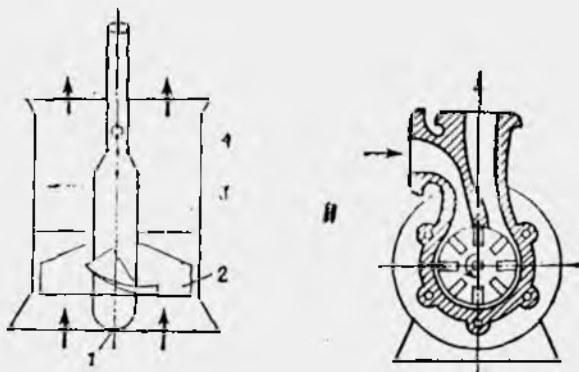


Рис. 2.10. Осевой насос:

1 — вал; 2 — лопасти; 3 — направляющий аппарат; 4 — нагнетательный патрубок

Рис. 2.11. Вихревой насос

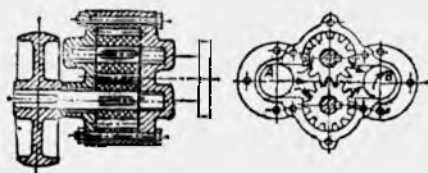


Рис. 2.12. Роторный шестеренчатый насос

жащих абразивных взвешенных частиц, при температурах $< 85^\circ$. В химической промышленности применяют винтовые насосы марок ВС и ВК сравнительно небольших производительностей (от 2 до 40 м³/ч) при напорах 12—250 м столба перекачиваемой жидкости, превышающих (в 2—5 раз) напоры, развиваемые центробежными насосами при тех же размерах. Могут работать при самовсасывании. Для пуска насосы заливают водой (при остановке вода не сливается, так как и всасывающий, и нагнетательный патрубки расположены в верхней части корпуса). Отличаются малым зазором между корпусом и рабочим колесом ($\sim 0,2$ мм).

Роторные насосы (также как и вихревые) относятся к числу реверсивных, т. е. при перемене направления вращения ротора остаются работоспособными, только меняются местами области всасывания и нагнетания.

Известно несколько типов роторных насосов, применяемых особенно часто при перекачивании вязких жидкостей: шестеренчатые (зубчатые), пластинчатые, винтовые. Шестеренчатые насосы изготовляют с внешним и внутренним зацеплением. К насосам объемного типа (работающих с $Q \approx \approx \text{const}$) относятся также коловратные, одно- и многвинтовые, двухсегментные и другие. На рис. 2.12 приведена схема шестеренчатого роторного насоса небольшой производительности, но развивающего большой напор (до 250 м столба перекачиваемой жидкости). В отличие от центробежных и вихревых насосов шестеренчатые не могут работать при закрытой напорной задвижке и должны быть снабжены предохранительным клапаном.

Винтовые насосы долговечны (при отсутствии абразивных примесей в перекачиваемой жидкости), бесшумны, компактны, отличаются высоким к. п. д. (60—85 %) и полным отсутствием пульсации подачи. Основное преимущество шестеренчатых насосов — простота изготовления. Недостатки: пульсация подачи, шум, вибрация, ограниченное давление нагнетания.

Струйные насосы применяют для нагнетания (инжекторы) и отсасывания (эжекторы) жидкости, особенно в тех случаях, когда допустимо ее смешение с газом, паром и конденсатом. На рис. 2.13 по-

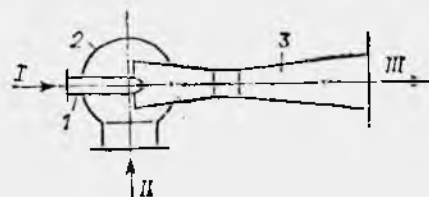


Рис. 2.13. Струйный насос:

1—сопло; 2—камера смешения рабочей и перекачиваемой жидкостей; 3—нагнетательный трубопровод; I—III — потоки

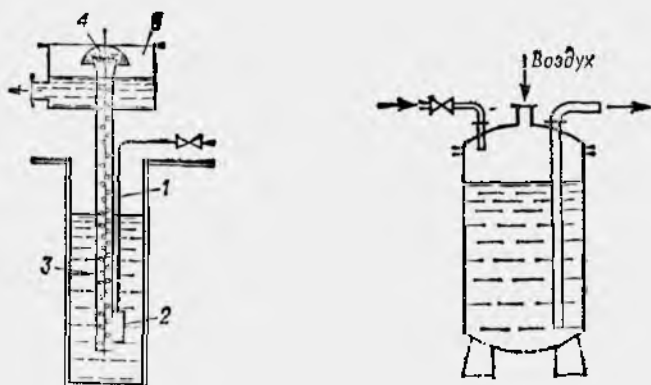


Рис. 2.14. Воздухоподъемник (эрлифт):

1, 3 — трубы; 2 — смеситель; 4 — сепаратор; 5 — воздушное пространство (газ)

Рис. 2.15. Монтежу

казана схема работы струйного насоса. В зависимости от рабочей среды — жидкости, газа, пара — такие насосы называют жидко(водо)струйными, газоструйными или пароструйными. Их достоинства — простота и надежность в работе, отсутствие движущихся частей; недостаток — низкий к.п.д. (до 0,3). Могут управляться дистанционно.

Воздухоподъемники (эрлифты) и газлифты применяют для подъема жидкостей с больших глубин или для интенсификации массообмена между жидкостью и газом в некоторых аппаратах. Эрлифты и газлифты (также как и струйные насосы) отличаются низким к.п.д. Рабочей средой в них является сжатый воздух или газ, распределяемый в перекачиваемой жидкости в виде пузырьков (рис. 2.14).

Монтежу (вертикальная или горизонтальная емкость) используют для периодического перемещения жидкостей (агрессивных или загрязненных) с помощью сжатого воздуха или инертного газа (рис. 2.15).

Существует еще ряд типов насосов (диафрагменные, плунжерные и др.), действие и назначение которых описаны в специальной литературе [6].

2.4. ВЕНТИЛЯТОРЫ

Для перемещения потоков воздуха и промышленных газов при небольшой степени сжатия (приблизительно до 1,15) в химической промышленности используют центробежные и осевые вентиляторы.

Классификация вентиляторов приведена в табл. 2.11,

Классификация вентиляторов

Типы вентиляторов	Развиваемое давление	К. п. д
Центробежные	Низкое — до 981 Па Среднее — 981—2940 Па Высокое — 2940—11 700 Па	} 0,6—0,9
Осевые	Среднее (очень редко) Низкое	} 0,7—0,9

Центробежные вентиляторы

По принципу действия и устройству центробежные вентиляторы аналогичны одноступенчатым центробежным компрессорам и отличаются меньшими окружными скоростями (не более 60—80 м/с). При малой степени сжатия можно пренебречь сжимаемостью газа.

Схема центробежного вентилятора дана на рис. 2.16.

Давление (в Па), создаваемое вентилятором, при подаче воздуха (*уравнение напора*):

$$\Delta p = (p_2 - p_1) + \Delta p_{\text{вс}} + \Delta p_{\text{н}} + \frac{\omega^2 \rho_{\text{в}}}{2}, \quad (2.25)$$

или

$$\Delta p = \left(p_{\text{ст.н}} + \frac{\omega_n^2 \rho_{\text{в}}}{2} \right) - \left(p_{\text{ст.вс}} + \frac{\omega_{\text{вс}}^2 \rho_{\text{в}}}{2} \right) \quad (2.26)$$

Здесь p_1 — давление в пространстве, из которого вентилятор забирает воздух, Па; p_2 — давление в пространстве, куда вентилятор подает воздух, Па; $\Delta p_{\text{вс}}$, $\Delta p_{\text{н}}$ — потери давления по всасывающей и нагнетательной линиях, соответственно, Па; ω — скорость воздуха на выходе из сети, м/с; $p_{\text{ст.вс}}$, $p_{\text{ст.н}}$ — статические давления до и после вентилятора, соответственно, Па; $\omega_{\text{вс}}$, $\omega_{\text{н}}$ — скорости воздуха по всасывающему и нагнетательному трубопроводам, м/с; $\rho_{\text{в}}$ — плотность воздуха, кг/м³.

В случае, когда плотность подаваемого вентилятором газа отличается от плотности воздуха, к правой части уравнения (2.25) добавляется $\Delta p_{\text{под}}$ (в Па):

$$\Delta p_{\text{под}} = (\rho_{\text{г}} - \rho_{\text{в}}) z g, \quad (2.27)$$

где $\rho_{\text{г}}$ — плотность газа, кг/м³; z — разность высот точек всасывания и нагнетания, м.

Центробежный вентилятор (рис. 2.16) имеет рабочее колесо с лопастями или лопатками, которое вра-

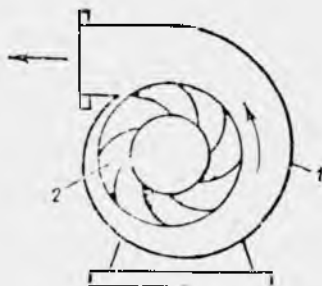


Рис. 2.16. Центробежный вентилятор:
1 — корпус; 2 — рабочее колесо

Рис. 2.17. Определение рабочей точки центробежного вентилятора

щается в спиральном кожухе. Кожух вентилятора крепится на станине. Воздух (газ) по всасывающей трубе поступает в центральную полость рабочего колеса, захватывается лопатками и нагнетается через расширяющийся выходной патрубок. В вентиляторах используют лопатки различных типов — прямолинейные и криволинейные. Большое распространение получили широкие колеса с короткими лопатками — колеса барабанного типа. Подвод потока в колеса должен быть плавным для уменьшения потерь напора.

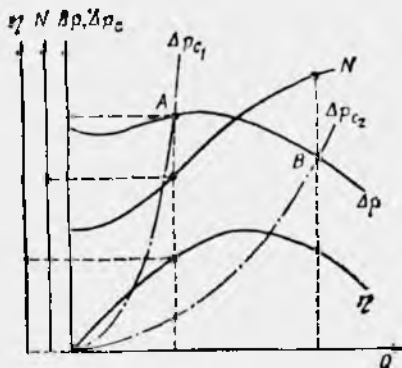
Вентиляторы — одноступенчатые машины, обычно маломощные, поэтому их конструкция не отличается сложностью. Большинство вентиляторов изготовляют без направляющих аппаратов. Входной патрубок выполняют в виде: 1) короткого цилиндра; 2) конической воронки; 3) конической воронки с коротким цилиндрическим участком; 4) плавно изогнутой воронки (коллектор).

Форма входного патрубка влияет на равномерность заполнения потоком газа всего сечения входа в колесо, а следовательно, и на величину развиваемого вентилятором напора и его к. п. д.

Характеристики вентилятора аналогичны характеристикам центробежного насоса. При постоянной частоте вращения n рабочего колеса и постоянной плотности газа опытным путем строят рабочие характеристики $Q—H$, $Q—N$ и $Q—\eta$ для вентилятора и $Q_c—H_c$ (в том же масштабе, что и $Q—H$) для сети (см. рис. 2.9) и определяют положение рабочей точки.

Положение рабочей точки даст возможность судить об экономичности вентилятора в данных условиях. Если рабочая точка занимает положение A (рис. 2.17), то вентилятор работает с к. п. д. η_A , меньшим максимального значения $\eta_{\max}$, с каким он мог бы работать на сеть с другой характеристикой (при которой рабочая точка занимала бы положение B).

Уравнение характеристики сети, по которой транспортируется газ с помощью центробежного вентилятора, аналогично такому же уравнению для центробежного насоса (см. стр. 95), и выражает зависимость между расходом проходящего по трубопроводу газа Q_c и потерей напора¹⁾ в сети H_c , затрачивае-



¹⁾ В курсах вентиляционных установок напором называют повышение давления, создаваемое вентилятором. Напор вентилятора обычно измеряют в Па.

мой на преодоление всех гидравлических сопротивлений сети (трубопровода):

$$H_c = aQ_c^2 + b, \quad (2.28)$$

где a и b — коэффициенты параболы, которая получается при следующей интерпретации уравнения (1.80):

$$\begin{aligned} H_c &= \Delta p_{\text{сск}} + \Delta p_{\text{тр}} + \Delta p_{\text{м.с}} + \Delta p_{\text{под}} + \Delta p_{\text{доп}} = \\ &= \left(1 + \lambda \frac{l}{d} + \sum \xi_{\text{м.с}}\right) \frac{\omega^2 \rho}{2} + \Delta p_{\text{под}} + \Delta p_{\text{доп}}. \end{aligned}$$

После подстановки из уравнения расхода значения скорости $\omega = Q_c/f$ (f — площадь поперечного сечения трубопровода, м^2) получим:

$$H_c = \frac{[1 + (\lambda l/d) + \sum \xi_{\text{м.с}}] \rho}{2f^2} Q_c^2 + \Delta p_{\text{под}} + \Delta p_{\text{доп}}.$$

Обозначив $[1 + (\lambda l/d) + \sum \xi_{\text{м.с}}] \rho / (2f^2)$ через a и $\Delta p_{\text{под}} + \Delta p_{\text{доп}} = b$, имеем уравнение (2.28): $H_c = aQ_c^2 + b$. При $\Delta p_{\text{под}} = (\rho_r - \rho_n)zg = 0$ и $\Delta p_{\text{доп}} = p_2 - p_1 = 0$ кривая характеристики сети

$$H_c = aQ_c^2 \quad (2.29)$$

будет проходить через начало координат (см. рис. 2.17).

Законы пропорциональности для центробежного вентилятора [зависимости Q , p (или H) и N от частоты вращения n], как и для центробежного насоса, характеризуются соотношениями (2.22) — (2.24) и также используются при перестройке характеристик вентиляторов на другие частоты вращения (рис. 2.18).

Мощность N (в кВт), расходуемая вентиляторной установкой:

$$N = Q \Delta p / (10^3 \eta), \quad (2.30)$$

где Q — подача вентилятора, $\text{м}^3/\text{с}$; Δp — повышение давления, создаваемое вентилятором, Па [см. формулы (2.25) и (2.26)]; η — общий к. п. д. вентиляционной установки [см. формулу (2.5)].

Осевые вентиляторы

При необходимости подачи больших объемов газа применяют осевые вентиляторы (рис. 2.19). Рабочее колесо осевого вентилятора имеет от 2 до 16 лопаток, форма которых близка по профилю к самолетному пропеллеру. Осевые вентиляторы отличаются реверсивностью и высоким к. п. д., компактны. Для них характерна сравнительно широкая область неустойчивой работы.

Производительность центробежных вентиляторов регулируют, изменяя частоту вращения или открытием и закрытием задвижки на линиях всасывания или нагнетания. Для выбора

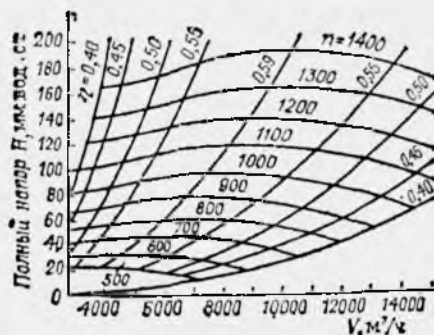


Рис. 2.18. Характеристики центробежного вентилятора

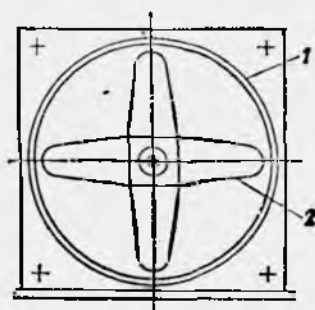


Рис. 2.19. Осевой вентилятор:
1 — кожух; 2 — лопастное колесо

вентилятора по справочнику [6] или ГОСТу следует знать, что характеристики геометрически подобных машин одинаковы, т. е. для всей серии вентиляторов можно пользоваться общей характеристикой.

Подбор марки вентилятора производят по нужной производительности Q ($\text{м}^3/\text{с}$) и по развиваемому напору $\rho g H$ (Па). Так, например, при частоте вращения $n \approx 25$ об/с (или 1400—1600 об/мин) технические характеристики наиболее часто употребляемых центробежных вентиляторов среднего давления приведены ниже:

Марка	Q , $\text{м}^3/\text{с}$	$\rho g H$, Па
В-Ц14-46-5К-02	3,67	2360
	4,44	2450
	5,55	2550
В-Ц12-49-8-01	12,50	5500
	15,25	5600
	18,0	5700
ЦП-40-8К	1,39—6,95	1470—3820

Мощность электродвигателей к таким вентиляторам лежит в пределах от 13 до 160 кВт в зависимости от производительности и напора: $N = Q \rho g H / (10^3 \eta)$. К. п. д. двигателей марки АО2 составляет 0,88—0,92.

2.5. КОМПРЕССОРЫ

Компрессорами называют машины, предназначенные для сжатия газов от нормального (или выше) давления до более высоких давлений. При сжатии газу сообщается как кинетическая, так и потенциальная энергия. По преимущественному использованию вида энергии компрессоры делят на две больших группы: 1) центробежные, осевые и струйные

используют, главным образом, кинетическую энергию¹⁾; 2) поршневые (с возвратно-поступательным движением поршня) и ротационные (с вращательным движением) используют преимущественно потенциальную энергию (давление).

К компрессорным машинам относят также вентиляторы и газодувки, а также вакуум-насосы. По развиваемому давлению их разделяют на группы: 1) низкого давления (до 0,01 МПа) — вентиляторы; 2) среднего давления (от 0,01 до 0,3 МПа) — газодувки; 3) высокого давления (от 0,3 МПа и выше) — компрессоры; 4) вакуум-насосы — разрежение $> 0,05$ МПа. Газодувки, вентиляторы и вакуум-насосы объединяет с компрессорами общий принцип действия, хотя их конструктивное оформление существенно отличается. Так, например, если для установки необходим центробежный вентилятор высокого давления, то для напора $\rho g H \leq 12$ кПа можно использовать газодувку; с другой стороны, если напор ≥ 18 кПа, то газодувку следует рассчитывать как компрессор.

Центробежные компрессоры и газодувки

Центробежные компрессоры и газодувки называют турбокомпрессорами и турбогазодувками. В турбомашинах, как и в центробежных насосах, газ поступает в рабочее колесо (см. рис. 2.7), закрепленное на валу. Колесо с лопатками и направляющим аппаратом вращается в кожухе, отбрасывая газовый поток к стенкам и далее в нагнетательный трубопровод. Для получения значительного сжатия газа на валу компрессора размещают несколько рабочих колес (в общем кожухе). Последовательно пройдя через все ступени, сжатый газовый поток выходит в нагнетательный трубопровод через расширяющийся (углом 6–8°) конический патрубок. При этом несколько снижается скорость газа²⁾, а следовательно, и гидравлические сопротивления.

В каналах рабочего колеса, направляющего аппарата и в обратных каналах температура и давление возрастают. При отсутствии потерь и теплообмена с окружающей средой в каналах имеет место адиабатический процесс (рис. 2.20).

Теоретическая работа сжатия $L_{ад}$ (в Дж/кг), затрачиваемая одноступенчатым компрессором при адиабатическом (изотропическом) сжатии 1 кг газа рассчитывается по формуле:

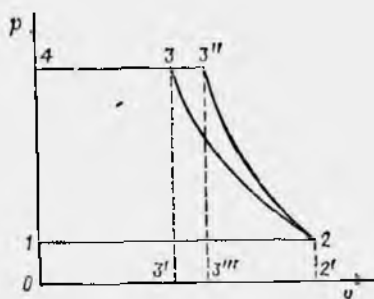
$$L_{ад} = \frac{k}{k-1} p_1 v_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] = \frac{k}{k-1} RT_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right]. \quad (2.31)$$

¹⁾ Затем кинетическая энергия превращается в потенциальную (давление).

²⁾ На выходе из направляющего аппарата последней ступени окружная скорость газа часто достигает 50 м/с. На кромке рабочего колеса окружная скорость в современных турбомашинах превышает 400 м/с.

Рис. 2.20. Изображения адиабатического процесса на диаграмме $p-v$:

1—2 — процесс всасывания; 2—3 — адиабата (процесс сжатия газа в каналах машины); 2—3'' — политропа; 3—4 — процесс нагнетания (вытеснения)



Здесь k — показатель адиабаты, равный отношению удельных теплоемкостей газа c_p/c_v ; p_1 и p_2 — начальное и конечное давления газа, Па; v_1 — удельный объем газа при начальных условиях (т. е. при давлении p_1 и температуре T_1), $\text{м}^3/\text{кг}$; R — газовая постоянная, равная $8310/M$, Дж/(кг·К); M — молярная масса газа.

Степень сжатия p_2/p_1 в одной ступени турбокомпрессора (или турбогазодувки) увеличивается с уменьшением начальной температуры газа и его удельного объема. Обычно $p_2/p_1 = 1,2 \div 1,3$ и редко $1,5-1,8$.

Для многих паров и реальных газов, не подчиняющихся уравнению $pv = RT$, удобно выразить работу сжатия 1 кг газа через разность энтальпий:

$$L_{ад} = i_2 - i_1, \quad (2.32)$$

где i_1 и i_2 — начальная и конечная удельная энтальпия газа, Дж/кг.

Температура газа T_2 в конце процесса адиабатического сжатия определяется из уравнения:

$$T_2/T_1 = (p_2/p_1)^{(k-1)/k}. \quad (2.33)$$

На рис. 2.20 в координатах $p-v$ изображен ход термодинамического процесса в одной ступени компрессора. Линия 1—2 соответствует процессу всасывания газа. Удельная работа всасывания, осуществляемая за счет давления в пространстве всасывания, изображается площадью $0122'$ и равна $p_1 v_1$. Линия 2—3 (адиабата) соответствует термодинамическому сжатию в каналах рабочего колеса, а работа сжатия — площади $233'2'$; линия 3—4 — процессу нагнетания, а соответствующая удельная работа — площади $3403'$, равной $p_2 v_2$ (v_2 — удельный объем газа в конце сжатия). Вся удельная работа $L_{ад}$ в соответствии с уравнением (2.31) и рис. 2.20 равна площади 23412 .

Реальная работа процесса сжатия должна быть больше рассчитанной по уравнению (2.31) за счет внутренних потерь, к которым можно отнести гидравлические потери в рабочем колесе. При установившемся процессе энергия, затрачиваемая на преодоление потерь, превращается в теплоту и передается газу. Таким образом, процесс сжатия в компрессоре происходит с подводом теплоты, т. е. будет протекать по политропе (линия 2—3'' на рис. 2.20) с показателем $m > k$. Политропа 2—3'' расположена правее адиабаты. Несмотря на то, что работа политропического сжатия (площадь $2'23''3'''2'$) меньше работы

Основные характеристики некоторых турбокомпрессоров, выпускаемых для химической промышленности

Марка турбомашин	Производительность объемная, м ³ /с		Давление газа, МПа		Мощность, потребляемая компрессором, кВт	Температура газа, °С	Особенности конструкции	Назначение
	по сухому газу при 20 °С и 760 мм рт. ст.	по влажному газу при нормальных условиях	начальное	конечное				
К-400-51-2	5,47	6,57	0,10003 (1,02 кгс/см ²)	0,45 (5 кгс/см ²)	1500	45 (на входе во всасывающий патрубок)	Одноцилиндровый пятиступенчатый трехсекционный с охлаждением газа после 1 и 2 секций во внешних промежуточных газоохладителях	Для сжатия и подачи контактного газа дегидрирования изопентана и изоамиленов в производстве синтетического каучука
К-1500-62-6	25,39	27,0	0,0952 (0,97 кгс/см ²)	0,736 (7,5 кгс/см ²)	8200	40 (после конечного воздухоохладителя)	К. п. д. изотермический $\eta_{из} = 0,69$	Для сжатия атмосферного воздуха и подачи его в блоки разделения
К-500-61-5	8,50	8,75	0,1	0,88 (9 кгс/см ²)	3000	135 (на выходе из нагнетательного патрубка)	Удельная среднеексплуатационная потребляемая мощность $N_{уд} = 5,54$ кВт/(м ³ ·мин)	Для сжатия и подачи атмосферного воздуха (для предприятий Минхимпрома)
К-60-80-1:								
I секция	1,03	1,61	0,113	0,5	1680	При поступлении в секцию:	Двухцилиндровый, К. п. д. изотермический $\eta_{из} = 0,64$	Для сжатия этилена в этиленовом холодильном цикле производства этилена
II »	0,73	4,28	0,5	0,84		I—61		
III »	0,87	8,66	0,84	2,16 (22 кгс/см ²)		II—17 III—16		
К-380-103-1	10,7	5,75	0,1	3,82 (39 кгс/см ²)	5300	155 (на выходе из цилиндра высокого давления компрессора)	Двухцилиндровый, десятиступенчатый. Между цилиндрами расположен промежуточный газоохладитель, соединенный с цилиндрами низкого и высокого давления перепускными трубопроводами	Для сжатия нефтяного газа на газоперерабатывающих заводах
К-535-181-1	10,44	8,92	0,134	3,92 (40 кгс/см ²)	7000	40 (на входе во всасывающий патрубок)	Трехцилиндровый шестисекционный восьмнадцатиступенчатый (внешние промежуточные газоохладители после каждой секции, затем сепараторы для отделения конденсата перед входом в последующую секцию)	Для сжатия и подачи газа пиролиза бутана в технологические установки Э-100-2
К-605-181-1	10,16	—	0,130	3,92 (40 кгс/см ²)	7000	35 (на входе)	Трехцилиндровый. Показатель политропы 1,266	Для сжатия этилена в этиленовом холодильном цикле производства этилена

адиабатического сжатия, работа нагнетания (площадь $3'''3''403'''$) увеличивается и вместе с ней возрастает удельная работа процесса в целом:

$$L_n = \frac{m}{m-1} p_1 v_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{m-1}{m}} - 1 \right] = \frac{m}{m-1} R T_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{m-1}{m}} - 1 \right], \quad (2.34)$$

где m — показатель политропы.

Мощность N (в кВт), потребляемая двигателем одноступенчатого компрессора, сжимающего G кг газа в 1 ч от начального давления p_1 до конечного давления p_2 , рассчитывается по формуле:

$$N = \frac{G L_{\text{ад}}}{3600 \cdot 1000 \eta} = \frac{G (t_2 - t_1)}{3600 \cdot 1000 \eta}, \quad (2.35)$$

где η — общий к. п. д. компрессорной установки.

Действительный напор H (в м) для идеального газа при политропическом сжатии в одной ступени можно рассчитать по формуле:

$$H = \frac{m}{m-1} \frac{R T_1}{g} \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{m-1}{m}} - 1 \right], \quad (2.36)$$

где g — ускорение свободного падения.

Действительный напор в одной ступени можно определить по уравнениям (2.17) и (2.18), если известна окружная скорость на кромке колеса u_2 и коэффициент напора η_n :

$$H = \eta_n \frac{u_2^2}{g}. \quad (2.37)$$

Здесь $\eta_n = \eta_1 \eta_2 \eta_3$, причем η_1 — коэффициент, учитывающий потерю напора за счет разности давлений, обуславливающей неравенство скоростей в сечении канала рабочего колеса, $\eta_2 = c_2 \cos \alpha_2 / u_2$ — коэффициент закручивания потока, η_3 — гидравлический к. п. д. Обычно в среднем $\eta_1 = 0,8 \div 0,85$; $\eta_2 = 0,7 \div 0,9$; $\eta_3 = 0,75 \div 0,90$; коэффициент напора η_n колеблется в широких пределах (например, для колес с загнутыми назад лопатками $\eta_n = 0,50$).

Характеристики центробежных компрессоров имеют такой же вид, как и характеристики центробежных насосов и вентиляторов (см. рис. 2.9, 2.17 и 2.18). Положение рабочей точки определяется на пересечении характеристик сети и компрессора¹⁾. Перестройку характеристик центробежных машин производит с помощью законов пропорциональности (2.22) — (2.24), а пересчет на другое состояние газа — с помощью соотношений $N_1/N_2 = p_1/p_2 = \rho_1/\rho_2$ (где индексы 1 и 2 относятся к разным состояниям газа; N — мощность; p — давление; ρ — плотность газа).

¹⁾ Рабочая точка не должна находиться в пределах неустойчивой работы турбокомпрессора или турбогазодувки.

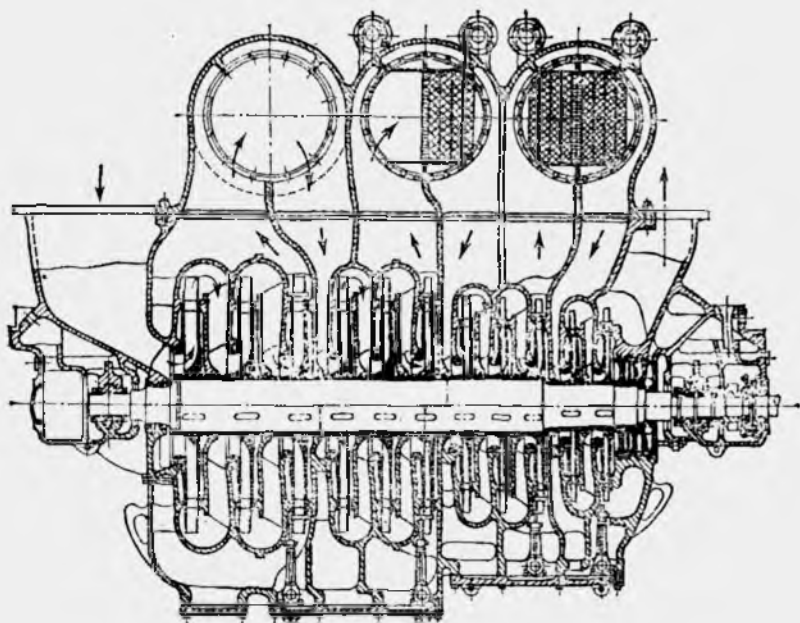


Рис. 2.21. Многоступенчатый компрессор с промежуточными выносными газоохладителями

В табл. 2.12 приведены характеристики некоторых центробежных компрессоров, применяемых в химической промышленности.

В многоступенчатых турбокомпрессорах (при больших степенях сжатия) в связи с существенным изменением удельного объема газа по направлению выхода рабочие колеса делают меньших размеров (меньшего диаметра или меньшей ширины) — см. рис. 2.21.

Поршневые компрессоры

Поршневой одноступенчатый компрессор устроен аналогично поршневому насосу. Схемы одноступенчатого поршневого компрессора простого и двойного действия приведены на рис. 2.22. Поршень 1 движется в цилиндре 2 компрессора, куда газ входит с давлением p_1 через всасывающий клапан 3 и выходит сжатый до давления p_2 через нагнетательный клапан 4. Возвратно-поступательное движение поршня производится с помощью шатунно-кривошипного механизма (от двигателя). Поршень делит герметически полость цилиндра на левую и правую части. При ходе поршня слева направо происходит всасывание, при обратном ходе — сжатие и нагнетание (см. рис. 2.20). При сжатии газа его температура повышается [см. формулу (2.33)].

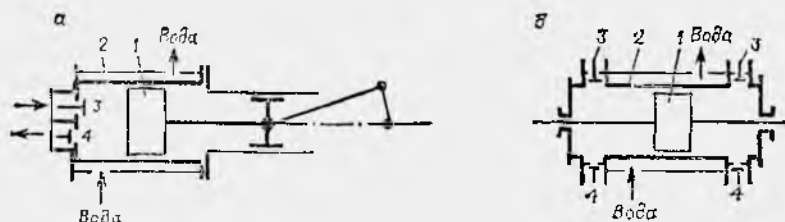


Рис. 2.22. Схемы одноступенчатого поршневого компрессора простого (а) и двойного (б) действия:

1—поршень; 2—цилиндр; 3—всасывающий клапан; 4—нагнетательный клапан

Во избежание пригорания смазочного масла стенки цилиндра охлаждаются водой.

Теоретическая работа сжатия $L_{ад}$ (в Дж/кг) для поршневых компрессоров рассчитывается по формуле (2.31), реальная работа (при политропическом сжатии) — по формуле (2.34)¹⁾. Эти формулы справедливы в определенных диапазонах температур и давлений для двухатомных газов, когда $pυ = RT$.

Теоретическая работа адиабатического сжатия 1 кг газа в многоступенчатом компрессоре от начального давления p_1 до конечного p_2 определяется по формуле:

$$L_{ад} = n p_1 v_1 \frac{k}{k-1} \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{kn}} - 1 \right] = n R T_1 \frac{k}{k-1} \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{kn}} - 1 \right] \quad (2.38)$$

или

$$L_{ад} = \Delta i_1 + \Delta i_2 + \dots + \Delta i_n, \quad (2.39)$$

где n — число ступеней сжатия; $\Delta i_1, \Delta i_2, \dots, \Delta i_n$ — разности энтальпий газа для каждой ступени [см. формулу (2.32)].

Пренебрегая потерей давления между ступенями, приближенно находят число ступеней сжатия из уравнения

$$x^n = p_2/p_1, \quad (2.40)$$

где x — степень сжатия в одной ступени.

Из уравнения (2.40) получим:

$$n = (\lg p_2 - \lg p_1) / \lg x.$$

Обычно число ступеней сжатия в поршневом компрессоре не превышает 7.

Производительность Q (в м³/с) поршневого компрессора простого действия определяют по формуле:

$$Q = \lambda \frac{F s n}{60}, \quad (2.41)$$

где λ — коэффициент подачи; F — площадь поршня, м²; s — длина хода поршня, м; n — частота вращения, об/с.

¹⁾ Показатель политропы $m = 1,3 \div 1,35$; при большом отводе теплоты $1 < m < k$, при медленном $m > k$.

Коэффициент подачи

$$\lambda = (0,8 \div 0,95) \lambda_0. \quad (2.42)$$

Здесь λ_0 — объемный к. п. д. компрессора, равный

$$\lambda_0 = 1 - \epsilon_0 [(p_2/p_1)^{1/m} - 1], \quad (2.43)$$

где $\epsilon_0 = 0,03 \div 0,08$ — отношение объема вредного пространства цилиндра к объему, описываемому поршнем; $m = 1,2 \div 1,35$ — показатель политропы расширения сжатого газа, оставшегося во вредном пространстве.

Для определения объемного к. п. д. λ_0 (и, следовательно, производительности компрессора по его основным размерам) используют действительную рабочую диаграмму компрессора (рис. 2.23, а): $\lambda_0 = S_1/S$. Входящая в формулу (2.43) величина ϵ_0 равна S_0/S , где S_0 — приведенная длина вредного пространства, пропорциональная его объему.

Индикаторная рабочая диаграмма компрессора (рис. 2.25, б) получается с помощью специального прибора — индикатора. Индикаторная диаграмма отличается от действительной в основном изображением линий всасывания и нагнетания за счет опережения или запаздывания посадки клапанов.

Производительность многоступенчатого поршневого компрессора определяется производительностью первой ступени.

Мощность N (в кВт), потребляемая многоступенчатым поршневым компрессором, рассчитывается по формуле (2.35).

Для воздушных компрессоров также используют формулу

$$N = \frac{1,69 G I_{\text{из}}}{3600 \cdot 1000} = \frac{1,69 G R T_1 \ln (p_2/p_1)}{3600 \cdot 1000}, \quad (2.44)$$

где 1,69 — эмпирический коэффициент, учитывающий отличие действительного процесса сжатия воздуха в компрессоре от изотермического, причем изотермическую или адиабатическую работу сжатия 1 кг газа определяют с помощью изображения процесса на диаграмме $p-s$.

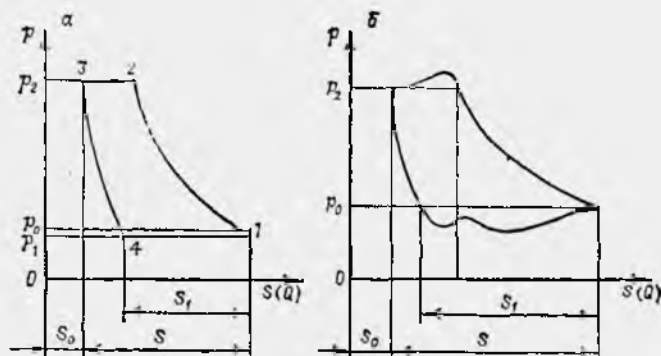


Рис. 2.23. Рабочие диаграммы поршневого компрессора:

а — действительная; б — индикаторная; 4-1 — всасывание; 1-2 — сжатие; 2-3 — нагнетание; 3-4 — расширение газа, оставшегося во вредном пространстве

Основные технические характеристики некоторых поршневых компрессоров, выпускаемых для химической промышленности

Марка компрессора	Производительность, м ³ /мин	Давление (абсолютное), МПа		Электродвигатель			Особенности конструкции, масса установки G	Назначение
		всасывания	нагнетания	тип	мощность, кВт	частота вращения, об/мин		
2ВУ1-2,5/1,3М7	2,5	0,1	0,9	4А160МЧУЗ	18,5	1460	G = 670 кг (с системой автоматики и воздухо-сборником)	Сжатие воздуха
202ВП-20/2	20	0,1	0,3	АВ-2-101-В	75	750	Масса установки G = 2640 кг	То же
ЧМ10-200/2,2	200	0,1	0,32	СДК2-17-26-12КУХЛЧ	630	500	G = 18 445 кг	»
2ВМ4-24/9С	24	0,1	0,9	А2К85/24-8,16У4	160	740	Без смазки цилиндров, G = 5600 кг	Сжатие воздуха в воздухо-разделительных установках
ВУ-0,6/13М1	0,6	0,1	1,27	4А112МЧУЗ	5,5	1455	G = 215 кг	Обеспечение сжатым воздухом пневмосетей контрольно-измерительных приборов
ВТ-1,25/26М1	1,25	0,1	2,6	А2-72-8УЗ	17	725	G = 700 кг	Сжатие воздуха
ЗС5ВП-20/35	20	0,1	3,6	БСДК-15-21-12	200	500	Без смазки цилиндров, G = 6690 кг	То же
ЗС5ВП-16/70	15,6	0,1	7,1	БСДК-15-21-12	200	500	Без смазки, G = 7360 кг	Сжатие кислорода
305ВП-12-220	12	0,1	22,1	БСДК-15-21-1	200	500	G = 8115 кг	Сжатие воздуха в технологических линиях химических производств
402ВП-4/400	4	0,1	40,1	АВ-2-101-8УЗ	75	750	G = 3105 кг	Сжатие воздуха
2ГП-4/5	4	0,102	0,6	ЧА280 10УЗ	37	600	G = 3700 кг	Сжатие сухого и влажного кислорода, азота, аргона и воздуха
202ГП-12/3	12	0,101—0,104	0,45	АВ2-101-8	75	750	G = 2420 кг	Сжатие водорода
305ГП-40/3	36	0,101—0,104	0,43	БСПКП-15-21-12	200	500	G = 6385 кг	Сжатие дивинила
А1М16-12,5/17-281М1	11,7	1,25	32,1	МПК-1200-260	1200	320	G = 118 000 кг	Сжатие этилена в технологических линиях производства полиэтилена высокого давления
4М40М-1,12/250-2500	1,21	25,1	250	СДКП-2-21-56-24Ф	5000	250	G = 243 000 кг	

Регулирование производительности поршневых компрессоров можно осуществлять изменением частоты вращения, однако это удобно и просто лишь при соединении компрессора с паровым двигателем. В химической промышленности компрессоры, как правило, приводятся в действие электродвигателями с постоянной частотой вращения и для регулирования производительности используют другие способы (например, частичное перекрытие всасывающей линии).

Технологические характеристики некоторых поршневых компрессоров, выпускаемых для химической промышленности, приведены в табл. 2.13.

ГЛАВА 3

РАЗДЕЛЕНИЕ ЖИДКИХ И ГАЗОВЫХ НЕОДНОРОДНЫХ СИСТЕМ

3.1. КЛАССИФИКАЦИЯ НЕОДНОРОДНЫХ СИСТЕМ И МЕТОДОВ ИХ РАЗДЕЛЕНИЯ

Неоднородной называется система, состоящая из двух или нескольких физико-химических неоднородных (находящихся в различных агрегатных состояниях) фаз (например, газ—жидкость, жидкость—твердые частицы, газ—твердые частицы). Фаза, которая находится в мелкораздробленном состоянии, называется *дисперсной* (или *внутренней*). Фаза, представляющая собой среду, в которой распределены частицы дисперсной фазы, называется *дисперсионной* (или *внешней*). Она является сплошной фазой.

В зависимости от физического состояния фаз различают неоднородные системы, приведенные в табл. 3.1.

Для эмульсий и пен характерна возможность перехода дисперсной фазы в сплошную и, наоборот, сплошной в дисперсную. Этот переход возможен при определенном соотношении фаз и называется *инверсией* (обращением) фаз.

Классификация процессов разделения неоднородных систем по движущей силе приведена в табл. 3.2.

Из табл. 3.2 следует, что процессы осаждения и отстаивания используют в основном для разделения пылей и суспензий. *Осаждение* происходит главным образом под действием силы тяжести, а также центробежных, электростатических или акустических сил (и, кроме того, при химических реакциях, протекающих с образованием осадка).

Фильтрация применяется для разделения суспензий или аэрозолей при помощи пористых перегородок, пропускающих жидкость или газ и задерживающих дисперсную твердую фазу на наружной поверхности или в порах перегородки. Процесс

Таблица 3.1

Типовые неоднородные системы

Дисперсионная (сплошная) фаза	Дисперсная фаза	Размеры частиц дисперсной фазы, мкм	Наименование неоднородной системы	Примечание
Газ	Твердые частицы	5—100	Пыль	Механическая газовая система
Газ	Жидкость	0,3—5 0,3—3	Дым Туман	Конденсированные газовые системы, аэрозоли
Жидкость	Твердые частицы	100 0,5—100 0,1—0,5 0,1	Суспензия: грубая топкая муть Коллоидный раствор	Взвесь При условии наличия броуновского движения
Жидкость	Жидкость	0,5	Эмульсия	
Жидкость	Газ	—	Пена	

Таблица 3.2

Процессы и типовые аппараты для разделения неоднородных систем

Основная движущая сила	Неоднородная система	Процесс	Аппарат
Сила тяжести	Газ — твердое	Осаждение	Пылеосадительная камера
	Жидкость — твердое	Отстаивание	Отстойник
Разность давлений Центробежная сила	Жидкость — твердое	Фильтрование	Фильтр
	Газ — твердое	Осаждение	Циклон
	Жидкость — твердое	Осаждение	Гидроциклон
	Жидкость — твердое	Фильтрование или осаждение	Фильтрующая центрифуга, осадительная центрифуга
Сила электрического поля	Газ — твердое	Осаждение	Электрофильтр
Сила акустического поля	Газ — твердое	Осаждение	УЗ-сирена и др.

идет под действием разности давлений по обе стороны перегородки.

3.2. ОСАЖДЕНИЕ

Разделение неоднородных систем под действием силы тяжести на составные части проводят при сравнительно малых линейных скоростях потоков. Определяющими параметрами

процесса являются скорость осаждения, время пребывания системы в аппарате и размер получаемых фракций. Осаждение может осуществляться также и под действием центробежных сил.

Гравитационное осаждение

Свободное осаждение. Скорость осаждения¹⁾ определяется на примере осаждения одиночной шарообразной частицы размером d в неподвижной среде (рис. 3.1). Сила, движущая частицу, определяется разностью между ее весом G и выталкивающей (архимедовой) силой A , равной весу среды в объеме частицы:

$$G - A = \frac{\pi d^3}{6} (\rho - \rho_c) g, \quad (3.1)$$

где ρ и ρ_c — плотность частицы и окружающей ее среды, соответственно, кг/м³; g — ускорение свободного падения, м/с².

Следует также учесть, что при движении тела в среде возникает сила сопротивления S , которая может быть выражена в соответствии с законом сопротивления:

$$S = \xi \frac{\pi d^2}{4} \frac{\rho_c w_{oc}^2}{2}, \quad (3.2)$$

где ξ — коэффициент сопротивления среды; $\pi d^2/4$ — площадь проекции шарообразной частицы на плоскость.

В начальный момент осаждения частица движется ускоренно. Однако с увеличением скорости будет расти сопротивление среды и соответственно уменьшаться ускорение. Очень скоро наступит равновесие: сила сопротивления среды S сравняется с силой, движущей частицу ($G - A$), наступит динамическое равновесие. Начиная с этого момента, частица будет двигаться равномерно, с постоянной скоростью. Эту скорость называют *скоростью осаждения* w_{oc} . Для достаточно мелких частиц (размером 0,1 мм и менее) равномерное движение вниз начинается практически мгновенно.

Скорость осаждения можно найти из условия равенства силы, движущей частицу, и силы сопротивления среды:

$$\frac{\pi d^3}{6} g (\rho - \rho_c) = \xi \frac{\pi d^2}{4} \frac{\rho_c w_{oc}^2}{2}, \quad (3.3)$$

откуда

$$w_{oc} = \sqrt{\frac{4}{3} \frac{gd (\rho - \rho_c)}{\xi \rho_c}}. \quad (3.4)$$

Эта формула практически почти не применяется для расчета скорости осаждения, так как входящий в нее коэффициент

¹⁾ В отстойниках (аппаратах, предназначенных для разделения суспензий под действием силы тяжести) скорости осаждения $w_{oc} < 0,5$ м/ч.

сопротивления среды зависит от режима осаждения:
 $\xi = f(Re)$.

Модифицированный критерий Рейнольдса для процесса осаждения можно рассчитать по формуле:

$$Re = \omega_{ос} d \rho_c / \mu, \quad (3.5)$$

где $\omega_{ос}$ — скорость осаждения, м/с; d — диаметр частицы, м; ρ_c — плотность среды, кг/м³; μ — вязкость среды, Па·с.

Расчет $\omega_{ос}$ по формуле (3.4) возможен лишь методом последовательных приближений.

Установлено, что существуют различные режимы осаждения одиночной частицы. Каждому из них соответствует определенный характер зависимости $\xi = f(Re)$.

При ламинарном движении, наблюдающемся при небольших скоростях и малых размерах частиц или при высокой вязкости среды, частица окружена пограничным слоем жидкости и плавно обтекается потоком (рис. 3.2, а). Потеря энергии в таких условиях связана в основном лишь с преодолением сопротивления трения. С развитием турбулентности потока (например, с увеличением скорости движения тела) все большую роль начинают играть силы инерции. Под действием этих сил пограничный слой отрывается от поверхности тела, что приводит к понижению давления за движущимся телом в непосредственной близости от него и к образованию беспорядочных местных завихрений в данном пространстве (рис. 3.2, б). Начиная с некоторых значений критерия Рейнольдса, при развитой турбулентности потока (рис. 3.2, в) сопротивлением трения можно пренебречь, так как преобладающей силой становится лобовое сопротивление. В данном случае, как и при движении жидкости по трубам, наступает автомодельный (по отношению к критерию Рейнольдса) режим.

При ламинарном режиме (область действия закона Стокса, $Re < 2$) коэффициент сопротивления среды $\xi = 24/Re$ (см. рис. 3.3).

При развитой турбулентности (автомодельный режим, $2 \cdot 10^5 > Re > 500$) $\xi =$

$= 0,44 = \text{const.}$ Для переходной области ($2 < Re < 50$) $\xi = 18,5/Re^{0,6}$.

Согласно закону Стокса, сопротивление среды при осаждении в ней мелких

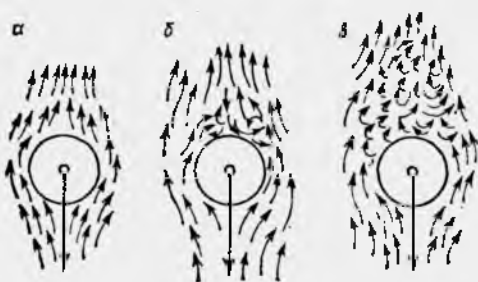


Рис. 3.2. Движение твердой шарообразной частицы в жидкости:
 а — ламинарный поток; б — переходная область; в — турбулентный поток



частиц выражается зависимостью

$$S = 3\pi d w_{oc} \mu. \quad (3.6)$$

Приравнявая действующую на частицу силу силе сопротивления среды, получаем:

$$(\pi d^3/6) g (\rho - \rho_c) = 3\pi d w_{oc} \mu, \quad (3.7)$$

откуда

$$w_{oc} = d^2 (\rho - \rho_c) g / (18\mu). \quad (3.8)$$

Полученная зависимость носит название *формулы Стокса* для осаждения и справедлива при ламинарном режиме осаждения ($Re < 2$) для одиночной шарообразной частицы, осаждающейся в бесконечной среде.

Расчет скорости осаждения по Лященко (*обобщенный метод*) основан на преобразовании уравнения (3.4):

$$w_{oc} = \sqrt{\frac{4}{3} \frac{\rho d (\rho - \rho_c)}{\zeta \rho_c}}$$

путем подстановки в него скорости осаждения, выраженной через Re ($w_{oc} = Re \mu / d \rho_c$) и возведении обеих частей уравнения в квадрат:

$$\frac{Re^2 \mu^2}{d^2 \rho_c^2} = \frac{4 \rho d (\rho - \rho_c)}{3 \zeta \rho_c},$$

откуда

$$\zeta Re^2 = \frac{4}{3} \frac{d^3 \rho_c^2 g}{\mu^2} \frac{\rho - \rho_c}{\rho_c}.$$

Правая часть полученного уравнения представляет собой критерий Архимеда. Таким образом, $\zeta Re^2 = 4/3 Ag$. Поскольку

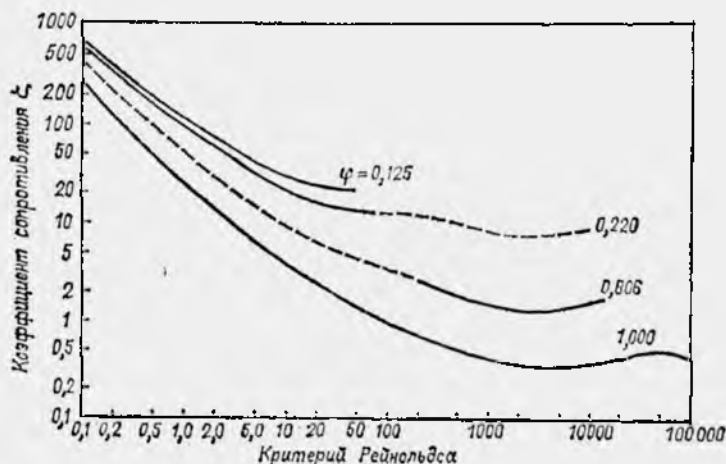


Рис. 3.3. Зависимость коэффициента сопротивления среды ζ от критерия Рейнольдса Re и фактора формы ϕ частиц, осаждающихся под действием силы тяжести

величина коэффициента сопротивления ξ зависит от режима осаждения, то можно установить граничные значения критерия Архимеда, соответствующие переходу одной области осаждения в другую.

В области ламинарного режима осаждения (при $Re < 2$, т. е. в условиях, характеризующихся законом Стокса) коэффициент сопротивления $\xi = 24/Re$ и тогда $(24/Re)Re^2 = \frac{4}{3}Ag$, откуда $Re = Ag/18$. Критическое значение критерия Архимеда для этой области: $Ag_{кр.1} = 18 \cdot 2 = 36$.

Следовательно, существование ламинарного режима осаждения ограничивается условием $Ag \leq 36$. В переходной области верхнее предельное значение критерия Архимеда соответствует значению $Re = 500$ и может быть рассчитано по уравнению

$$Re^{1.4} = \frac{4}{3} \frac{Ag}{18.5} \quad \text{или} \quad Re = 0,152 Ag^{0.715}.$$

Подставляя в это уравнение критическое значение $Re_{кр} = 500$, находят верхнее предельное значение Ag для переходной области $Ag_{кр.2} = 83\,000$. Таким образом, переходная область осаждения соответствует изменению критерия Архимеда в пределах $36 \leq Ag \leq 83\,000$.

В пределах действия закона Ньютона (в условиях автомобильной области критерия Re) $\xi = 0,44$, $Re = 1,74^{0.5}$.

Общая интерполяционная полуэмпирическая зависимость, связывающая критерии Ag и Re , для приближенных расчетов скорости осаждения одиночной частицы во всех режимах обтекания имеет вид [1—5]:

$$Re = Ag / (18 + 0,61 Ag^{0.5}).$$

Чтобы воспользоваться этой зависимостью, сначала по известному диаметру осаждающихся частиц рассчитывают значение Ag :

$$Ag = d^3 \rho_c g (\rho - \rho_c) / \mu^2.$$

Затем определяют значение Re по вышеприведенному уравнению и находят скорость осаждения $w_{ос} = Re\mu / (d\rho_c)$.

Удобной для технических расчетов является графическая зависимость между критериями Ly и Ag (где Ly — критерий Лященко):

$$Ly = \frac{Re^3}{Ag} = \frac{w_{ос}^3 \rho_c}{\mu (\rho - \rho_c) g}.$$

Вид зависимости $Ly = f(Ag)$ находят экспериментально (рис. 3.4) [1—5].

При известном диаметре частиц d можно рассчитать критерий Ag , затем по рис. 3.4 определить критерий Ly и из его значения рассчитать скорость осаждения $w_{ос}$.

Можно решить и обратную задачу: по заданной скорости осаждения $w_{ос}$ рассчитать критерий Ly , по графику (рис. 3.4)

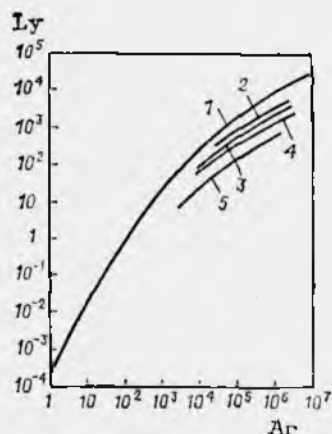


Рис. 3.4. Зависимость $Lu \sim f(Ag)$ для частиц:

1—шарообразных; 2—округлых; 3—угловатых; 4—продолговатых (игловатых); 5—пластинчатых

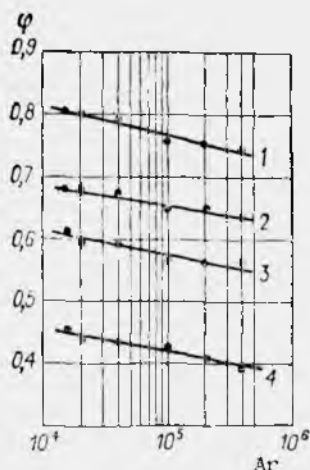


Рис. 3.5. Зависимость фактора формы ϕ от критерия Архимеда для частиц:

1—округлых; 2—угловатых; 3—продолговатых; 4—пластинчатых

определить критерий Ag , а из его значения определить минимальный диаметр частиц d , которые будут осаждаться при данной скорости w_{oc} .

Расчитанные по приведенным методам значения w_{oc} дают хорошее совпадение с экспериментальными данными в случае свободного осаждения одиночной сферической частицы в неограниченной среде.

Для частиц неправильной формы скорость осаждения меньше, и потому скорость, рассчитанную для шарообразной частицы, необходимо умножить на поправочный коэффициент ϕ , называемый коэффициентом (или фактором) формы: $w_{oc} = \phi w_{oc, шар. ч.}$, где $\phi < 1$, или, используя зависимость $Lu = f(Ag)$ и зная d , частицы, можно рассчитать Ag и по графику определить величину Lu . Тогда $w_{oc} = \phi \sqrt[3]{Lu \mu (\rho - \rho_a) g / \rho^2}$. Так, например, по опытным данным: для частиц округлой формы $\phi \approx 0,77$, для угловатых частиц $\phi \approx 0,66$, для пластинчатых частиц $\phi \approx 0,43$.

Зависимость $\phi = f(Ag)$ приведена на рис. 3.5 (по опытным данным) [5].

Свободное осаждение наблюдается в разбавленных суспензиях и газовых взвешах (при объемной концентрации твердой фазы $c_{тв} < 5\%$) при отсутствии взаимного влияния частиц дисперсной фазы¹⁾.

¹⁾ Следует отметить, что на практике большинство суспензий (и газовых взвесей) при объемных концентрациях твердой фазы более 20 % ведут себя как неньютоновские жидкости.

Стесненное осаждение. В случае так называемого стесненного осаждения в ограниченном объеме при большой концентрации твердой фазы частицы соприкасаются друг с другом и сопротивление осаждению становится больше, чем для одиночной частицы. Вследствие этого скорость осаждения уменьшается. При ориентировочных расчетах действительную скорость осаждения принимают равной половине теоретической скорости осаждения одиночной шарообразной частицы:

$$\omega_{\text{ос.д}} \approx 0,5\omega_{\text{ос.}} \quad (3.9)$$

Для частицы неправильной формы в расчетное уравнение для $\omega_{\text{ос}}$ подставляют вместо d величину

$$d_s = \sqrt[3]{(6/\pi) V}, \quad (3.10)$$

где d_s — эквивалентный диаметр; V — объем осаждающейся частицы.

Для оценки d_s целесообразно пользоваться определением скорости витания, когда учитывается не только угловатость частицы, но и шероховатость ее поверхности [1—5].

Расчет скорости стесненного осаждения под действием силы тяжести можно проводить, используя формулу (1.116)

$$Re = Ar \varepsilon^{4.75} / (18 + 0,61 \sqrt{Ar \varepsilon^{4.75}}),$$

где $\varepsilon = 1 - c_{\text{тв}}$ — порозность суспензии.

Эта формула рекомендуется только для однородных суспензий и непригодна в случае полидисперсной твердой фазы.

Осаждение под действием центробежной силы

Осаждение под действием центробежной силы применяют в случаях, когда гравитационное осаждение оказывается недостаточно эффективным. Обычно это наблюдается, когда плотность частиц ρ близка к плотности среды ρ_c , а их размеры < 5 мкм¹⁾. Такие частицы можно выделять из эмульсий и суспензий в поле центробежных сил.

Поле действия центробежных сил организуется при вращательном движении разделяемой системы с ускорением, в десятки раз превосходящим ускорение свободного падения.

При вращательном движении частицы в аппарате (в гидrocиклопе или отстойной центрифуге) центробежная сила отбрасывает взвешенную частицу от оси вращения к стенкам со скоростью, равной скорости осаждения.

Можно рассчитать, во сколько раз центробежная сила $G_{\text{ц}} = m\omega^2/R$ превысит силу тяжести $G_{\text{т}} = mg$:

$$\frac{G_{\text{ц}}}{G_{\text{т}}} = \frac{m\omega^2}{Rmg} = \frac{m\omega^2 R}{mg}. \quad (3.11)$$

¹⁾ Центробежная сила также применяется для разделения грубых суспензий с размером частиц > 5 мкм.

где m — масса частицы, кг; R — радиус вращения частицы, м; ω — окружная скорость вращения частицы, м/с; ω — угловая скорость, 1/с.

Таким образом, $G_n/G_T = \omega^2/(Rg) \Leftarrow \omega^2 R/g \Leftarrow K_p$, т. е. центробежная сила в K_p раз больше силы тяжести. Величина K_p

$$K_p = \omega^2/(Rg) = \omega^2 R/g \quad (3.12)$$

называется *фактором разделения* и показывает, во сколько раз центробежная сила действует при разделении неоднородной системы эффективнее, чем сила тяжести.

Следовательно, во всех аппаратах центробежного действия скорость осаждения будет в $K_p \Leftarrow \omega^2/(Rg)$ раз выше скорости осаждения в отстойниках различных конструкций. Например, для ламинарного режима свободного осаждения вместо формулы (3.8) следует применять для расчета ω_{oc} формулу

$$\omega_{oc} = d^2 (p - p_c) \omega^2 R / (18 \mu c), \quad (3.13)$$

в которой ускорение свободного падения g заменено центробежным ускорением $\omega^2 R$.

Отстойники

На рис. 3.6 изображен отстойник непрерывного действия с гребковой мешалкой, применяемый для осветления суспензий. Это невысокий цилиндрический резервуар большого диаметра (в закрытых помещениях $D_{ап}$ достигает 12—20 м, на открытом воздухе — 120 м), с коническим днищем. Исходная суспензия подается в середину резервуара. Твердые частицы осаждаются под действием силы тяжести. В центре резервуара расположен вал, на котором закреплены гребки для непрерывного перемещения осаждающихся частиц (сгущенной суспензии) к разгрузочному отверстию. Мешалка

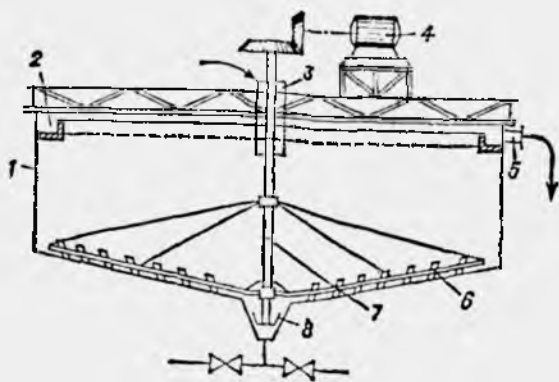


Рис. 3.6. Отстойник непрерывного действия с гребковой мешалкой:

1 — корпус; 2 — кольцевой желоб; 3 — загрузочная воронка; 4 — привод мешалки; 5 — слив осветленной жидкости; 6 — мешалка; 7 — гребки; 8 — разгрузочное устройство (удаление осадка)

с гребками вращается настолько медленно (0,02—0,05 об/мин), что не нарушает процесса осаждения. Осветленная жидкость непрерывно отводится из верхней части аппарата (через сливной желоб).

Недостатком работы отстойника является большое содержание влаги в осадке (до 60 %).

Расчет отстойников сводится к определению *площади осаждения*, так как можно показать, что производительность аппарата для осаждения под действием силы тяжести определяется площадью осаждения и не зависит от высоты аппарата:

$$F_{ос} = V_{осв} / \omega'_{ос} \quad (3.14)$$

Здесь $\omega'_{ос}$ — средняя расчетная скорость осаждения, м/с; $V_{осв}$ — объемный расход осветленной жидкости, который определяется из уравнения материального баланса процесса осаждения, м³/с.

Введем обозначения: M_n , M_k , $M_{осв}$ — количества исходной смеси, получаемого осадка и осветленной жидкости, кг/с; x_n , x_k — массовое содержание твердой фазы в исходной смеси и в осадке, доли.

При отсутствии потерь вещества и в предположении, что осветленная жидкость не содержит твердой фазы, уравнения материального баланса имеют вид: по потокам $M_n = M_k + M_{осв}$; по твердому веществу $M_n x_n = M_k x_k$. Совместное решение этих уравнений позволяет определить количество осветленной жидкости:

$$M_{осв} = M_n \left(1 - \frac{x_n}{x_k} \right). \quad (3.15)$$

Находим необходимую поверхность осаждения, исходя из уравнения расхода осветленной жидкости:

$$F_{ос} = V_{осв} / \omega'_{ос} = M_n \left(1 - \frac{x_n}{x_k} \right) / (\rho_{осв} \omega'_{ос}), \quad (3.16)$$

где $\rho_{осв}$ — плотность осветленной жидкости, кг/м³.

Если в отстойнике в результате отстаивания через τ (с) на площади осаждения $F_{ос}$ (м²) суспензия разделится на слой осветленной жидкости высотой h (м) и слой сгущенного осадка, то расход осветленной жидкости $V_{осв}$ (м³/с) будет равен:

$$V_{осв} = F_{ос} h / \tau. \quad (3.17)$$

Продолжительность τ осаждения частицы на участке высотой h можно выразить через скорость осаждения $\omega_{ос}$ (для минимального размера частиц, которые надо выделить из суспензии):

$$\tau = h / \omega'_{ос}. \quad (3.18)$$

Подставив значение τ в формулу (3.17), получаем: $V_{осв} = F_{ос} \omega'_{ос}$, т. е. уравнение (3.14). Поэтому одноярусные от-

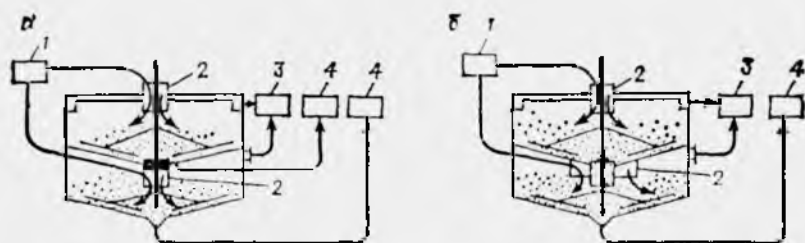


Рис. 3.7. Схемы (а, б) двухярусного отстойника:

1 — бак с промывной водой; 2 — загрузочная воронка; 3 — бак для слива осветленной жидкости; 4 — бак для шлама (осадка)

стойники для максимального развития площади осаждения изготавливают (при заданных высотах слоя h осветленной жидкости и слоя сгущенного осадка) больших диаметров и небольшими по высоте (1—1,5 м).

В инженерных расчетах поверхность отстойника, определенную по уравнению (3.16), увеличивают согласно экспериментальным данным на 30—35 %, чтобы учесть возмущающее воздействие гребков, а также неравномерность подачи суспензии.

Таблица 3.3

Основные характеристики отстойников-сгустителей

Тип сгустителя	Диаметр, м	Высота, м	Площадь зеркала, м ²	Продолжительность оборота гребковой мешалки
Сгустители с низкой фермой	1,8	1,8	2,54	1 мин 35 с
	3,6	1,8	10,2	2 » 35 »
	6,0	3,0	28,2	3 » 20 »
	9,0	3,6	63,9	6 » 40 »
	12,0	3,5	113	5 » 16 »
	12,0	3,6	113	5 » 19 »
	15,0	3,6	176,6	5 » 19 »
Сгустители с периферическим приводом	15,0	3,6	176,6	8 » 30 »
				12 » 42 »
				17 » 24 »
	15,0	3,2	176,6	5 » 12 »
	18,0	3,2	254	8 » 00 »
				8 » 30 »
				9 » 30 »
				14 » 30 »
				19 » 30 »
	24,0	3,6	452	12 » 36 »
Двухярусные сгустители с центральным приводом	30,0	3,6	706,5	12 » 36 »
	12,0	4,5	113	5 » 18 »
	15,0	4,5	176,6	6 » 15 »

Отстойники могут быть периодического, полунепрерывного и непрерывного действия. Наиболее широко распространены непрерывнодействующие отстойники с гребковой мешалкой (см. рис. 3.6), которые часто изготовляют многоярусными (рис. 3.7) для более рационального использования производственной площади. Многоярусные отстойники используют в качестве сгустителей, а также для промывки осадков.

Отстойники периодического действия (изготавливают любой формы (цилиндрической, конической и др.) и размеров. Монтаж ведется группами для осуществления стадий: наполнение — отстаивание — разгрузка.

Из непрерывнодействующих отстойников наибольшее распространение получили отстойники-сгустители со скребковой мешалкой. Питание в сгуститель (цилиндрического сечения) поступает через центральную трубу. Осветленная жидкость переливается по периферии аппарата в кольцевой желоб.

Одноярусные сгустители бывают трех типов: 1) с верхним креплением привода; 2) с центральным приводом и двигателем в центре; 3) с центральным двигателем, помещенным на конце фермы (с тяговым приводом).

Основные характеристики отстойников-сгустителей приведены в табл. 3.3.

Гидроциклоны

Для разделения суспензий под действием центробежных сил применяют гидроциклоны, а также осадительные центрифуги и сепараторы (см. стр. 141).

Гидроциклон (рис. 3.8) имеет цилиндрический корпус (диаметром от 8 до 700 мм), нижняя часть которого выполнена с углом конусности 10—20°. Высота цилиндрической части равна примерно 5 диаметрам гидроциклона.

Эти аппараты характеризуются простотой устройства и непрерывностью действия, обеспечивая сравнительно высокую степень разделения.

Несмотря на простоту конструкции, гидроциклоны характеризуются сложной гидродинамической обстановкой процесса разделения.

На схеме (рис. 3.8) показано, что в гидроциклоне (как и в циклоне) существуют два вращающихся потока — внешний и внутренний. Внешний поток вращается вдоль стенок



Рис. 3.8. Схема гидроциклона

конической части аппарата в направлении к нижнему выходному отверстию (к песочной насадке), вынося из аппарата наиболее крупные и плотные частицы твердой фазы. Внутренний поток имеет цилиндрическую форму (диаметр потока примерно равен диаметру погруженной части сливной трубы) и направлен снизу вверх, выводя из гидроциклона тонкодисперсные частицы, не успевшие выделиться во время движения из внешнего потока под действием центробежной силы. Большое значение для нормальной работы гидроциклонов имеет соотношение диаметров верхнего (d_a) и нижнего (d_n) выходных патрубков. Оптимальным считается отношение $d_a/d_n = 1,33 \div 1,66$.

Гидроциклоны обычно применяют для разделения суспензий с размерами частиц 10—150 мкм. Однако их можно использовать также для разделения нестойких эмульсий.

Мультигидроциклоны диаметром 5—20 мм соединяют в батареи (блоки) по 40—80 шт. для достижения необходимых производительности и степени очистки. С целью увеличения срока службы аппаратов их внутренняя поверхность футеруется камешным литьем, резиной и другими износостойкими материалами.

Гидроциклоны широко применяются для сгущения и разделения самых различных суспензий (на угле- и рудообогатительных фабриках, в целлюлозно-бумажном производстве, в производствах крахмала, сахара, катализаторов, для отделения кристаллов и т. д.) с широкими пределами исходной концентрации твердой фазы. Гидроциклоны малых диаметров используются для разгрузки осадка из осадительных центрифуг.

Гидроциклоны часто применяют в каскаде (например, из трех аппаратов) для получения нужной степени осаждения.

Степенью осаждения (в %) в гидроциклоне называют отношение массовых количеств твердой фазы в осадке ($G_{T(oc)}$) и в исходной суспензии ($G_{T(c)}$), отнесенных к 1 м³ жидкой фазы:

$$\varphi = (G_{T(oc)}/G_{T(c)}) 100, \quad (3.19)$$

где $G_{T(oc)} = G_{T(c)} - G_{T(ocв)}$; $G_{T(ocв)}$ — массовое количество твердой фазы в осветленной жидкости, отнесенное к 1 м³ жидкой фазы.

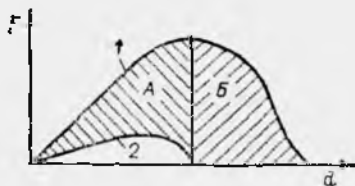
Следовательно, степень осаждения можно кроме формулы (3.19) выразить соотношением:

$$\varphi = [(G_{T(c)} - G_{T(ocв)})/G_{T(c)}] 100 = (1 - G_{T(ocв)}/G_{T(c)}) 100. \quad (3.20)$$

Твердая фаза реальной суспензии является полидисперсной, поэтому при расчете обычно вводят понятие о *предельном диаметре* твердой частицы $d_{пр}$. При этом полагают, что частицы размером $d > d_{пр}$ удаляются из аппарата с осадком, а размером $d < d_{пр}$ — с осветленной жидкостью (сливом),

Рис. 3.9. Кривые распределения $F(d)$ твердой фазы при центробежном разделении:

1 — кривая $F(d)$ для дисперсной фазы исходной суспензии; 2 — то же осветленной жидкости; заштрихованные площади соответствуют массовым долям частиц, уходящим с осветленной жидкостью (А) и с осадком (Б)



Величина предельного диаметра $d_{пр}$ определяется на основании формулы (3.13):

$$d_{пр} = \sqrt{\frac{18\omega_{огм}}{(\rho - \rho_c)\omega^2 R}}.$$

Количества твердой фазы в осадке и в осветленной жидкости определяют с помощью кривой распределения $F(d)$ (рис. 3.9).

Производительность гидроциклона можно определить по уравнению расхода при истечении жидкости из затопленного отверстия [см. уравнение (1.92)],

$$V_c = \alpha (\pi d^2/4) \sqrt{\Delta p / (\rho_c g)},$$

где α — коэффициент расхода; Δp — перепад давлений в гидроциклоне, отнесенный к скорости выхода осветленной жидкости или к скорости входа суспензии, d — диаметр входного патрубка.

Известно много эмпирических формул для расчета V_c , однако надежность их невелика, так как трудно определить коэффициенты сопротивления ξ , входящие в уравнение при Δp .

В случае приближенного расчета диаметр гидроциклона обычно принимают равным 6—8 диаметрам входного патрубка [диаметр входного патрубка определяют из уравнения производительности V_c (см. выше)]. Если диаметр получается большим, то вместо одного устанавливают несколько гидроциклонов меньшего диаметра, причем число небольших циклонов n (заменяющих один большой):

$$n = (D_0/D_m)^2,$$

где D_0/D_m — отношение диаметров большого и малого гидроциклонов.

3.3. ФИЛЬТРОВАНИЕ

Этот процесс разделения неоднородных систем (суспензий и газовых взвесей) осуществляется в аппаратах самых разнообразных конструкций, называемых фильтрами. Отличительной особенностью всех фильтров является наличие пористых перегородок, пропускающих сплошную и задерживающих дисперсную фазу.

Движущая сила процесса фильтрования — разность давлений в разделяемой суспензии и за фильтрующей перегородкой. Эта разность давлений расходуется на преодоление потоком

Рис. 3.10. Схема процесса фильтрации



гидравлического сопротивления слоя осадка и фильтрующей перегородки.

Разность давлений по обе стороны фильтрующей перегородки может быть создана: 1) массой столба

суспензии (Δp до 0,05 МПа); 2) вакуумированием (Δp до 0,05—0,09 МПа); 3) нагнетанием жидкостными насосами (Δp до 0,5 МПа); 4) подачей сжатого газа (Δp до 0,05—0,3 МПа).

Процесс фильтрации обычно не заканчивается разделением суспензии на осадок и фильтрат. Осадок часто (до удаления с фильтрующей перегородки) подвергается промывке другими жидкостями (для извлечения остатков фильтрата), продувке или подсушке.

На рис. 3.10 представлена схема процесса фильтрации, где $p_1 > p_2$ и движущая сила $\Delta p = p_1 - p_2$.

Фильтрующие перегородки

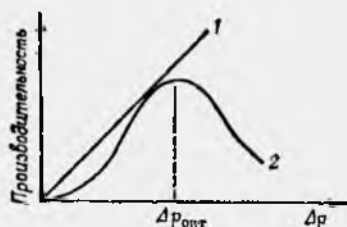
В качестве фильтрующих перегородок используют специальные ткани из волокон растительного (хлопчатобумажные — бельтинг, миткаль и др.), животного (шерсть), минерального (асбест) происхождения и из синтетических волокон (капрон, нейлон, капрон — лавсан и др.). В последнее время все шире начинают применять пористые металлические, керамические и металлокерамические фильтрующие перегородки. Применяют также слои песка, гравия и др.

Выбор фильтрующей перегородки обусловлен ее пористостью (размеры пор должны быть такими, чтобы частицы осадка задерживались на перегородке), химической стойкостью к действию фильтруемой среды, теплостойкостью при температуре фильтрации, достаточной механической прочностью (здесь следует учитывать конструкцию фильтра).

В качестве фильтрующей перегородки служит также слой образующегося на перегородке осадка.

Вспомогательные материалы, используемые при фильтрации: активные угли, измельченный асбест, диатомит, перлит и др. Их непосредственно добавляют к фильтруемой суспензии или предварительно намыывают тонким слоем на рабочую поверхность фильтра. Смешиваясь с образующимся осадком, эти материалы увеличивают пористость осадка и уменьшают его гидравлическое сопротивление. Кроме того, диатомит, перлит, активные угли и другие вещества обладают адсорбционными свойствами, благодаря чему способствуют осветлению продуктов, выходящих из фильтра с фильтратом.

Рис. 3.11. Зависимость производительности фильтра от движущей силы процесса фильтрации:
1 — несжимаемый осадок; 2 — сжимаемый осадок



Способы фильтрации

Осадок может выделяться из суспензии в виде слоя на фильтрующей перегородке или в самой перегородке, забивая ее поры. Различают: 1) фильтрацию с образованием осадка; 2) фильтрацию с забивкой пор.

Осадки, получаемые при фильтрации, могут быть несжимаемые и сжимаемые. Под *несжимаемыми* понимают такие осадки, в которых пористость (т. е. отношение объема пор к объему осадка) не уменьшается при увеличении разности давлений. Пористость *сжимаемых* осадков уменьшается, а их гидравлическое сопротивление потоку жидкой фазы возрастает с увеличением разности давлений. На рис. 3.11 изображена зависимость производительности фильтра от движущей силы процесса Δp . Производительность фильтра характеризуется количеством фильтрата (m^3), проходящего через единицу поверхности (m^2) фильтрующей перегородки в единицу времени. Для несжимаемых осадков производительность с увеличением Δp возрастает примерно по линейному закону, а для сжимаемых осадков сначала происходит увеличение производительности, а затем по мере уплотнения осадка наблюдается уменьшение производительности аппарата. Таким образом, для сжимаемых осадков существует оптимальная величина движущей силы, при которой производительность фильтра максимальна.

Фильтрацию ведут: 1) при постоянном перепаде давления Δp ; 2) с постоянной скоростью фильтрации $\Delta V/\Delta t$; 3) при одновременном изменении Δp и $\Delta V/\Delta t$.

Наиболее широко распространено фильтрацию с образованием слоя осадка, осуществляемое при постоянном перепаде давлений.

Уравнение фильтрации

Рассмотрим модель фильтра, в котором все каналы (поры) фильтрующей перегородки и осадка равноценны и фильтрат движется по этим каналам ламинарно. Тогда гидравлическое сопротивление прохождению фильтрата можно рассчитать по уравнению Гагена — Пуазейля:

$$\Delta p = 32L\mu\omega/d^2,$$

Здесь Δp — разность давлений (см. рис. 3.10); L — длина каналов осадка и фильтрующей перегородки; d — диаметр этих каналов; ω — скорость движения фильтрата в каналах; μ — вязкость фильтрата.

Обозначим: F — площадь фильтрующей перегородки, S — суммарное сечение всех ее пор.

Выразим S через долю общей площади фильтрующей перегородки: $S = aF$ или $F = S/a$, где $a < 1$ — доля от общей площади.

Умножим левую и правую части уравнения Гагена — Пуазейля на F и $d\tau$. Получим:

$$\Delta p F d\tau = \frac{32L\mu\omega}{d^2} \frac{S}{a} d\tau,$$

или можно записать

$$\Delta p d\tau = \frac{32L\mu}{d^2a} \frac{\omega S d\tau}{F},$$

где отношение $32\mu L/(d^2a)$ для данной суспензии — величина постоянная. Обозначим ее буквой R (сопротивление процесса фильтрования); $\omega S d\tau/F = dV$ — объем фильтрата, собираемый с 1 м^2 поверхности фильтрующей перегородки за промежуток времени $d\tau$.

Тогда уравнение фильтрования примет вид: $\Delta p d\tau = R dV$ или $dV/d\tau = \Delta p/R$. В отечественной литературе уравнение фильтрования обычно используется в общем виде:

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{\Delta p}{\mu (R_{oc} + R_{ф.п})}, \quad (3.21)$$

где учитываются отдельно сопротивление слоя осадка R_{oc} (в м^{-1}) и сопротивление фильтрующей перегородки $R_{ф.п}$ (в м^{-1}); μ — вязкость фильтрата (в $\text{Па} \cdot \text{с}$). Сопротивление фильтрующей перегородки включает сопротивление самой перегородки и сопротивление тонкого слоя осадка, оставшегося на перегородке.

Таким образом, скорость процесса фильтрования $dV/d\tau$ пропорциональна движущей силе Δp и обратно пропорциональна сопротивлению фильтрования R .

Сопротивление фильтрования можно представить как сумму сопротивлений, оказываемых осадком и фильтрующей перегородкой:

$$R = R_{oc} + R_{ф.п}. \quad (3.22)$$

Учитывая пропорциональность объема осадка и прошедшего через него фильтрата, можно записать:

$$R_{oc} = K'V. \quad (3.23)$$

Здесь K' — коэффициент пропорциональности; V — объем фильтрата, собранный с 1 м^2 фильтрующей поверхности за время от 0 до τ .

Аналогично можно выразить сопротивление фильтрующей перегородки:

$$R_{ф.п} = K'C, \quad (3.24)$$

где C — такой объем фильтрата, который, проходя через 1 м^2 фильтрующей перегородки, образует осадок, сопротивление которого будет равно сопротивлению фильтрующей перегородки.

Для данной фильтрующей перегородки это постоянная величина. С учетом введенных обозначений уравнение (3.21) можно записать в виде:

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{\Delta p}{K'(V+C)}. \quad (3.25)$$

Разделим переменные и проинтегрируем:

$$(V+C) dV = \frac{\Delta p}{K'} d\tau;$$

$$\frac{V^2}{2} + CV = \frac{\Delta p}{K'} \tau + C_1.$$

Постоянную интегрирования C_1 определим из начальных условий процесса: при $\tau = 0$ $V = 0$ и $C_1 = 0$.

Обозначим $2\Delta p/K' = K$, тогда уравнение фильтрования будет иметь вид:

$$V^2 + 2VC = K\tau. \quad (3.26)$$

Величины C и K в этом уравнении называют *константами фильтрования*.

Определение констант фильтрования

Константы фильтрования определяют экспериментально. Проводят опыты по разделению исследуемой суспензии на фильтре при постоянном Δp . Замеряют объемы фильтрата V и время τ , в течение которого собраны эти объемы. Дифференцируя уравнение фильтрования $V^2 + 2VC = K\tau$, получаем: $2V dV + 2C dV = K d\tau$. Преобразуем полученное уравнение, раз-

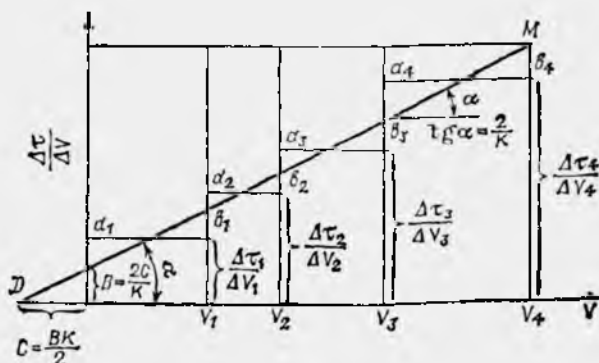


рис. 3.12. Экспериментальная зависимость $\Delta\tau/\Delta V = f(V)$ для определения констант фильтрования C и K уравнения (3.26)

делив все его члены на dV и K :

$$\frac{d\tau}{dV} = \frac{2}{K} V + \frac{2C}{K}.$$

Заменим производную $d\tau/dV$ отношением конечных разностей:

$$\frac{\Delta\tau}{\Delta V} \approx \frac{2}{K} V + \frac{2C}{K}.$$

Это уравнение выражает линейную зависимость между $\Delta\tau/\Delta V$ и V . Построив прямую по результатам проведенных опытов (рис. 3.12), можно определить $\operatorname{tg} \alpha = 2/K$, а отсюда значение K ; отрезок B на оси ординат равен $2C/K$, откуда получим значение C .

Константа C характеризует гидравлическое сопротивление фильтрующей перегородки, а константа K — режим процесса фильтрования (Δp), а также физические свойства осадка и жидкости.

Промывка осадков

На практике часто после фильтрования необходимо провести промывку осадка для удаления из него жидкости, входящей в состав суспензии. Примем, что гидравлические свойства промывной жидкости и фильтрата совпадают. Исходя из того, что промывная жидкость должна пройти осадок и фильтрующую перегородку, для расчета времени промывки воспользуемся уравнением (3.25), характеризующим скорость фильтрования. С учетом того, что $K' = 2\Delta p/K$ получим:

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{K}{2(V+C)}.$$

При условии, что осадок несжимаем, его высота и сопротивление постоянны, и тогда для процесса промывки $dV/d\tau = \text{const}$ и производную можем заменить отношением постоянных величин $V_{\text{пр}}/\tau_{\text{пр}}$. Таким образом, $V_{\text{пр}}/\tau_{\text{пр}} = K/[2(V+C)]$, откуда $\tau_{\text{пр}} = 2V_{\text{пр}}(V+C)/K$, где V — объем фильтрата, собранный за весь цикл фильтрования. Промывка — более длительный процесс, чем фильтрование.

Константа фильтрования K (в $\text{м}^2/\text{с}$), отнесенная к 1 м^2 фильтрующей поверхности, при $\Delta p = \text{const}$ связана с удельным сопротивлением осадка уравнением

$$K = 2 \Delta p / (\mu c r). \quad (3.27)$$

Здесь Δp — перепад давления на фильтре, Па; μ — динамический коэффициент вязкости фильтрата, Па·с; r — удельное сопротивление осадка (в расчете на 1 кг содержащегося в нем твердого сухого вещества), $\text{м}/\text{кг}$; c — масса сухого твердого вещества, отлагающегося на фильтре при прохождении через фильтрующую поверхность 1 м^3 фильтрата, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Величина c (в кг/м^3) может быть выражена через концентрацию фильтруемой суспензии x следующим образом: $c = \rho x / (1 - tx)$, где ρ — плотность фильтрата, кг/м^3 ; x — массовая концентрация твердой фазы в суспензии, кг/кг ; t — масса влажного осадка в расчете на 1 кг содержащегося в нем сухого вещества, кг/кг . При подстановке значения c в уравнение (3.27) получаем для константы K (в $\text{м}^2/\text{с}$):

$$K = 2 \Delta p (1 - tx) / (\mu r x \rho). \quad (3.28)$$

Если известна константа фильтрования K , то удельное сопротивление осадка r может быть найдено из уравнения (3.28), решенного относительно r (в м/кг сухого осадка): $r = 2 \Delta p (1 - tx) / (K \mu x \rho)$.

Константа фильтрования C (в $\text{м}^3/\text{м}^2$), характеризующая сопротивление фильтрующей перегородки (ткани) и отнесенная к 1 м^2 поверхности фильтра, при $\Delta p = \text{const}$ определяется следующим выражением:

$$C = r_{\text{тк}} / (r c) \quad (3.29)$$

или

$$C = r_{\text{тк}} (1 - tx) / (r x \rho). \quad (3.30)$$

где $r_{\text{тк}}$ — удельное сопротивление фильтрующей ткани (на 1 м^2 поверхности) м/м^2 ; r — удельное сопротивление осадка, м/кг .

Следовательно, если значение константы фильтрования C (в $\text{м}^3/\text{м}^2$) известно, то удельное сопротивление ткани может быть вычислено по формуле:

$$r_{\text{тк}} = C r x \rho / (1 - tx). \quad (3.31)$$

Количество сухого вещества G (в кг) в осадке, получаемом на фильтре, зависит от количества собранного фильтрата V , плотности фильтрата ρ , массовой доли твердой фазы в суспензии x , влажности осадка (выражаемой массовым отношением t) и может быть вычислено по формуле

$$G = V c = V \rho x / (1 - tx). \quad (3.32)$$

Концентрация твердой фазы в суспензии x в зависимости от плотности суспензии ρ_c выражается формулой

$$x = (\rho_c - \rho) \rho_{\text{тв}} / [(\rho_{\text{тв}} - \rho) \rho_c]. \quad (3.33)$$

где плотность суспензии

$$\rho_c = \frac{\rho (1 + n) \rho_{\text{тв}}}{\rho + \rho_{\text{тв}} n}. \quad (3.34)$$

В этих формулах x — массовая концентрация твердой фазы в суспензии, кг/кг ; ρ_c — плотность суспензии, кг/м^3 ; ρ — плотность жидкой фазы, кг/м^3 ; $\rho_{\text{тв}}$ — плотность твердой фазы, кг/м^3 ; n — масса жидкой фазы в суспензии на единицу массы твердой фазы ($T:Ж = 1:n$).

По формуле (3.34) можно вычислить и плотность влажного осадка, рассматривая его как концентрированную суспензию.

Основные конструктивные типы фильтров

По способу действия фильтры подразделяются на фильтры периодического и непрерывного действия; по способу создания разности давлений — на фильтры, работающие под вакуумом ($\Delta p = 0,06 \div 0,08$ МПа), и фильтры, работающие под давлением ($\Delta p = 0,3 \div 0,5$ МПа); по назначению — на фильтры для разделения суспензий и фильтры для очистки воздуха и промышленных газов (см. стр. 153); по роду фильтрующей перегородки — на фильтры с тканевой перегородкой, с несжимаемой зернистой перегородкой (песчаные, угольные и др.), с жесткой перегородкой (металлической сеткой, пористой керамикой и др.).

Из фильтров периодического действия наиболее широко применяют в химической промышленности нутч- или друк-фильтры, отличающиеся простотой устройства, а также песочные, патронные, дисковые фильтры и рамные и камерные фильтр-прессы (для разделения труднофильтруемых суспензий).

Из фильтров непрерывного действия часто используют вакуумные барабанные, ленточные, карусельные и многие другие фильтры.

Большое число типов и конструкций фильтров вызвано разнообразием разделяемых суспензий. Выбор фильтра, наиболее подходящего для заданных условий, осуществляется обычно по результатам экспериментальных исследований.

Нутч- и друк-фильтр представляют собой емкость с ложным перфорированным днищем, на котором закреплена фильтровальная ткань. Нижнее пространство нутч-фильтра подсоединяется к вакуумной системе через ресивер. Так как нижняя часть фильтра соединена с вакуумом, то между верхней и нижней частью фильтра создается разность давлений, под воздействием которой и происходит фильтрование. Осадок собирается на фильтрующей перегородке, а фильтрат — в сборнике. Толщина накапливаемого осадка оценивается в зависимости от его удельного сопротивления. Осадок удаляется вручную. Друк-фильтры (работающие под давлением) отличаются от нутч-фильтров большей скоростью фильтрования. Для облегчения выгрузки осадка в фильтрах ЕдГр и ЕГр сбоку или по центру фильтра при выгрузке работает мешалка. Нутч-фильтры применяют для разделения нейтральных, щелочных и кислых суспензий в малотоннажных производствах.

Рамный фильтр-пресс (рис. 3.13) состоит из чередующихся плит 2 и рам 1 одинаковых размеров, между которыми зажимается фильтрующая ткань 3.

Устройство плит и рам изображено на рис. 3.14. Суспензия подается под избыточным давлением по каналу, образованному отверстиями 5. Фильтрат проходит через ткань и по желобкам, имеющимся на поверхности плит, стекает вниз и выводится че-

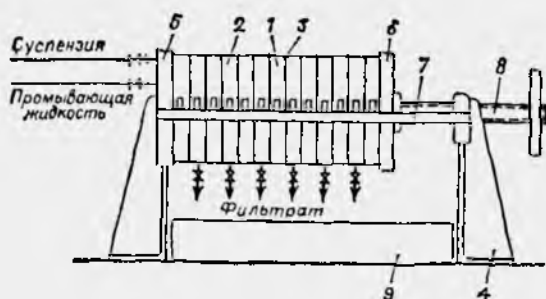


Рис. 3.13. Рамный фильтр-пресс:

1—рама; 2—плита; 3—фильтрующая ткань; 4—станина; 5—упорная плита; 6—подвижная концевая плита; 7—горизонтальная направляющая; 8—зажимной винт; 9—сборный желоб для фильтрата или промывочной жидкости

рез канал 4. Как и в любом фильтре периодического действия, скорость фильтрования уменьшается во времени, так как растет слой осадка. Процесс идет до тех пор, пока все пространство внутри рамы не будет заполнено осадком. Затем фильтрование прекращают и начинают промывку (если это требуется).

По окончании промывки отодвигают подвижную плиту 6 (см. рис. 3.13) при помощи зажимного винта 8, разъединяют плиты и рамы и удаляют осадок.

К достоинствам этих фильтров относятся большая поверхность фильтрования на единицу занимаемой ими площади и отсутствие движущихся частей в процессе эксплуатации. К недостаткам можно отнести необходимость ручного обслуживания.

Автоматизированный фильтр-пресс с горизонтальными камерами — это фильтр периодического действия, работающий под давлением. В конструкциях этого фильтра и рассмотренного ранее фильтр-пресса с вертикальными рамами есть определенное сходство, но в этом фильтре обеспечены более благоприятные условия для стадии фильтрования, так как направления силы тяжести и движения фильтрата совпадают, что дает возможность оседания частиц суспензии в гравитационном поле.

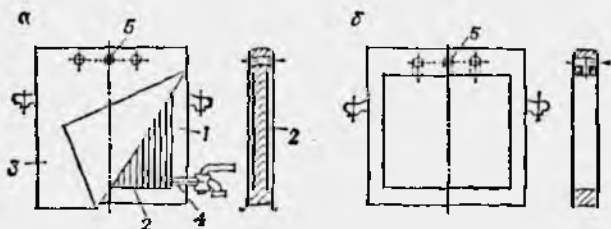


рис. 3.14. Плиты и рамы фильтр-пресса:

а—плита; б—рама; 1—гладкая поверхность плиты; 2—желобок; 3—фильтровальная ткань; 4—канал для удаления фильтрата и промывочной жидкости; 5—отверстия

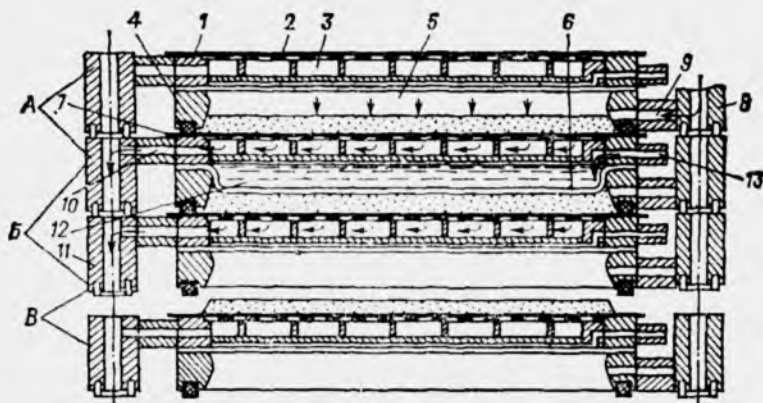


Рис. 3.15. Автоматизированный фильтр-пресс с горизонтальными камерами:

1—верхняя часть плиты; 2—перфорированный лист; 3—пространство для приема фильтрата; 4—нижняя часть плиты в виде рамы; 5—камера для суспензии и осадка; 6—эластичная водонепроницаемая диафрагма; 7—фильтровальная ткань; 8—коллектор для подачи суспензии, промывной жидкости, сжатого воздуха; 9, 10, 11—каналы; 12—пространство для воды.

Фильтровальные плиты этого фильтра показаны на рис. 3.15. Верхняя часть 1 каждой плиты покрыта перфорированным листом 2, под которым находится пространство 3 для приема фильтрата. Нижняя часть 4, выполненная в виде рамы, образует при сжатии плит камеру 5 для суспензии и осадка. Между верхней и нижней частями фильтровальных плит расположены эластичные водонепроницаемые диафрагмы 6. Фильтровальная ткань 7 размещается на перфорированном листе 2. В периоды фильтрования, промывки осадка и его продувки в камеры 5 поступают из коллектора 8 по каналам 9 последовательно суспензия, промывная жидкость и воздух (положение А). Фильтрат, обработанная промывная жидкость и воздух отводятся из фильтрата по каналам 10 в коллектор 11. Затем осадок отжимается диафрагмой 6, для чего в пространство 12 по каналам 13 подается вода под давлением (положение В). После отжатия осадка плиты раздвигаются, образуя щели, через которые осадок удаляется из фильтра (положение В).

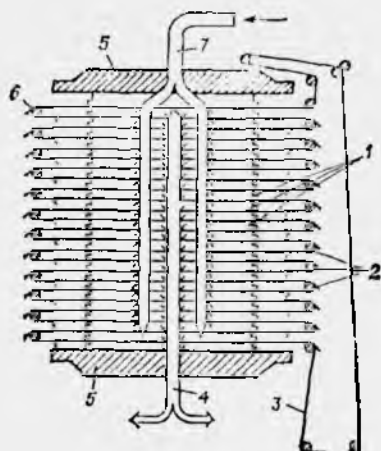


Рис. 3.16. Схема действия автоматизированного фильтр-пресса с горизонтальными камерами:

1—фильтровальные плиты; 2—направляющие рамки; 3—фильтровальная ткань; 4, 7—коллекторы; 5—опорные плиты; 6—ножи.

Рис. 3.17. Барабанный вакуум-фильтр с наружной поверхностью фильтрования:

1—барабан; 2—соединительная трубка; 3—распределительное устройство; 4—резервуар для суспензии; 5—качающаяся мешалка; 6, 8—полости распределительного устройства, сообщаемые с источником вакуума; 7—разбрызгивающее устройство; 9—бесконечная лента; 10—направляющий ролик; 11, 13—полости распределительного устройства, сообщаемые с источником сжатого воздуха; 12—нож для счема осадка

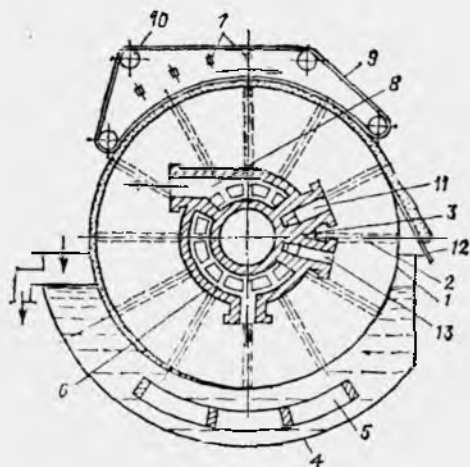


Схема автоматизированного фильтр-пресса с горизонтальными камерами показана на рис. 3.16. Цикл работы такого фильтра состоит из следующих операций:

сжатия плит, фильтрования, промывки осадка, его продувки, раздвигания плит, разгрузки осадка с одновременным перемещением ткани. Работа фильтра полностью автоматизирована. Основным преимуществом этих фильтров кроме автоматизации является развитая поверхность фильтрования, возможность при помощи диафрагмы регулировать толщину и влажность осадка. Кроме того, в конструкции фильтра предусмотрена возможность регенерации ткани в процессе работы.

Барабанный вакуум-фильтр (рис. 3.17) представляет собой аппарат непрерывного действия, работающий под вакуумом и отличающийся в основном противоположными направлениями силы тяжести и движения фильтрата. Фильтр имеет горизонтальный цилиндрический перфорированный барабан 1, который установлен при помощи цапф в подшипниках над корытом 4 так, что часть барабана погружена в суспензию, находящуюся в корыте. Барабан вращается вокруг своей оси. Поверхность барабана покрыта фильтрующей тканью. Под

Таблица 3.4

Сравнительные характеристики работы некоторых фильтров

Продукт	ФПАКМ		Рамный фильтр-пресс		Барабанный вакуум-фильтр	
	G	$\mu_{\text{кон}}$	G	$\mu_{\text{кон}}$	G	$\mu_{\text{кон}}$
Каолин	36—40	23—30	7—8	33—34	—	—
Оксид цинка	45	41	—	—	6—8	50
Органический краситель	1,3—1,5	62	0,15	78	—	—
Шлак угольный	80—100	20	8—9	22—24	—	—

Примечание. G—удельная производительность, кг/м²; $\mu_{\text{кон}}$ —конечная влажность осадка, % (по массе).

Характеристики некоторых фильтров, применяемых в химической промышленности

Фильтр	Тип фильтра	Площадь поверхности фильтрования, м ²	Масса фильтра в единицу фильтрующей поверхности, кг/м ²	Материал фильтра, соприкасающийся с обрабатываемой средой	Примеры применения
Вакуум-фильтры барабанные с наружной фильтрующей поверхностью	БОК	1; 3; 5; 10; 20	980—500	Сталь Х18Н10Т или Х17Н13М3Т	Бензойная кислота, гидроксид никеля (НІ), гидроксид алюминия, карбонат кальция и марганца, сульфат бария
	БОУ	1; 3; 5; 10; 20	1060—570	Углеродистая сталь, резина	
		5; 10; 20; 40	998—447	Углеродистая сталь	
Вакуум-фильтры барабанные для трудно-фильтрующихся и малоконцентрированных суспензий	БТР	30; 45	749, 665	Углеродистая сталь, гуммированная резиной 1751, 1752, 1976, и пластмасса	Метаниловая кислота в производстве диоксида титана, минеральное масло
Вакуум-фильтры барабанные герметизированные для легколетучих суспензий	БГК	0,25; 3	3100; 1012	Сталь Х18Н10Т, Х17Н13М2Т	Метанолевая суспензия в производстве диметилтерефталата
Вакуум-фильтры дисковые	ДУ	9; 18; 27; 34; 51; 68	493—175	Углеродистая сталь	Магнетитовый, медный молибденовый и другие концентраты. Баритовая суспензия, каолиновый шлам
	ДК	9; 18; 34; 51; 68	466—154	Сталь Х18Н10Т	
Вакуум-фильтры ленточные	Л	1,6; 2,5; 3,2; 10	2250—1581	Углеродистая сталь, сталь Х18Н10Т, сталь Х17Н13М3Т, сталь Х23Н28М3Д3Т, титановый сплав ВТ1-1	Экстракционная фосфорная кислота, борная кислота, бикарбонат натрия, вольфрамовая кислота
Фильтры патронные автоматизированные	ПА	2,5; 10	250; 125	Сталь Х18Н10Т	Раствор поливинилового спирта
Фильтры патронные и медленные	ППЦ	2,5; 3,6	173; 150	Сталь Х18Н10Т	—
Фильтр-прессы автоматические камерные	ФПАКМ	2,5; 5; 12,5; 25; 50	1910—468	Сталь Х18Н10Т, сталь Х17Н13М3Т, сталь 0Х23Н28М3Д3Т, титановый сплав ВТ1-0	Сточные воды химических производств
Фильтры емкостные герметизированные с механической разгрузкой	ЕГр	1,13	1120	Углеродистая сталь, сталь Х18Н10Т, титановый сплав ВТ1-0	Любые продукты в малотоннажных производствах
	ЕдГр	1,5	1710		

фильтрующей поверхностью создается разрежение, и фильтрат проходит через фильтрующую ткань. На поверхности фильтра остается осадок, снимаемый ножом 12. Для предотвращения осаждения твердых частиц в корыте оно снабжено качающейся мешалкой 5. Внутри барабана перегородками образованы отдельные секции, которые соединены трубками с каналами, проходящими через одну из цапф. Каналы соединены с переключющим устройством, называемым распределительной головкой. В головке размещены вращающаяся шайба, жестко закрепленная на цапфе барабана и имеющая столько же отверстий, сколько каналов имеет эта цапфа, и неподвижная шайба, закрепленная на станине фильтра. Неподвижная шайба имеет кольцевые прорези, сообщающиеся с соответствующими трубопроводами, по которым отводятся фильтрат и промывная жидкость, подводятся сжатый воздух для отдувки осадка перед ножом и пар для регенерации ткани (ниже ножа перед зоной фильтрования). Шайбы взаимно притерты и прижаты одна к другой.

Каждая фильтровальная камера фильтра за один оборот барабана последовательно проходит зоны фильтрования, подсушки осадка, промывки, вторую зону отдувки и зону пропарки. Таким образом, в каждой отдельной секции фильтрование протекает периодически, в целом же фильтр выдает фильтрат и осадок непрерывно.

В табл. 3.4 приведены сравнительные характеристики работы некоторых фильтров. Из нее следует, что наименьшая влажность осадков может быть получена на фильтр-прессе типа ФПАКМ.

Кроме фильтр-пресса ФПАКМ для разделения трудноразделяемых суспензий разработаны высокопроизводительные барабанные вакуум-фильтры со сходящим полотном (площадь поверхности фильтрования $F = 40 \text{ м}^2$).

В табл. 3.5 даны характеристики некоторых отечественных фильтров, применяемых в химической промышленности.

3.4. ЦЕНТРИФУГИРОВАНИЕ

В центробежном поле можно осуществлять оба важнейших процесса разделения неоднородных систем — осаждение и фильтрование.

Аппараты, в которых осуществляется центрифугирование, называют центрифугами. Основная часть любой центрифуги — вращающийся с высокой скоростью цилиндрический барабан — ротор (с перфорированными или сплошными стенками), внутрь которого подается суспензия. Суспензия вращается, и твердые частицы стремятся осесть с ускорением $\omega^2 R$, где ω — угловая скорость вращения, R — радиус вращения. Интенсивность разделения суспензии под действием центробежных сил

определяется фактором разделения $K_p = \omega^2 R / g$. Суспензия разделяется на осадок и осветленную жидкую фазу, называемую сливом (иногда — фугатом).

Давление фильтрования (в Па) при центрифугировании приближенно рассчитывается по формуле

$$\Delta p_{\text{ц}} = c / F, \quad (3.35)$$

Здесь $F = \pi d H$ — средняя поверхность фильтрования, м^2 ; c — центробежная сила, развиваемая при центрифугировании, Н:

$$c = M \omega^2 / R = M \omega^2 R \approx 20 M n^2 D, \quad (3.36)$$

где M — масса осадка и жидкости, находящиеся в барабане центрифуги, кг; ω — окружная скорость, м/с ; $2R \approx D$ — внутренний диаметр барабана центрифуги, м; ω — угловая скорость, $1/\text{с}$; n — частота вращения центрифуги, об/с ; H — высота барабана (или длина зоны фильтрования в центрифугах непрерывного действия), м.

Более точно давление фильтрования в центрифугах:

$$\Delta p_{\text{ц}} = 20 \rho_c n^2 (R_2^2 - R_1^2) = 5 \rho_c n^2 (D_2^2 - D_1^2), \quad (3.37)$$

где ρ_c — плотность суспензии, кг/м^3 ; $D_1 = 2R_1$ — диаметр внутреннего слоя жидкости, м; $D_2 = 2R_2$ — внутренний диаметр барабана центрифуги, м; n — частота вращения центрифуги, об/с .

Классификация промышленных центрифуг: по принципу работы — отстойные (или осадительные) центрифуги, фильтрующие центрифуги, сепараторы; по характеру работы — центрифуги периодического и непрерывного действия; по интенсивности центробежного поля (характеризуемого фактором разделения) — нормальные центрифуги с $K_p \leq 3000$ и сверхцентрифуги с $K_p > 3000$; по расположению вала — горизонтальные и вертикальные; по выгрузке осадка — с ручной и механизированной выгрузкой.

Рассмотрим конструкции некоторых центрифуг.

Отстойные центрифуги служат для осаждения частиц твердой фазы размером от 5 до 100 мкм из суспензий с концентрацией (по объему) твердой фазы до 40 %.

Простейшей является отстойная центрифуга периодического действия с ручной выгрузкой осадка и жесткой опорой вала.

Суспензия в такой центрифуге (рис. 3.18) загружается сверху в сплошной ротор, закрепленный на вертикальном валу. Осадок образуется на внутренней поверхности ротора, осветленная жидкость (слив) удаляется с помощью отводной трубки (на ходу). После удаления слива центрифугу останавливают, поднимают конус, закрывающий отверстие в днище ротора, и вручную выгружают осадок. Затем снова загружают в барабан суспензию.

Цикл работы центрифуги (его продолжительность) и рабочий объем барабана определяют производительность аппарата. Механизированная выгрузка осадка применяется при разделении суспензий с $c_{\text{тв}} \approx 5 \div 30$ % (по объему).

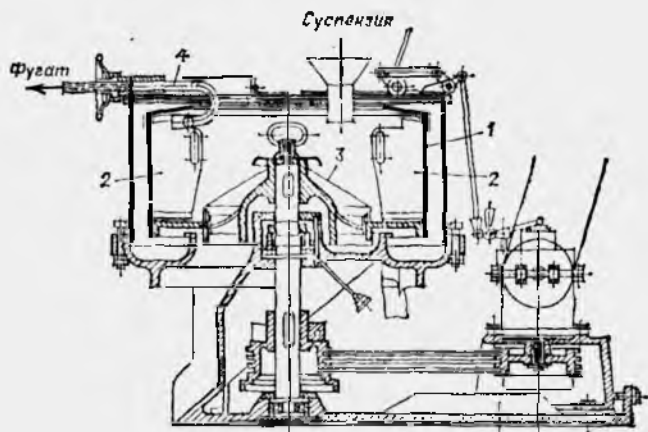


Рис. 3.18. Отстойная центрифуга периодического действия:
1—кожух; 2—барабан; 3—ступица; 4—разгрузка фугата

Схема отстойной центрифуги со шнековым устройством для удаления осадка представлена на рис. 3.19.

Суспензия подается через кольцевое пространство между наружной трубой 1 с отверстиями 6 и внутренней трубкой 13, предназначенной для подачи промывной жидкости. Через отверстия 10 суспензия поступает в зону между коническим ротором 11 со сплошными стенками и цилиндрическим основанием 7 шнека 5. Ротор находится в кожухе 12 и вращается в полых цапфах 2. Шнековое устройство вращается в цапфах, находя-

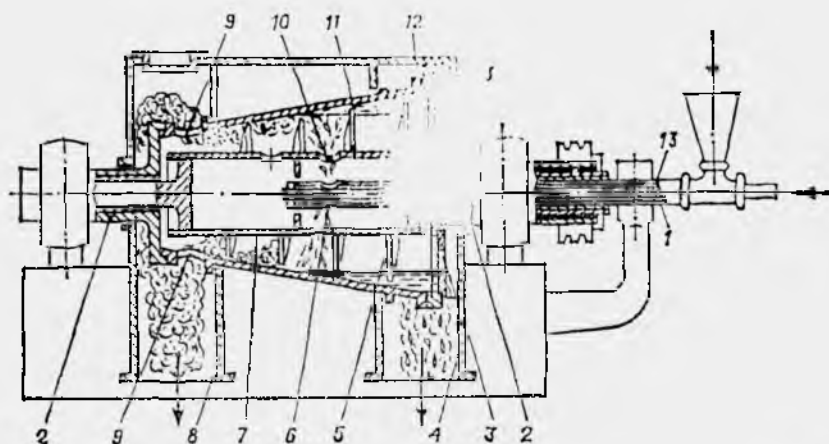
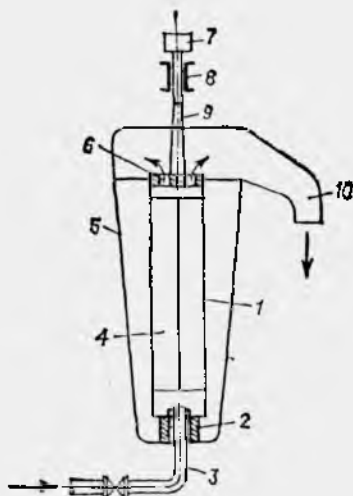


Рис. 3.19. Отстойная центрифуга со шнековым устройством для выгрузки осадка:
1—наружная труба; 2—полые цапфы; 3—отверстия для прохождения слива; 4—камера для слива; 5—шнек; 6, 10—отверстия для прохождения суспензии; 7—цилиндрическое основание шнека; 8—камера для осадка; 9—отверстия для прохождения осадка; 11—конический ротор со сплошными стенками; 12—кожух; 13—внутренняя трубка

Рис. 3.20. Трубчатая сверхцентрифуга:

1—ротор; 2—подпятник; 3—труба для подачи суспензии; 4—радиальные лопасти; 5—кожух; 6—отверстия; 7—шпинь; 8—опора; 9—шпиндель; 10—труба для отвода осветленной жидкости



щихся внутри цапф ротора, причем скорость вращения шнекового устройства на 1,5—2 % меньше скорости вращения ротора. Под действием центробежной силы твердые частицы суспензии отбрасываются к стенкам ротора, и осадок медленно перемещается (вследствие разности скоростей вращения ротора и шнека) к отверстию 9 в роторе для выгрузки осадка, который удаляется через камеру 8. Фугат отводится через отверстия 3 в камеру 4. Такие центрифуги применяются для разделения тонкодисперсных суспензий с большой концентрацией твердой фазы.

Производительность ($\text{м}^3/\text{с}$) центрифуг типа НОГШ по суспензии с учетом крупности разделения d (м) и диаметра «сливного цилиндра» $D_{\text{сл}}$ (м) можно рассчитать по эмпирической формуле:

$$V_c = 3,5 \frac{D_{\text{сл}}^2 L_{\text{сл}} (\rho - \rho_c) d^2 n^2}{\mu_c}, \quad (3.38)$$

где $L_{\text{сл}}$ — длина «сливного цилиндра», м; ρ , ρ_c — плотность твердых частиц и жидкости, соответственно, $\text{кг}/\text{м}^3$; n — частота вращения ротора центрифуги, $\text{об}/\text{с}$; μ_c — вязкость жидкости, $\text{Па} \cdot \text{с}$.

Трубчатые сверхцентрифуги (рис. 3.20) широко применяются для разделения суспензий с незначительным содержанием твердой фазы, а также для разделения эмульсий. Скорость вращения ротора у них достигает 45 000 $\text{об}/\text{мин}$, а фактор разделения $K_p = 15\,000$. В кожухе 5 расположен ротор 1 с глухими стенками, внутри которого имеются радиальные лопасти 4, препятствующие отставанию жидкости от стенок ротора при его вращении. Верхняя часть ротора жестко соединена с коническим шпинделем 9, который подвешен на опоре 8 и приводится во вращение при помощи шкива 7. В нижней части ротора расположен эластичный направляющий подпятник 2, через который проходит труба 3 для подачи суспензии. При движении суспензии в роторе вверх на стенках его оседают твердые частицы. Для лучшего разделения высота ротора трубчатых центрифуг должна в несколько раз превышать его диаметр. Осветленная жидкость отводится через отверстия 6 в трубу 10. По истечении определенного времени сверхцентрифуги

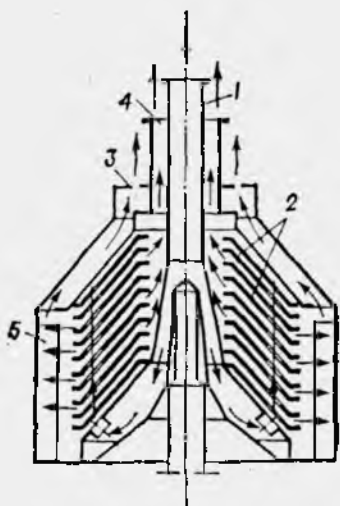


Рис. 3.21. Жидкостный сепаратор тарельчатого типа:

1—труба для подачи эмульсии; 2—тарелки; 3—отверстие для отвода более тяжелой жидкости; 4—кольцевой канал для отвода более легкой жидкости; 5—ребра

останавливают и удаляют осадок, накопившийся в роторе. Для разделения эмульсий применяют сверхцентрифуги, отличающиеся более сложным устройством верхней части ротора, что позволяет отдельно отводить расслоившиеся жидкости.

Жидкостные сепараторы являются отстойными сверхцентрифугами непрерывного действия с вертикальным ротором. Они предназначены для разделения эмульсий, а также для осветления жидкостей.

Схема жидкостного сепаратора тарельчатого типа представлена на рис. 3.21. Эмульсия подается по центральной трубе 1 в нижнюю часть ротора, откуда через отверстия в тарелках 2 распределяется тонкими слоями между ними. Более тяжелая жидкость, перемещаясь вдоль поверхности тарелок, отбрасывается центробежной силой к периферии ротора и отводится через отверстие 3. Более легкая жидкость перемещается к центру ротора и удаляется через кольцевой канал 4. Отверстия в тарелках располагаются ориентировочно по поверхности раздела между тяжелой и легкой жидкостями. Для того чтобы жидкость не отставала от вращающегося ротора, он снабжен ребрами 5.

Фильтрующие центрифуги применяют в тех случаях, когда нужно получить осадок с наименьшей влажностью и требуется промывка осадка. Суспензия поступает в перфорированный ротор. Осадок откладывается на внутренней стенке барабана, обтянутого сеткой или фильтрующей тканью.

Фильтрующие центрифуги периодического действия типа ФМБ и ФМД получили широкое распространение в химической промышленности. Их применяют в диапазоне массовых концентраций суспензий от 1 до 60 % для отделения частиц размером >10 мкм. Особенно удобны они для малотоннажных производств ($V_c < 5$ м³/ч).

Схема фильтрующей центрифуги с пульсирующим поршнем дана на рис. 3.22. Суспензия по трубе 1 поступает в узкую часть конической воронки 2, вращающейся с такой же скоростью, как и перфорированный ротор 10, покрытый изнутри металлическим щелевым ситом 9. Суспензия перемещается по внутренней поверхности воронки и постепенно приобретает скорость, почти

равную скорости вращения ротора. Затем суспензия отбрасывается через отверстия в воронке на внутреннюю поверхность сита в зоне перед поршнем 8. Под действием центробежной силы жидкая фаза проходит сквозь щели сита и удаляется из кожуха центрифуги по штуцеру 4. Твердая фаза задерживается на сите в виде осадка, который периодически перемещается к краю ротора при движении поршня вправо приблизительно на $1/10$ длины ротора. Осадок удаляется из кожуха через канал 3.

Поршень укреплен на штоке 6, находящемся внутри полого вала 7, который соединен с электродвигателем и сообщает ротору вращательное движение. Полый вал с ротором и шток с поршнем и конической коронкой вращаются с одинаковой скоростью. Направление возвратно-поступательного движения поршня изменяется автоматически. На другом конце штока насажен перпендикулярно оси диск 5, на противоположные поверхности которого попеременно воздействует давление масла создаваемое шестеренчатым насосом.

Такие центрифуги (типа ФГП) применяются для обработки грубодисперсных, легкоразделяемых суспензий с размером частиц > 100 мкм и объемной концентрацией не менее 20 %.

Центрифуги с пульсирующей выгрузкой осадка типа ФГП выпускают производительностью 1000—1500 кг/ч (ФГП-400), 1500—3000 кг/ч (ФГП-600) и 3000—6000 кг/ч (ФГП-800). Унос твердой фазы со сливом в них составляет от 0 до 15 %.

Выпускают также вертикальные (ФВШ) и горизонтальные (ФГШ) центрифуги со шнековой выгрузкой осадка для разде-

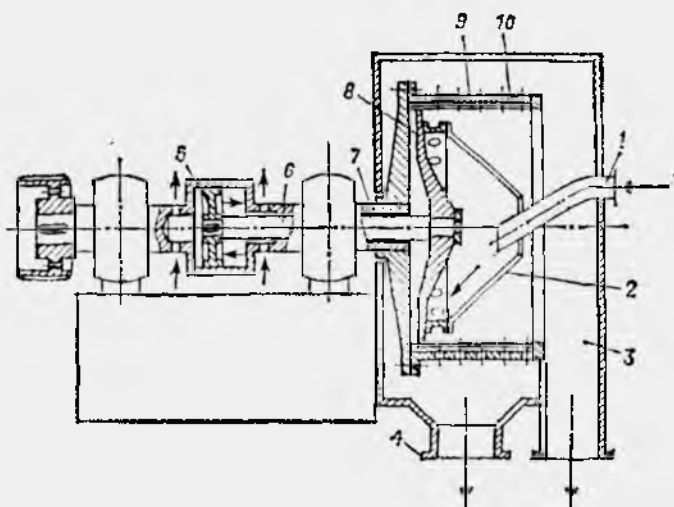


Рис. 3.22. Центрифуга с пульсирующим поршнем для выгрузки осадка:

1—труба для подачи суспензии; 2—коническая воронка; 3—канал для отвода осадка; 4—штуцер для удаления слива; 5—диск, перемещающийся возвратно-поступательно; 6—шток; 7—полый вал; 8—поршень; 9—металлическое щелевое сито; 10—перфорированный ротор

ления суспензий с диаметром частиц $d > 150$ мкм. Центрифуги типа ФГП и ФВШ могут применяться при разделении концентрированных суспензий в крупнотоннажных производствах, обеспечивая низкую конечную влажность осадка (до 2 и 5 %). Если объемная концентрация твердой фазы менее 10 %, то перед центрифугой необходимо устанавливать сгуститель.

3.5. УЛЬТРАФИЛЬТРОВАНИЕ И ОБРАТНЫЙ ОСМОС

Ультрафильтрация заключается в пропускании растворов под давлением через полупроницаемые мембраны. Специально изготовленные (например, на основе ацетата целлюлозы или полиэтилентерефталатных пленок) пористые мембраны должны отвечать следующим требованиям: 1) избирательно пропускать одни компоненты смеси, задерживая другие; 2) обладать высокой разделяющей способностью (селективностью); 3) иметь высокую проницаемость (удельную производительность); 4) устойчиво сопротивляться действию разделяемой среды (и микроорганизмов); 5) иметь высокую механическую прочность и постоянные технические характеристики (не изменяющиеся существенно в процессе эксплуатации мембран); 6) не содержать токсичных веществ; 7) иметь сравнительно невысокую цену.

Механизм ультрафильтрации может быть представлен следующим образом: поры мембраны достаточно велики для пропускания молекул растворителя, но слишком малы для пропускания растворенных веществ.

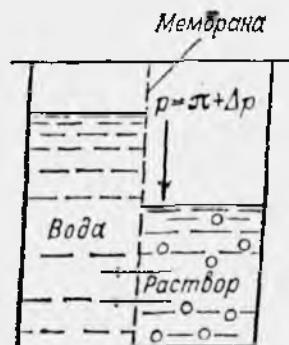
Обратный осмос. Ультрафильтрация и обратный осмос отличаются от обычного фильтрования тем, что при их осуществлении получают два раствора, один из которых содержит большее количество растворенного вещества. В этом случае для нормальных условий работы недопустимо накопление осадка на поверхности мембраны.

Отличие обратного осмоса от ультрафильтрации выражено на практике не очень ярко: обратным осмосом называют способ концентрирования данного раствора (включая все растворенные компоненты) или способ выделения чистого растворителя из раствора, тогда как ультрафильтрация является способом концентрирования высокомолекулярных веществ (с молекулярной массой ≥ 500) с одновременной их очисткой от низкомолекулярных веществ.

При ультрафильтрации и при обратном осмосе необходимо преодолевать осмотическое давление π разделяемого раствора, потому что растворитель переносится в направлении, обратном увеличению концентрации растворенного компонента, удерживаемого мембраной.

Схема обратного осмоса на примере концентрирования водного раствора приведена на рис. 3.23. Самопроизвольный переход растворителя (воды) в раствор, находящийся под давле-

Рис. 3.23. Схема процесса обратного осмоса:
 π — осмотическое давление; Δp — создаваемый перепад давлений



нием p_1 , через полупроницаемую мембрану прекращается, как только осмотическое давление достигает давления p_1 и наступит равновесие ($p_1 \approx \pi$). Создание избыточного давления $p = \pi + \Delta p$ приводит к обратному переходу растворителя (воды) из раствора через мембрану, т. е. к обратному осмосу.

Величина *осмотического давления* π (в Па) раствора прямо пропорциональна его температуре и концентрации и обратно пропорциональна молекулярной массе растворенного компонента:

$$\pi = iRTx/M. \quad (3.39)$$

где $i = 1 + \alpha$ — коэффициент Вант-Гоффа; α — степень диссоциации растворенного вещества; R — газовая постоянная; T — температура раствора, К; x — концентрация растворенного вещества, кг/м³; M — молярная масса растворенного вещества, кг/моль.

Уравнение (3.39) известно как *уравнение Вант-Гоффа*. Расчет по этому уравнению показывает, что величина осмотического давления для растворов различных веществ колеблется в очень широких пределах.

Таким образом, при разделении растворов низкомолекулярных веществ необходимо преодолевать значительное осмотическое давление, а при ультрафильтрации (когда $M \geq 500$) осмотическое давление обычно находится в пределах 0,3—1 МПа.

Селективность мембраны ϕ (в %) можно рассчитать по формуле:

$$\frac{x_1 - x_2}{x_1} 100 = \left(1 - \frac{x_2}{x_1}\right) 100, \quad (3.40)$$

где x_1 и x_2 — массовая концентрация растворенного вещества в исходной смеси и в фильтрате, %.

Пористость мембраны можно найти с помощью уравнения Пуазейля, по которому расход жидкости, протекающей через капилляр:

$$V = \pi \Delta p d^4 / (128 \mu l). \quad (3.41)$$

Здесь Δp — перепад давления в капилляре; d — диаметр капилляра; l — длина капилляра; μ — динамический коэффициент вязкости жидкости.

В предположении, что поры мембраны имеют цилиндрическую форму и одинаковое сечение, расположены перпендикулярно поверхности мембраны, толщиной δ (м) и площадью F (м²) при числе пор n на 1 м², уравнение (3.41) примет вид:

$$V = wnF = \pi d_{cp}^4 \Delta p n F / (128 \mu \delta).$$

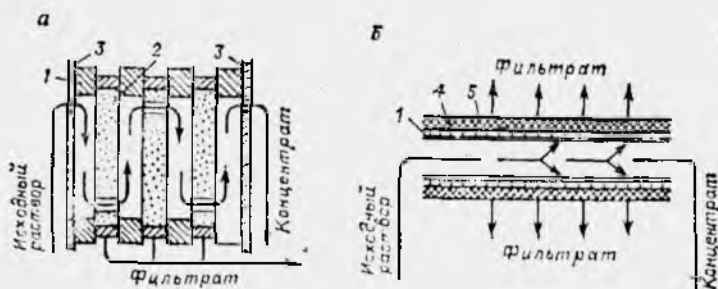


Рис. 3.24. Схема работы фильтровальных элементов аппаратов мембранного разделения: а — с плоскими камерами; б — трубчатый элемент; 1 — мембраны; 2 — дренаж; 3 — фланцы; 4 — пористая подложка; 5 — перфорированная труба

Если выразить пористость мембраны

$$\beta = \pi d_{\text{ср}}^2 n / 4,$$

то общий расход фильтрата

$$V = \beta F \Delta p d_{\text{ср}}^3 / (32 \mu \delta). \quad (3.42)$$

Из уравнения (3.42) можно получить средний диаметр пор $d_{\text{ср}}$ (в м):

$$d_{\text{ср}} = \sqrt{32 V \mu \delta / (\beta F \Delta p)}. \quad (3.43)$$

Общая пористость β (в %) мембраны может быть рассчитана по плотности:

$$\beta = 100 (\rho - \rho_1) / \rho, \quad (3.44)$$

где ρ — плотность материала мембраны, кг/м³; ρ_1 — плотность мембраны, определяемая взвешиванием определенного ее объема (с порами), кг/м³.

Величина пористости мембраны, а также форма и длина пор влияют на ее проницаемость. Проницаемость (удельную производительность) мембраны [в м³/(м²·с)] выражают через объем V фильтрата, полученный с единицы рабочей площади F мембраны в единицу времени τ , т. е. в соответствии с законом Дарси:

$$\omega = \Delta p / (h_{\text{ос}} r), \quad (4.45)$$

где $\omega = V/(F\tau)$ — скорость фильтрования; Δp — перепад давлений на фильтре; $h_{\text{ос}}$ — высота слоя осадка; r — сопротивление слоя осадка, отнесенное к единице его высоты¹⁾.

Разделение с помощью мембран требует затрат энергии только на продавливание раствора через мембрану (нет процессов фазового превращения). Поэтому расход энергии, например, на опреснение морской воды методом обратного осмоса примерно в 10 раз ниже расхода энергии на опреснение перегонкой.

На рис. 3.24 показана схема работы фильтровальных элементов промышленных аппаратов мембранного разделения. На

¹⁾ $(h_{\text{ос}} r)$ — величина сопротивления слоя осадка.

рис. 3.24, *а* приведена схема аппарата с плоскими камерами, состоящими из пакетов фильтровальных элементов, стянутых болтами. Раствор последовательно проходит через все фильтровальные элементы и концентрируется. На рис. 3.24, *б* изображен трубчатый фильтровальный элемент. Такие элементы собирают в цилиндрическом кожухе, как трубы в кожухотрубчатом теплообменнике.

Промышленные аппараты для обратного осмоса и ультрафильтрации рассчитывают на определенную рабочую поверхность. Они должны быть простыми в сборке, так как мембраны периодически подлежат замене.

3.6. ОЧИСТКА ГАЗОВ ОТ ПЫЛИ

Промышленные газы (а также воздух) очищают от взвешенных в них частиц: 1) осаждением под действием сил тяжести; 2) осаждением под действием центробежных, электрических и других сил; 3) фильтрованием; 4) промыванием (мокрая очистка). В табл. 3.2 приведены примеры разделения неоднородных систем под воздействием движущих сил различной природы.

Осаждение пыли под действием силы тяжести

Осаждение пыли под действием силы тяжести осуществляется в различных аппаратах периодического или полунепрерывного действия, в которых происходит изменение направления и скорости потока газовой взвеси. Примерами таких аппаратов являются отстойный газоход, пылеосадительная камера (рис. 3.25).

Запыленный газ поступает в камеру 1, внутри которой установлены на расстоянии 40—100 мм горизонтальные полки (перегородки) 3. Частицы пыли оседают на полках, а газ огибает вертикальную отражательную перегородку 2 и удаляется из камеры.

Пылеосадительные камеры предназначены для грубой (50—100 мкм) очистки газовых потоков от пыли. Достигаемая

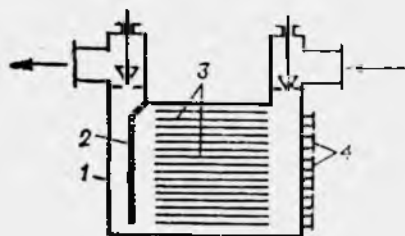


Рис. 3.25. Пылеосадительная камера:

1 — камера; 2 — отражательная перегородка; 3 — полки; 4 — люки для удаления пыли

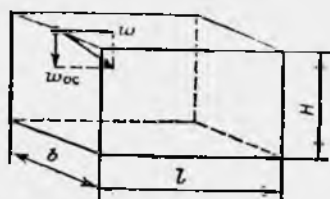


Рис. 3.26. К определению производительности пылеосадительной камеры

степень очистки не превышает 40—50 %. Степень очистки:

$$\eta = (c_n - c_k)/c_n, \quad (3.46)$$

где c_n и c_k — начальная и конечная концентрации пыли в газе.

Для расчета пылеосадительных камер необходимо установить связь между расходом запыленного газа, скоростью осаждения и геометрическими размерами камеры. Рассмотрим прямоугольный канал (рис. 3.26). Чтобы частица пыли, попадая в камеру, успела осесть, время ее пребывания в камере $\tau_{пр}$ должно быть равно или больше времени ее осаждения $\tau_{ос}$:

$$\tau_{пр} = l/w; \quad \tau_{ос} = H/\omega_{ос}, \quad (3.47)$$

где w — скорость газа; $\omega_{ос}$ — скорость осаждения.

Предельным случаем, когда частица еще успевает осесть в камере, является равенство $\tau_{пр} = \tau_{ос}$ или $l/w = H/\omega_{ос}$.

Скорость газа в камере можно выразить через секундный расход (производительность) и площадь сечения (по уравнению расхода): $w = V/(bH)$, тогда $lbH/V = \frac{H}{\omega_{ос}}$ или $V = \omega_{ос}lb$.

Произведение $lb = F_{ос}$ представляет собой площадь осаждения, и, следовательно, производительность отстойного аппарата равна произведению скорости осаждения на площадь осаждения:

$$V = \omega_{ос}F_{ос}, \quad (3.48)$$

т. е. производительность пылеосадительных камер не зависит от их высоты, а определяется площадью осаждения.

Кроме пылеосадительных камер часто применяют жалюзийные пылеуловители инерционного типа с большим количеством щелей (жалюзи). Скорость газа на входе в аппарат — 10—15 м/с. Гидравлическое сопротивление — 100—400 Па (10—40 мм вод. ст.).

Разделение неоднородных пылегазовых систем под действием центробежных сил

Эффективность центробежного разделения неоднородных систем характеризуется *центробежным критерием Фруда*, представляющим соотношение центробежной силы и силы тяжести:

$$Fr_n = \frac{G_n}{G_T} = \frac{m\omega^2/r}{mg} = \frac{\omega^2}{rg}.$$

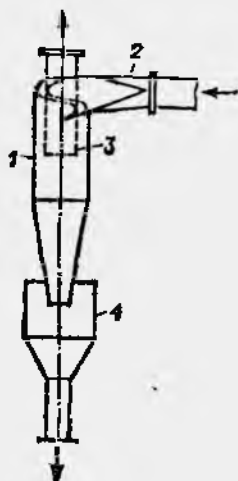
Здесь ω — скорость потока (газа или жидкости); r — радиус аппарата; g — ускорение свободного падения.

Величина Fr_n часто называется *фактором разделения* и обозначается K_p (см. стр. 122).

Циклоны. Эти аппараты широко применяют для разделения неоднородных систем газ—твердое тело под действием центробежной силы (рис. 3.27). Циклон имеет цилиндрический кор-

Рис. 3.27. Схема циклона:

1—корпус; 2—входной патрубок; 3—выхлопная труба; 4—пылесборный патрубок



пус 1 с коническим дном. Пылегазовая система вводится в циклон тангенциально через патрубок 2 со значительной скоростью (20—25 м/с), при этом прямолинейное движение газового потока преобразуется во вращательное. Поток запыленного газа движется в циклоне вниз по спирали. Частицы пыли, как более тяжелые, прижимаются к внутренней поверхности циклона и сползают вниз через патрубок 4 в пылесборник, который соединен с этим патрубком. Газ, дойдя до конца конической части циклона и не найдя выхода (пылесборник закрыт), меняет направление, закручивается по меньшему радиусу и выходит по трубе 3.

Несмотря на то, что циклоны широко применяются в промышленности, идущий в них процесс разделения неоднородных систем до сих пор недостаточно исследован из-за сложности гидродинамической обстановки. Поэтому выбор циклонов, опирается, в основном, на эмпирические данные. С точки зрения гидравлики, циклон представляет собой некоторое местное сопротивление, и гидравлическое сопротивление циклона можно представить как долю скоростного напора газового потока:

$$\Delta p = \xi \frac{\rho w_{\phi}^2}{2},$$

где w_{ϕ} — фиктивная скорость газа, отнесенная к полному поперечному сечению цилиндрической части циклона.

Фиктивную скорость газа определяют по формуле:

$$w_{\phi} = \sqrt{2 \Delta p / (\xi \rho)}.$$

Значения ξ и $\Delta p / \rho$ имеются в справочной литературе (опытные данные для циклонов различных конструкций). Затем определяют диаметр цилиндрической части циклона из уравнения расхода:

$$D = \sqrt{V / (0,785 w_{\phi})}, \quad (3.49)$$

где V — расход газа, м³/с.

Все остальные размеры стандартизированы в зависимости от D .

Отличительной особенностью циклонов НИИОГАЗ является наклонный патрубок для поступающего газа. Широко применяются три типа этих циклонов: 1) с углом 24°, (ЦН-24) — обеспечивает повышенную производительность при наименьшем

Значения коэффициентов гидравлического сопротивления ξ для циклонов

Тип циклона	Без улитки на выходной трубе		С улиткой на выходной трубе	
	$\xi_{\text{вх}}$	$\xi_{\text{общ}}$	$\xi_{\text{вх}}$	$\xi_{\text{общ}}$
ЦН-11	6,1	150	5,2	210
ЦН-15	7,6	160	6,7	140
ЦН-15у	8,2	170	7,5	160
ЦП-24	10,9	80	12,5	90
СИОТ	6,0	—	4,2	—
ВЦПИИОТ	10,5	—	10,4	—
ЛИОТ	4,2	460	3,7	411
СДК-ЦН-33	20,3	600	31,3	920
СК-ЦН-34	24,9	1270	30,3	1540

гидравлическом сопротивлении, предназначен для улавливания крупной пыли; 2) с углом 15° (ЦП-15) — обеспечивает хорошую степень улавливания при сравнительно небольшом гидравлическом сопротивлении; 3) с углом 11° (ЦП-11) — обеспечивает повышенную эффективность и рекомендуется в качестве унифицированного пылеуловителя.

В табл. 3.6 приведены значения коэффициентов гидравлического сопротивления ξ для циклонов. Величина гидравлического сопротивления высокопроизводительных циклонов составляет примерно 1080 Па.

Циклоны применяют для очистки запыленных газовых потоков ($V > 20\,000 \text{ м}^3/\text{ч}$) с содержанием твердой фазы до $400 \text{ г}/\text{м}^3$.

Батарейные циклоны. В промышленности обычно применяются одиночные циклоны с D до 1 м. Если требуются большие производительности по газу (V до $140 \text{ м}^3/\text{с}$), то используют батарейные циклоны (рис. 3.28), состоящие из параллельно работающих циклонных элементов (d до 250 мм), смонтированных (n до 120) в общем корпусе. Во все такие элементы одновременно сверху подается запыленный газ, который, проходя по винтовым лопастям (или другому устройству), закручивается. Эти лопасти закреплены на выводных трубах циклонов. Процесс разделения осуществляется, как и в одиночном циклоне, под действием центробежной силы (содержание пыли в потоке $< 250 \text{ г}/\text{м}^3$, размер частиц от 10 мкм и выше).

Степень очистки газа в циклонах зависит от величины фактора разделения $K_p = \omega^2/(rg)$. Из этого выражения следует, что степень очистки газа в циклонах может быть повышена либо путем уменьшения радиуса r вращения потока запыленного газа, либо путем увеличения скорости газа ω . Однако повышение скорости газа вызывает значительное возрастание гидравлического сопротивления циклона и увеличение турбулентности газового потока, ухудшающей очистку газа от пыли. Уменьше-

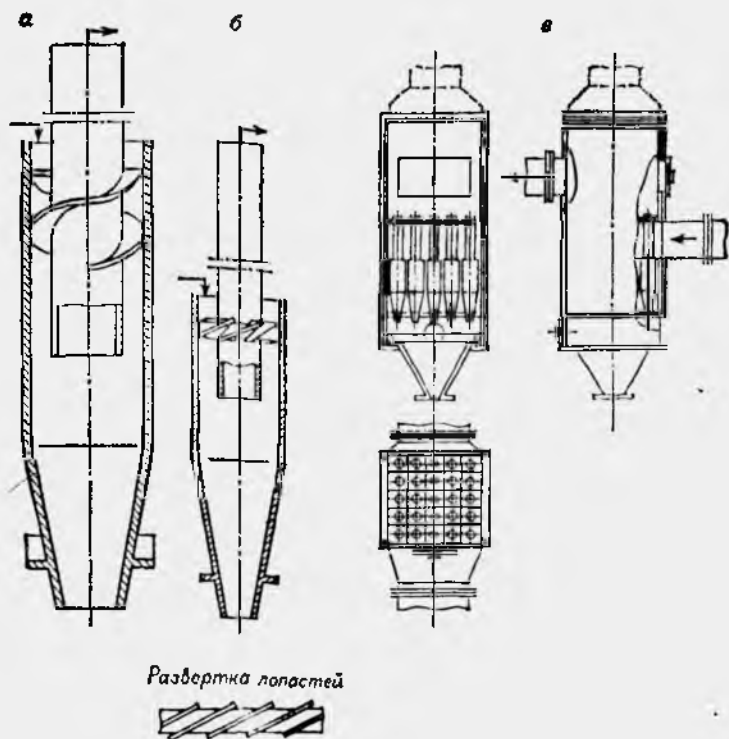


Рис. 3.28. Батарейные циклоны (а—г)

ние радиуса циклона приводит к снижению его производительности. Поэтому часто для очистки больших количеств запыленного газа применяют батарейные циклоны (см. рис. 3.28). Их элементы имеют небольшие диаметры, что улучшает степень очистки при заданной производительности.

Фильтрация газов

При очистке фильтрованием газы, содержащие взвешенные твердые частицы, проходят пористые перегородки, пропускающие газ и задерживающие на своей поверхности твердые частицы. К числу наиболее широко применяемых фильтров относятся рукавные фильтры (рис. 3.29). Запыленный газ нагнетается вентилятором 13 через входной газоход 1 в камеру 9, затем проходит через рукава 7 (обычно $d = 200$ мм и $l = 3 \div 8$ м), нижние концы которых закреплены на патрубках распределительной решетки 8. Пыль осаждается в порах ткани, а очищенный газ проходит через дроссельный клапан 3 в выпускную трубу 4 и удаляется из аппарата. При помощи распределительного механизма, установленного на крыше камеры, отдельные

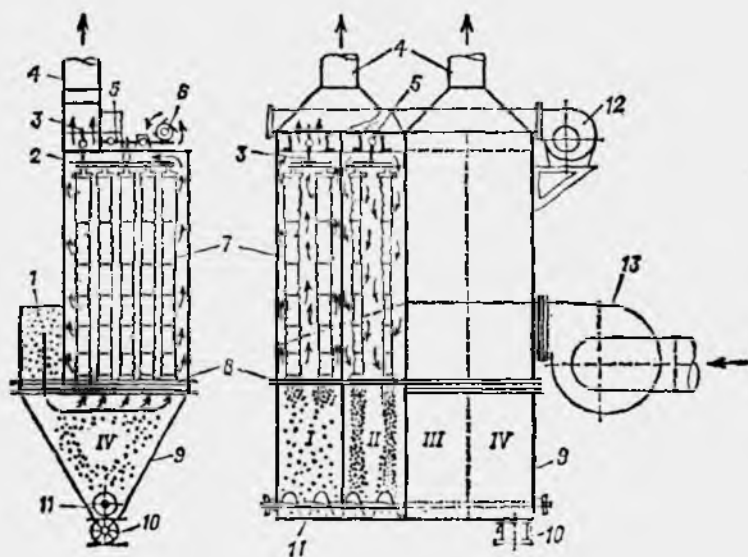


Рис. 3.29. Рукавный фильтр с механическим встряхиванием:

1—IV — секция фильтра; 1 — входной газопровод; 2 — рама; 3, 5 — дроссельные клапаны; 4 — выхлопная труба; 6 — встряхивающий механизм; 7 — рукава; 8 — распределительная решетка; 9 — камера; 10 — шиловый затвор; 11 — шнек; 12, 13 — вентиляторы

секции фильтра через определенные промежутки времени (5—10 мин) отключаются (на 20—30 с) для очистки ткани от накопившейся пыли. На рис. 3.29 справа показан момент, когда работают три секции фильтра (I, III, IV), а секция II очищается от пыли. В каждой секции 12—25 рукавов. Гидравлическое сопротивление $\Delta p \approx 1000$ Па. Температура газа — не выше $60-65^\circ\text{C}$.

При переключении секции на очистку закрывают клапан 3 и открывают клапан 5, через который вентилятором 12 по коллектору нагнетается воздух, который движется в направлении, обратном движению запыленного газа. Одновременно с продувкой осуществляют механическое встряхивание рукавов, для чего специальным механизмом 6 приподнимают и опускают раму 2, к которой подвешены концы рукавов. Пыль падает в камеру 9 и выгружается шнеком 11 через затвор 10. Последовательность и продолжительность отдельных стадий работы фильтра регулируется с помощью автоматических устройств. Эта конструкция пригодна для очистки больших потоков запыленного газа. Для рукавных фильтров характерна высокая степень обеспыливания газа (до 5 мг/м^3). Их недостатком является большой износ рукавов.

Кроме рукавных фильтров для фильтрования малозапыленных газовых потоков ($1-5 \text{ мг/м}^3$) используют фильтры с полужесткими фильтрующими перегородка-

ми, которые состоят из набора круглых и прямоугольных элементов, собранных в одном корпусе. Каждый элемент состоит из двух перфорированных дисков или пластин, между которыми помещен слой фильтровального материала (шлаковая вата, стекловолокно¹⁾, металлическая стружка). Гидравлическое сопротивление фильтра — 500—1000 Па при скорости фильтруемого газа 0,15—1,0 м/с.

Фильтрующие перегородки из тонких полимерных волокон (например, из перхлорвинила) в фильтрах Петрянова отличаются высокой прочностью и стойкостью и находят широкое применение в промышленности для тонкой и сверхтонкой очистки газов от аэрозолей. Для тонкой очистки газов (диаметр улавливаемых твердых частиц $< 0,5$ мкм) применяют также керамические фильтры, аналогичные по действию патронным фильтрам, используемым для разделения суспензий. Регенерация таких фильтров от осевшей пыли осуществляется обратной продувкой сжатым воздухом. Гидравлическое сопротивление таких фильтров — приблизительно 1000 Па.

Очистка газов в электрофильтрах

Электроочистка применяется для выделения мелкой пыли из газовых потоков, которую нельзя осадить другими способами. Электрическая очистка основана на ионизации молекул газа электрическим разрядом. Запыленный газ пропускается через неоднородное электрическое поле, образовавшееся двумя электродами, к которым подведен постоянный электрический ток высокого напряжения ($U = 35\,000 \div 70\,000$ В). Катод обычно выполняют в виде проволоки, а анод — в виде трубы или пластин (рис. 3.30). Расстояние между электродами составляет 100—200 мм. При такой форме электродов образуется неоднородное электрическое поле, поскольку поверхность катода значительно меньше поверхности анода. У катода имеет место сгущение силовых линий и образуется ионизированный слой газа. Внешним признаком ионизации является свечение слоя газа или образование «короны» у катода. Поток электронов направляется к аноду, по пути сталкиваясь и оседая на встречных частицах пыли, заряжает их. Частицы, получившие отрицательный заряд, перемещаются к аноду и оседают на нем. При возникновении «короны» образуются ионы обоих знаков и свободные электроны. Под действием электрического поля положительные ионы движутся к коронирующему электроду — катоду и нейтрализуются на нем. Достигается высокая степень очистки — 95—99 %. Скорость газа в трубчатых электрофильтрах (рис. 3.31) составляет 0,75—1,5 м/с, в пластин-

¹⁾ Допустима температура газа порядка 275 °С.

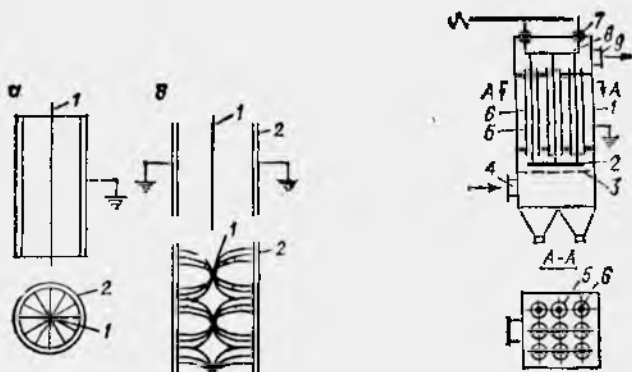


Рис. 3.30. Формы электродов электрофильтра:

a—трубчатые; *б*—пластинчатые; 1—коронирующий электрод; 2—осадительный электрод

Рис. 3.31. Электрофильтр:

1—камера; 2, 3—рамы; 3—распределительная решетка; 4, 9—штуцеры для газа; 5—осадительные электроды; 6—коронирующие электроды; 7—изоляция

ч а т ы х — 0,5—1,0 м/с. Электрофильтры рассчитаны на широкий диапазон температур газа (от -20 до $+500^{\circ}\text{C}$) и давлений.

Мокрая очистка газов

Мокрую очистку применяют для тонкой очистки газов от пыли (а также в случаях, когда пылеочистка совместима с адсорбцией вредных примесей). Такая очистка эффективна тогда, когда допустимы увлажнение и охлаждение очищаемого газа, а отделяемые твердые частицы хорошо смачиваются водой и не представляют ценности. Простейшими аппаратами для мокрой очистки являются скрубберы (рис. 3.32)—колонные аппараты с насадкой. Снизу подается запыленный газ, сверху насадка орошается водой. Вода выводится снизу в виде суспензии. Гидравлическое сопротивление колонны с насадкой невелико—300—800 Па. Начальная запыленность очищаемого газа—5—6 г/м³. Очищенный газ отводится в верхней части скруббера. Степень очистки, которая достигается в таких аппаратах,—75—85 %.

Для тонкой очистки газов от пыли применяют также скрубберы Вентури (рис. 3.33). Запыленный газ через конфузор 1 трубы Вентури попадает в горловину 2, где его скорость достигает 60—150 м/с. Через отверстия 3 под избыточным давлением (0,03—0,1 МПа) в горловину вводится жидкость, которая, сталкиваясь с газовым потоком, распыляется на мелкие капли. При соударениях с частицами пыли капли, поглощая их, укрупняются. Эти капли вместе с газом проходят диффузор 4, где скорость потока снижается до 20—25 м/с, и попадают в циклонный сепаратор 5. В циклоне скорость газожидкостной

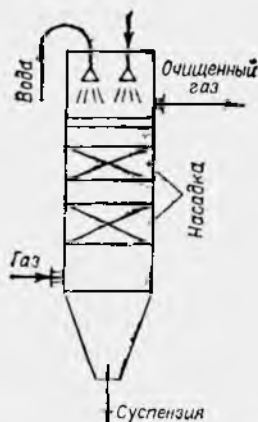


Рис. 3.32. Насадочный скруббер

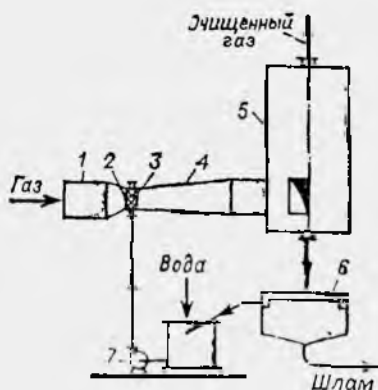


Рис. 3.33. Скруббер Вентури:

1—конфузор; 2—горловина; 3—отверстия для ввода жидкости; 4—диффузор; 5—циклонный сепаратор; 6—отстойник; 7—насос

смеси уменьшается до 4—5 м/с, капли под действием центробежной силы отделяются от газа и вместе со шламом удаляются в отстойник 6, где вода отделяется от шлама и вновь подается насосом 7 и скруббер. Степень очистки может быть доведена до 99 %. Гидравлическое сопротивление очень велико — 2200—12 800 Па.

Для очистки сильно запыленных газов используют барботажные (пенные) пылеуловители (рис. 3.34). Аппарат представляет собой камеру, внутри которой находится перфорированная тарелка 1. Вода или другая жидкость поступает на тарелку, а загрязненный газ подается в аппарат снизу. Проходя через отверстия тарелки, газ барботирует сквозь жидкость и превращает ее в слой подвижной пены. В слое пены пыль поглощается жидкостью, основная часть которой (примерно 80 %) удаляется вместе с пеной через регулируемый порог 2. Оставшаяся часть жидкости (около 20 %) сливается через отверстия в тарелке и улавливает в подтарелочном пространстве более крупные частицы.

В таких аппаратах может быть установлено несколько перфорированных тарелок, что повышает степень очистки

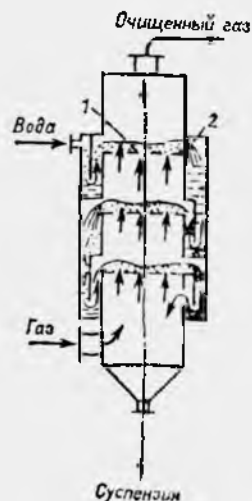


Рис. 3.34. Барботажный (пенный) пылеуловитель:

1—тарелка; 2—регулируемый порог

(до 99 %). Гидравлическое сопротивление одной тарелки ~ 600 Па.

Мокрая очистка применима лишь при условии организации кругооборота воды (во избежание загрязнения окружающей среды).

3.7. ИНТЕНСИФИКАЦИЯ ПРОЦЕССОВ РАЗДЕЛЕНИЯ ЖИДКИХ И ГАЗОВЫХ НЕОДНОРОДНЫХ СИСТЕМ

Химики-технологи активно работают над интенсификацией процессов разделения неоднородных систем и совершенствованием аппаратов, в которых осуществляются эти процессы (особенно, энергосмкие). Например, наиболее распространенными в настоящее время являются отстойные центрифуги непрерывного действия со шнековой выгрузкой осадка и жидкостные сепараторы. Интенсификация этих аппаратов является важнейшей задачей центрифугальной техники.

Применение активных режимов в процессах осаждения и центрифугирования имеет много общего с процессами фильтрования, на которых остановимся более подробно.

Фильтрование

Эффективность процесса фильтрования при соответствующем аппаратном оформлении представляет собой сложную проблему, оптимальное решение которой еще не найдено. В первую очередь, необходимо иметь стандартную методику испытаний, позволяющую определять эффективность не только нового, но и многократно использованного фильтра и учитывающую такие свойства осадков, как распределение частиц по размерам, порозность или сжимаемость и др. Большое значение для повышения эффективности работы фильтра имеют также следующие факторы: 1) предварительная подготовка суспензии; 2) фильтрующая перегородка.

Подготовка суспензии проводится обычно после качественного выяснения ее устойчивости. Так, существование труднофильтрующихся шламов может быть обусловлено тем, что твердые частицы, расположенные близко одна к другой, оказываются в «потенциальной яме», соответствующей минимальной энергии. При этих условиях вода, окружающая частицы, находится в неравновесном состоянии и скорости релаксации гораздо ниже, чем обычно прикипают. Способность воды в течение длительного времени сохранять измененные свойства используется при уменьшении устойчивости некоторых суспензий, например, магнитной обработкой. Обработанная в магнитном поле (напряженностью примерно $8 \cdot 10^4$ А/м) вода обладает плохой смачивающей способностью, что позволяет интенсифицировать процессы разделения суспензий. Кроме магнитной обработки для

Характеристика флокулянтов, уменьшающих устойчивость суспензии

Флокулянт	Область применения	pH	Эффективная концентрация
Квасцы $Al_2(SO_4)_3 \cdot xH_2O$	Обработка воды	5—10	15 ‰
Сульфат железа $Fe(SO_4)_2 \cdot xH_2O$	Обработка воды и химические процессы	Любое	5—100 ‰
α -Карбоксиметилцеллюлоза	Минеральные процессы	3—9	14—220 г/т
Альгинаты	Обработка воды	4—11	До 5 ‰
Полиакриламид	Химические процессы	2—10	0,2—10 ‰
Кукурузный крахмал	Минеральные процессы	2—10	4,5 кг/т
Полиэтиленоксид	Химические процессы	2—10	1—50 ‰
Активированный кремневый золь	Обработка отходов	4—6	1—20 ‰
Алюминат натрия	Обработка воды	3—12	2—10 ‰
Серная кислота	Обработка отходов	1—5	В широком интервале

уменьшения устойчивости суспензий применяют различные *коагулянты* и *флокулянты*.

Эффект действия флокулянта определяется вероятностью столкновений частиц между собой и способностью их слипаться. При выборе флокулянта учитывают его химическую природу и возможность загрязнения конечного продукта (табл. 3.7) [5]. В отдельных случаях разделение неоднородных систем жидкость — твердое тело эффективнее осуществляется при диспергированном состоянии твердой фазы, чем при агрегированном.

С целью разрушения агрегатов вводят добавки, которые навешивают заряды на частицах, препятствующие их сближению. Иногда нужный эффект достигается при простом изменении pH среды. Такой способ изменения устойчивости суспензии называют *дефлокуляцией*.

Фильтруемость суспензии можно улучшить также с помощью ее предварительной классификации (в гидроциклонах либо конических классификаторах) или флотации мелких фракций с помощью пузырьков воздуха.

Условия проведения процесса фильтрования могут быть улучшены с помощью повышения температуры, уменьшающей вязкость и плотность суспензии.

Подбор фильтрующих перегородок пока проводится эмпирически.

Характеристики фильтрующих перегородок (форма и размер пор, химическая активность материала, из которого они изготовлены, и др.) сильно влияют на ход процесса фильтрования, на его эффективность. Кроме того, те или иные характеристики перегородки приобретают большее или меньшее значение в зависимости от типа фильтровального оборудования. Так,

например, для тарельчатых фильтров первостепенное значение имеют износ, сопротивление истиранию и качество уплотнения (прокладки) фильтрующей перегородки.

При ножевом съеме осадка необходимо выбирать ткань со способностью легко освобождаться от осадка. Для вакуумных барабанных фильтров необходимы прочные ткани, способные оказывать сопротивление разрывам и деформирующим усилиям во время подсушки и др. В тех случаях, когда проводится шнуровой съем осадка с отдувкой, важно, чтобы гибкий шнур мог сопротивляться переменным нагрузкам, вызывающим усталость материала.

Непрерывнодействующие ленточные вакуумные фильтры нуждаются в фильтрующих материалах, имеющих высокую объемную устойчивость, а также достаточное сопротивление разрыву и жесткость, так как лента должна поддерживать значительные количества твердой фазы.

Вакуумные дисковые фильтры с отдувкой осадка и скребками требуют применения тканей с хорошей объемной устойчивостью и высоким сопротивлением истиранию.

В последнее время в промышленную практику кроме хлопчатобумажных и шерстяных пошли синтетические материалы: 1) полиамидные (нейлон, капрон, анид и др.); 2) полиакрилонитриловые (орлон, нитрон, дралон и др.); 3) поливинилхлоридные (саран, хлоринэ, ровин и др.); 4) полиэтиленовые и полипропиленовые; 5) полиэфирные (терилен, дакрон, лавсан, териталь и др.); 6) фторлоновые (тефлон, фторлон); 7) металлические, покрытые пластиком. Их свойства и применение подробно описаны в литературе.

Фильтровальное оборудование

Новые высокоинтенсивные технологические процессы требуют создания конструкций фильтров, отвечающих оптимальным условиям производства. Особенно важно создание установок большой единичной мощности. Для разделения труднофильтруемых суспензий НИИХИММАШем разработан ряд высокопроизводительных барабанных вакуум-фильтров площадью до 40 м² с новой системой регулирования движения сходящего полотна и регенерации фильтрующей ткани. Если использовать, например, такой фильтр при очистке сточных вод вместо обычного фильтра, то производительность установки увеличится более, чем в два раза.

Барабанные вакуум-фильтры с площадью фильтрования до 40 м² применяют и для разделения легкофильтрующихся суспензий (в частности, в производстве калийных удобрений). Диаметр таких фильтров достигает 3 м, длина — 4 м.

Для обработки быстроосаждающихся суспензий используют ленточные вакуум-фильтры со сходящим полотном (для обес-

печения непрерывной его регенерации). Поверхность фильтрования в новых типах таких фильтров достигает 10 м^2 .

Для разделения различных суспензий с получением сухого осадка пригоден листовой фильтр ЛВАв20К, работающий под давлением, с виброударным устройством для снятия осадка. Такой фильтр по производительности может заменить 15 фильтр-прессов. В качестве фильтрующей перегородки в нем используется сетка из коррозионностойкой стали.

Для разделения труднофильтрующихся суспензий, образующихся при карбамидной депарафинизации, применяют фильтры непрерывного действия, работающие под давлением, например барабанный ротационный фильтр Вд0,5К, предназначенный для обработки токсичных и других продуктов. Для этих же целей может быть использован патронный фильтр (с вращающимися патронами) П1-16-К, также работающий под давлением.

Патронный автоматизированный фильтр ПАш70-166Р применим в крупнотоннажных производствах (например, в производстве TiO_2). Поверхность фильтрования достигает 70 м^2 . Производительность на стадии очистки раствора титанилсульфата равна примерно $10 \text{ м}^3/\text{ч}$. Фильтрующей перегородкой служит сетка из полипропилена.

Для фильтрования тонкодисперсных суспензий ($c_{\text{тв}} = 5 \div 500 \text{ г/л}$ при диаметре твердых частиц $< 3 \text{ мкм}$) может быть использован автоматизированный фильтр-пресс типа ФПАКМ с большими поверхностями фильтрования ($F = 50 \text{ м}^2$ и выше); имеется также конструкция горизонтального фильтр-пресса с вертикальными плитами типа ФПАВ ($F \leq 300 \text{ м}^2$).

Выпускаются карусельные вакуум-фильтры производительностью $100 \text{ м}^3/\text{ч}$ ($F = 100 \div 200 \text{ м}^2$), предназначенные для отделения фосфогипса от раствора экстракционной фосфорной кислоты.

Для фильтрования под избыточным давлением малоконцентрированных суспензий ($c_{\text{тв}} < 10 \text{ кг/м}^3$) применяют многоярусные фильтры периодического действия, в которых в качестве фильтрующей перегородки используют бумагу (листы тонкой бумаги укладывают на легко заменяемые сетки, рулон толстой бумаги перемещают специальным приводом). Бумагу с осадком заменяют после цикла работы фильтра. С 1980 г. введены новые ГОСТы на многоярусные фильтры ($F \leq 20 \text{ м}^2$) автоматизированных конструкций.

Отметим также перспективность создания новых конструкций так называемых динамических фильтров, работающих под давлением $0,3\text{--}0,9 \text{ МПа}$, для обработки неьютоновских жидкостей. Эти фильтры представляют особый интерес для промышленности органического синтеза. Производительность динамического фильтра с вращающимися дисками по суспензии — $300\text{--}1000 \text{ дм}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$.

Акустические фильтры, т. е. фильтры с колеблющейся фильтрующей перегородкой, могут применяться в различных отраслях промышленности.

Освоена технология производства температуростойких фильтрующих элементов из спеченных порошков титана, никеля, пержавеющей стали, бронзы. В частности, бронзовые фильтры могут работать при 300°C (при фильтровании вязких химических продуктов с механическими включениями). Эти фильтры используют также для фильтрования расплавов полимеров, смазочных масел и других веществ.

Освоен ряд новых конструкций для фильтрования газов. Второе рождение переживают тканевые (рукавные) фильтры. Большое распространение получили высокоэффективные фильтры Петрянова. Высокую эффективность (до 99,9 %) газоочистки обеспечивают также разработанные НИИОГАЗом центробежные фильтры (например, ФЦ-13 с непрерывной регенерацией фильтрующей перегородки) со средним размером улавливаемых частиц около 1,0 мкм из газовых потоков с температурой до 500°C . Частота вращения фильтрующих элементов равна примерно 800 об/мин; при производительности $350 \text{ м}^3/\text{ч}$ поверхность фильтрования составляет 13 м^2 .

В последнее время большое внимание уделяется разработке стандартных методов испытаний суспензий, для разделения которых проектируется или выбирается фильтровальное оборудование.

ГЛАВА 4

ПЕРЕМЕШИВАНИЕ В ЖИДКИХ СРЕДАХ

4.1. СПОСОБЫ ПЕРЕМЕШИВАНИЯ

Перемешивание заключается в многократном перемещении частиц текучей среды относительно друг друга, происходящем в объеме аппарата под действием импульса, передаваемого среде мешалкой, струей жидкости или газа. Таким образом, перемешивание относится к числу гидромеханических процессов.

В химической промышленности применяют следующие способы перемешивания: 1) *механическое*; 2) *циркуляционное*; 3) *поточное*; 4) *пневматическое* (барботажное). Эти способы выбирают в зависимости от назначения перемешивания, а также от основных характеристик процесса (температуры, давления), свойств перемешиваемой среды, производительности аппарата и всей технологической линии.

Цели перемешивания: 1) обеспечение равномерного распределения твердых частиц в объеме жидкости (*создание суспензий*); 2) равномерное распределение и дробление до заданных

размеров частиц жидкости в жидкости или газа в жидкости (образование эмульсий, аэрация); 3) интенсификация нагревания или охлаждения обрабатываемых масс; 4) интенсификация массообмена в перемешиваемой системе (растворение, выщелачивание).

Наиболее важными характеристиками перемешивающих устройств являются их эффективность и интенсивность действия. Эффективность перемешивающего устройства характеризует качество проведения процесса перемешивания и может быть выражена по-разному, в зависимости от цели перемешивания. Например, в случае образования суспензий и эмульсий эффективность перемешивания определяется тем, как близки концентрации целевого компонента в различных точках сосуда, т. е. однородностью полей концентраций. При интенсификации тепловых и диффузионных (массообменных) процессов эффективность характеризуется отношением коэффициентов теплоотдачи и массоотдачи при перемешивании и без него. Интенсивность перемешивания определяется временем достижения заданного технологического результата.

4.2. ПЕРЕМЕШИВАНИЕ МЕХАНИЧЕСКИМИ МЕШАЛКАМИ

Типы мешалок

Наибольшее распространение в промышленной практике получили вращающиеся механические мешалки различных конструктивных типов. Из них чаще всего применяют: 1) лопастные; 2) винтовые (пропеллерные); 3) турбинные.

Лопастные мешалки (рис. 4.1, а—в) состоят из цилиндрической втулки, к которой приварены плоские лопасти. Ширина лопастей мешалки $b = 0,2 d_m$. Начиная с $d_m = 710$ мм, мешалки снабжены укрепляющими ребрами. Лопастные мешалки могут быть неразъемными и разъемными ($d_m = 80 \div 2240$ мм).

Винтовые (пропеллерные) мешалки (рис. 4.1, г—е) изготовляют: 1) с постоянным шагом винтовой линии; 2) с крыловидным профилем лопасти; 3) с постоянной толщиной лопасти. Они представляют собой втулку, на которую приварены под углом 120° одна к другой три лопасти (плоские или со сложной пространственной крыловидной формой), литые или штампованные. В гидродинамическом отношении винтовые мешалки мало отличаются от трехлопастных, которые и рекомендуется использовать в соответствии с ГОСТ 20680—75.

Турбинные мешалки (рис. 4.1, ж и з) бывают: 1) открытого и 2) закрытого типа. Открытые турбинные мешалки представляют собой конструкцию, состоящую из цилиндрической втулки с кольцевым диском, на окружности которого равномерно расположены шесть плоских лопастей. Длина каждой

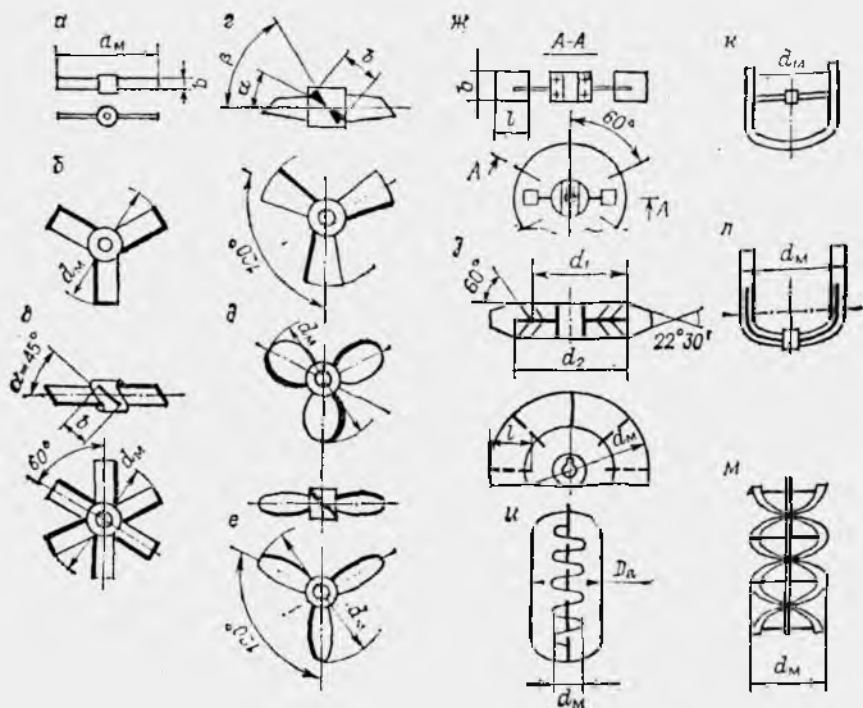


Рис. 4.1. Основные типы мешалок:

а — лопастная (неразъемная); б — трехлопастная; в — шестилопастная; г — винтовая с постоянным шагом винтовой линии; д — литая винтовая с профилем крыловидной формы; е — винтовая с постоянной толщиной лопасти; ж — турбинная открытая; з — турбинная закрытая; и — шнековая; к — якорная; л — рамная; м — ленточная

лопасти $l = 0,25d_M$, высота $b = 0,2d_M$. Внутренний диаметр расположения лопастей $d_1 = 0,5d_M$. Закрытые турбинные мешалки имеют плоские лопасти конической формы ($\angle 22^\circ 30'$), закрытые с обеих сторон коническими дисками. Турбинные мешалки закрытого типа могут быть использованы для подачи газа в перемешиваемую жидкость.

В соответствии с ГОСТ 20680—75 регламентировано 12 типов мешалок — трехлопастная, винтовая, турбинная открытая, турбинная закрытая, шестилопастная, клетьевая («беличье колесо»), лопастная, шнековая (рис. 4.1, и), якорная (рис. 4.1, к), рамная (рис. 4.1, л), ленточная (рис. 4.1, м), ленточная со скребками. Эти мешалки и применяются в различных химических производствах.

Все мешалки условно делят на тихоходные и быстроходные. Быстроходными принято считать те мешалки, у которых окружная скорость концов лопастей достигает порядка 10 м/с (винтовые, турбинные и т. д.), тихоходными — те, у которых окружная скорость порядка 1 м/с. К тихоходным относят якорные,

рамные и другие мешалки. В последнее время понятие о быстроходности мешалок стали связывать с гидродинамическим режимом движения перемешиваемой жидкости: быстроходными называют мешалки, работающие при турбулентном режиме и в переходной области, а тихоходными — при ламинарном режиме. Тихоходные мешалки, как правило, используют в гладкостенных аппаратах (исключением является шнековая мешалка, которая применяется и при наличии перегородок).

Режимы перемешивания

Гидродинамический режим движения перемешиваемой жидкости оценивают по величине *модифицированного критерия Рейнольдса*¹⁾:

$$Re_m = \omega d_m \rho_c / \mu_c = \rho_c n d_m^2 / \mu_c \quad (4.1)$$

где $\omega = \pi d_m n$; n — частота вращения мешалки, об/с; ρ_c и μ_c — плотность (кг/м³) и вязкость (Па·с) перемешиваемой среды, соответственно; d_m — диаметр мешалки.

Критическое значение критерия Re_m , при котором наблюдается переход от ламинарного режима движения жидкости к переходной области или турбулентному режиму, зависит главным образом от конструкции мешалки. В среднем, при определении режимов работающих быстроходных мешалок считают $Re_{m,кр} \approx 50$. В табл. 4.1 приведены критические значения Re_m , а также другие характеристики мешалок [1—5].

В аппарате с мешалкой, вследствие вращательного движения мешалки, возникает сложное трехмерное течение жидкости.

Таблица 4.1

Гидродинамические характеристики некоторых типов мешалок

Тип мешалки	Значение Re_m на границе режимов		Коэффициент сопротивления мешалки ζ_m	$D_{ан}/d_m$
	ламинарного и переходной области	переходной области и турбулентного		
Клетчатая	50	$2 \cdot 10^2$	23,5	3—6
Лопастная	10	$50—10^4$	0,88	1,5—2,5
Рамная	10^3	10^4	1,28	1,1—1,3
Трехлопастная	10^2	$5 \cdot 10^2—10^3$	0,56	3—6
Турбинная закрытая	10^2	10^3	4,2	3—6
Турбинная открытая	10	$10^2—10^3$	8,4	3—6
Шестилопастная	50	$5 \cdot 10^2$	3,0	2—4

¹⁾ В работах по перемешиванию используют также модифицированные критерии Рейнольдса, в которые в качестве определяющего линейного размера включены другие параметры (например, высота лопасти, диаметр или радиус аппарата и т. п.).

Тангенциальная (окружная) ω_t , радиальная ω_r и осевая (аксиальная) ω_z скорости являются составляющими скорости ω жидкости. Данные по измерению скоростей показывают, что среднее значение тангенциальной составляющей скорости примерно на порядок превышает средние значения как радиальной, так и осевой составляющих, причем значения ω_t почти не изменяются по высоте аппарата и практически не зависят от высоты расположения мешалки. Тангенциальная скорость достигает максимального значения на диаметре, составляющем примерно $\frac{3}{4}d_m$, и затем уменьшается обратно пропорционально диаметру.

Под действием центробежной силы, возникающей при вращении мешалки любого типа с достаточно большой частотой ($Re_m > 10^2$), жидкость будет стекать с лопастей мешалки в радиальном направлении. Этот поток, двигаясь в плоскости вращения мешалки, дойдет до стенки сосуда, где он разделится на две части: одну, текущую вдоль стенки аппарата вниз, ко дну сосуда, и другую, текущую вверх к свободной поверхности жидкости.

Возникновение радиального течения приводит к тому, что в полосе переходной области, которая ометается мешалкой, создается зона пониженного давления, куда и устремляется жидкость, текущая от свободной поверхности и от дна сосуда. Следовательно, в переходной области будут существовать аксиальные потоки, движущиеся в верхней части сосуда сверху вниз к мешалке, а в нижней части сосуда — снизу вверх к мешалке. Таким образом, в аппарате создается устойчивое меридиональное течение или устойчивая вынужденная циркуляция. При обычных соотношениях основных размеров аппарата ($H/D_{ap} < 1,5$), как правило, возникает двухконтурная циркуляция (рис. 4.2). Меридиональное вторичное течение накладывается на окружное первичное течение, что и приводит к образованию в аппаратах с мешалкой сложного трехмерного движения жидкости, при котором частицы обрабатываемой среды будут перемещаться во всех направлениях.

При очень малых значениях критерия Рейнольдса ($Re_m < 1$), т. е. при низких частотах вращения, мешалки небольшого диаметра в высоковязкой жидкости, преобладающее влияние на формирование потока будут оказывать силы вязкости. Очевидно, что при весьма малых значениях центробежной силы ме-

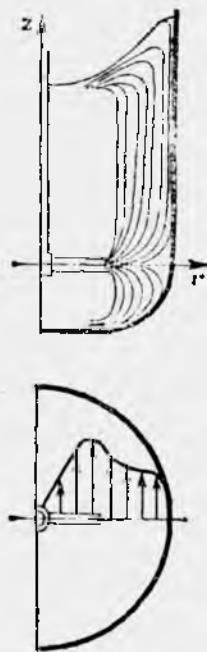


Рис. 4.2. Траектории движения частиц жидкости в аппарате с мешалкой



Рис. 4.3 Глубина и форма воронки, возникающей в аппарате с $D_{\text{ап}} = 300$ мм при перемешивании воды лопастной мешалкой ($\alpha = 45^\circ$) диаметром $d_M = 200$ мм, расположенной от дна на высоте $h_M = 0,75d_M$ при разных частотах вращения n (в об/с):
1—1,7; 2—2,5; 3—2,9; 4—3,3; 5—3,7

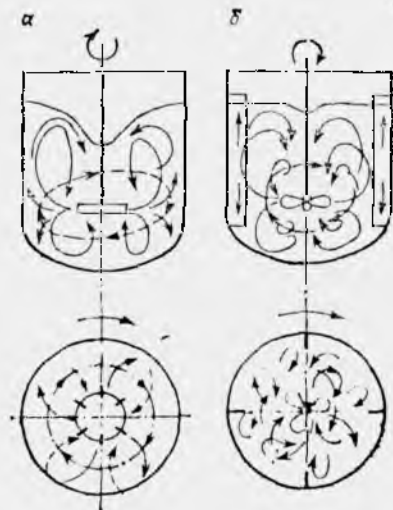


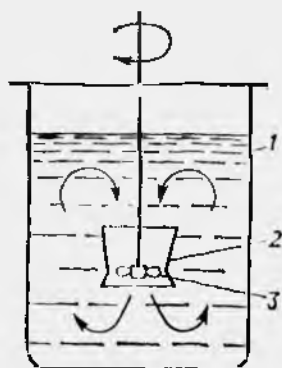
Рис. 4.4. Влияние отрагательных перегородок на форму потока жидкости в аппарате с мешалкой:
а—без перегородок; б—с перегородками

ридиональное течение, обусловленное радиальным потоком жидкости, стекающей с лопастей мешалки, т. е. вынужденная циркуляция, возникнуть не может. Тем не менее, даже в этих условиях движение перемешиваемой жидкости не будет чисто вращательным. Элементы массы вращающейся жидкости по инерции стремятся к стенке сосуда, и это движение (в силу неравномерности потока) будет вызывать перемещение поверхностного и придонного слоев жидкости от периферии к центру, т. е. будет вызывать меридиональное течение. Циркуляция, обусловленная действием силы инерции, в отличие от циркуляции, причиной которой является центрбежная сила, называется свободной.

Поскольку вторичное течение (как свободное, так и вынужденное) обладает тем свойством, что его вихревые линии совпадают с траекториями движения частиц, то это течение является винтовым.

Таким образом, при ламинарном течении ($Re_M < 10$) в аппаратах с мешалкой существует слабо развитое трехмерное течение со свободной циркуляцией. Центральные цилиндрические вихри, как таковые, отсутствуют, поскольку диаметры их оказываются меньше диаметра вала мешалки. В аппарате реально существуют лишь периферийная и переходная области течения. По мере турбулизации потока ($10 < Re_M < 10^3$) формирует-

Рис. 4.5. Мешалка с диффузором:
1 — аппарат; 2 — диффузор; 3 — мешалка



ся вынужденная циркуляция, и в аппарате реально существуют не только периферийная и переходная области, но обнаруживается и область центральных цилиндрических вихрей.

При работе вращающихся механических мешалок на поверхности жидкости возникает *воронка*, глубина которой растет с увеличением частоты вращения мешалки (рис. 4.3). В пределе глубина центральной воронки может до-

стигнуть не только ступицы мешалки, но даже и дна сосуда. Устойчивость работы перемешивающего устройства при этом резко снижается, а качество перемешивания существенно ухудшается.

Чтобы предотвратить образование воронки у стенок аппаратов с быстроходными мешалками устанавливают радиальные *отражательные перегородки* (рис. 4.4). Как показала практика, оптимальное число перегородок равно 2—4, ширина их $B = 0,1D_{\text{ап}}$, а высота $h = 2d_m$.

Отражательные перегородки несколько повышают интенсивность перемешивания, но увеличивают и расход энергии в 1,3—1,5 раза.

Структура потоков, создаваемых мешалкой, зависит не только от конструктивного типа мешалки и аппарата, но и от способа установки мешалки. Если мешалка (например, турбинная или винтовая) установлена близко ко дну аппарата, то нижняя циркуляционная зона существенно уменьшается (см. рис. 4.2). Направление потоков жидкости изменяется. При создании однородности перемешиваемой среды возникает необходимость организации осевых (аксальных) потоков. В таких случаях рекомендуется использовать винтовые мешалки с диффузором (рис. 4.5). Диффузор представляет собой соосную цилиндрическую обечайку, внутренний диаметр которой несколько больше диаметра мешалки. Мешалка и диффузор в комплекте работают как осевой насос.

Насосным эффектом мешалки называют объем циркулирующей жидкости в единицу времени. Насосный эффект уменьшается при увеличении вязкости перемешиваемой жидкости. Он является важной характеристикой мешалки.

При выборе типа мешалки следует учитывать практические рекомендации, приведенные в табл. 4.2 [1—5].

На выбор типа мешалки, однако, могут влиять дополнительные условия и требования, предъявляемые к конструкции аппарата, в котором устанавливается мешалка.

Рекомендуемые типы мешалок в зависимости от технологического назначения аппарата

Назначение аппарата	Рекомендуемый тип мешалки для гидродинамического режима		Внутренние устройства
	турбулентного (I)	ламинарного (II)	
Смешение взаимнорастворимых жидкостей (в том числе, с химической реакцией)	Трехлопастная, шестилопастная, лопастная, клетьевая, турбинная, трехлопастная с наклонными лопастями, эмалированные мешалки всех типов	Ленточная, шнековая, рамная, ленточная со скребками*, якорная эмалированная	I, II — отсутствуют; со шнековой мешалкой — циркуляционная труба
Перемешивание суспензий**, растворение, реакции в системе жидкость — твердое тело	а. Лопастная, шестилопастная, турбинная, клетьевая, эмалированные мешалки всех типов б. Турбинная, трехлопастная с наклонными лопастями, эмалированные лопастная и трехлопастная	Ленточная, шнековая, ленточная со скребками*, якорная эмалированная	Ia — отсутствуют Iб — отражательные перегородки, отражатели II — отсутствуют
Перемешивание несмешивающихся жидкостей, массообмен в системе жидкость — жидкость (в том числе, при наличии химических реакций)	Турбинная, шестилопастная, клетьевая	Шнековая, ленточная, рамная, якорная эмалированная	I — отражательные перегородки и отражатели II — отсутствуют
Перемешивание и массообмен в системах газ—жидкость (в том числе, при наличии химической реакции)	Турбинная эмалированная, лопастная и трехлопастная	Шнековая*, ленточная, рамная, эмалированная	I — отражательные перегородки, отражатели II — отсутствуют; со шнековой мешалкой — циркуляционная труба

* Рекомендуется только при интенсивном теплообмене.

** Аппараты без отражательных перегородок для суспендирования частиц с плотностью, меньшей чем плотность среды, не рекомендуются

Определяющая частота вращения является минимальной частотой, при которой можно получить устойчивую суспензию. Оссвая составляющая скорости потока жидкости становится равной (или немного больше) скорости осаждения частиц, при этом восходящий поток удерживает равномерно распределенные в объеме жидкости твердые частицы во взвешенном состоянии, препятствуя их осаждению.

Для суспензий определяющая частота вращения n_0 (в об/с) мешалки, при которой достигается практически равномерное распределение твердой фазы в объеме суспензии, может быть рассчитана по формуле:

$$n_0 = c_1 \sqrt{d_c (\rho - \rho_c) / \rho_c} (D_{\text{ап}}^{x_1} / d_m^{y_1}). \quad (4.2)$$

Здесь ρ и ρ_c — плотность частиц и среды, соответственно, кг/м³; d_c — диаметр твердых частиц, м; $D_{\text{ап}}$ и d_m — внутренний диаметр аппарата и диаметр мешалки, соответственно, м.

Для эмульсий определяющая частота вращения n_0 (в об/с) мешалки при перемешивании несмешивающихся жидких фаз может быть рассчитана по формуле:

$$n_0 = c_2 (\rho - \rho_c)^{0,315} \sigma^{0,181} D_{\text{ап}}^{x_2} / (\rho_c^{0,5} d_m^{y_2}), \quad (4.3)$$

где σ — поверхностное натяжение, Дж/м².

Значения коэффициентов c_1 и c_2 , а также показателей степени x_1 , x_2 , y_1 и y_2 приведены в табл. 4.3.

Таблица 4.3

Значения коэффициентов в формулах (4.2) и (4.3)

Мешалка	Суспензия			Эмульсия		
	c_1	x_1	y_1	c_2	x_2	y_2
Винтовая (пропеллерная)	46,4	0	1	3,02	1,3	2,17
Лопастная	20,5	1	2	6,05	0,67	1,51
Турбинная закрытая	14,7	1	2	4,72	0,67	1,54

Таблица 4.4

Диапазон вязкостей жидких сред, перемешиваемых наиболее распространенными мешалками

Мешалка	μ_c , Па·с	Мешалка	μ_c , Па·с	Мешалка	μ_c , Па·с
Винтовая	0,001—10	Ленточная	10—3000	Шнековая	5—500
Лопастная	0,1—50	Рамная	1—100	Якорная	0,1—3
Турбинная	0,001—50				

Вязкость перемешиваемой среды является одной из важнейших характеристик процесса перемешивания и может служить ориентиром при выборе конструкции механической мешалки (табл. 4.4).

Важным фактором, определяющим выбор перемешивающего устройства и мощность двигателя, приводящего мешалку и массу жидкости во вращение, является *расход энергии*, затрачиваемой на перемешивание.

Расход мощности при механическом перемешивании

На рис. 4.6 изображен сосуд с жидкостью, в котором установлена мешалка. При вращении лопасти мешалки, как и при обтекании жидкостью любого движущегося в ней тела, энергия затрачивается на преодоление трения, а также на образование и срыв вихрей. Вынужденное движение жидкости может быть описано известным из гидродинамики критериальным уравнением вида:

$$Eu = \varphi(Re, \Gamma). \quad (4.4)$$

Здесь $Eu = \Delta p / (\rho w^2)$ — критерий Эйлера; $Re = wd\rho/\mu$ — критерий Рейнольдса.

Для описания процесса перемешивания применяют модифицированные критерии Рейнольдса (Re_m) и Эйлера (Eu_m), которые могут быть получены путем преобразования обычных выражений этих критериев. Вместо линейной скорости жидкости, которую вычислить практически невозможно, подставляется величина, пропорциональная окружной скорости мешалки:

$$w_{окр} = \pi n d_m, \quad (4.5)$$

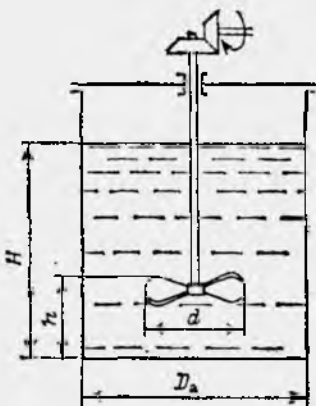
где n — частота вращения мешалки в единицу времени; d_m — диаметр мешалки.

В качестве определяющего линейного размера в критериях Eu_m и Re_m используется диаметр мешалки:

$$Re_m = \frac{\rho n d_m^2}{\mu}; \quad Eu_m = \frac{\Delta p}{\rho (n d_m)^2}.$$

Рассматривая работу мешалки как работу насоса, мощность, потребляемую мешалкой теоретически, можно определить по уравнению $N = V_c \Delta p$, где N — мощность, потребляемая мешалкой; Δp — давление, создаваемое мешалкой; V_c — расход жидкости. Из уравнения мощности $\Delta p = N/V_c$.

Рис. 4.6. К определению расхода энергии на перемешивание ($D_a = D_{ал}$)



Расход жидкости, создаваемый мешалкой, представим как заключенный в сосуде объем жидкости, умноженный на кратность циркуляции m (m показывает, сколько раз один и тот же объем жидкости проходит через одно и то же сечение в единицу времени):

$$V_c = 0,785 D_{\text{ан}}^3 H m. \quad (4.6)$$

Размеры аппарата для перемешивания берутся в определенном соотношении с диаметром мешалки и тогда можно записать, что $D_{\text{ан}} = c_1 d_m$; $H = c_2 d_m$, где c_1 и c_2 — постоянные для данного аппарата величины.

Кратность перемешивания зависит от частоты вращения мешалки, и можно считать, что $m = c_3 n$. Тогда

$$\Delta p = \frac{N}{V_c} = \frac{N}{0,785 c_1^3 c_2 c_3 d_m^3 n}.$$

Подставив полученное значение Δp в критерий Эйлера, получим:

$$\text{Eu}_m = \frac{\Delta p}{\rho (n d_m)^2} = \frac{N}{0,785 c_1^3 c_2 c_3 d_m^3 n \rho (n d_m)^2}. \quad (4.7)$$

Так как при получении критериев подобия все постоянные величины могут быть опущены, из уравнения (4.7) окончательно имеем:

$$\text{Eu}_m = \frac{N}{d_m^5 n^3 \rho} = K_N. \quad (4.8)$$

Критерий Эйлера, выраженный в таком виде, называют *критерием мощности* и обозначают через K_N .

Для расчета мощности, потребляемой мешалкой, применяют уравнения вида $K_N = c \text{Re}^a$.

Значения коэффициента c и показателя степени a определяют из опытов. Они зависят от типа мешалки, конструкции аппарата и режима перемешивания. В справочной литературе [1—5] представлены графические зависимости $K_N = f(\text{Re})$ для мешалок нормализованных типов. Пример такой зависимости приведен на рис. 4.7.

С учетом назначения процесса перемешивания выбирают тип мешалки, ее d_m и n , рассчитывают Re_m , по которому из графика находят K_N и определяют потребляемую мощность N .

Если высота уровня H жидкости в аппарате не равна его диаметру $D_{\text{ан}}$, то величину мощности, рассчитанную из значения K_N по формуле (4.8) или найденную по графику, умножают на поправочный коэффициент:

$$f_H = \sqrt{H/D_{\text{ан}}}. \quad (4.9)$$

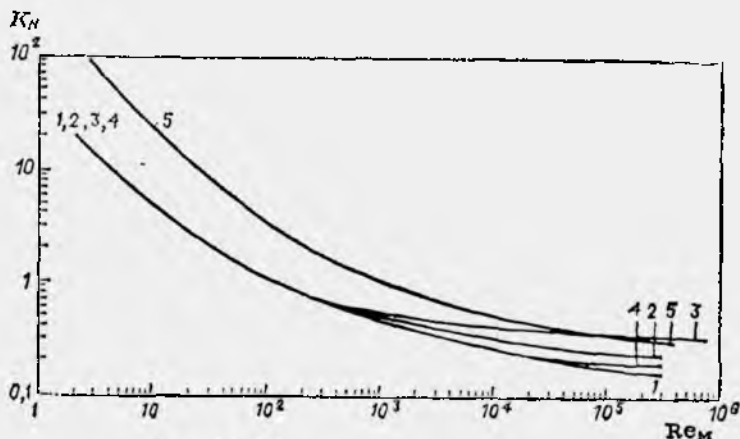


Рис. 4.7. Зависимость $K_N = f(Re_M)$ для винтовых (пропеллерных) мешалок (1–4) и рамных мешалок (5):

1 — $H/D_a = \Gamma/D_a = 3$, аппарат без перегородок; 2 — $\Gamma/D_a = 4$, аппарат без перегородок; 3 — $\Gamma/D_a = 3$, аппарат с перегородками; 4 — аппарат с диффузором; 5 — $\Gamma/D_a = 1,15$

Мощность двигателя $N_{дв}$ (в кВт) можно рассчитать с учетом необходимых эмпирических поправочных коэффициентов:

$$N_{дв} = 1,3 N f_m f_{ш} f_{зм} f_r f_H / (\eta), \quad (4.10)$$

где $f_m = 1,3$ — коэффициент, учитывающий пусковой момент; $f_{ш} = 1,1 \div 1,2$ — для аппарата с очесью шероховатыми стенками без отражательных перегородок; $f_{зм} = 2 \div 3$ — при наличии в аппарате эжектора; $f_r = 1,1$ — при наличии гильзы для термометра; f_H — по формуле (4.9); $\eta = 0,8 \div 0,95$ — к. п. д. передачи.

Моделирование аппаратов с мешалками

В первом приближении при использовании однотипных или очень близких по конструкции мешалок в условиях сохранения геометрического подобия и при небольших масштабах перехода (не более 5 по объему) удовлетворительные результаты дает моделирование по удельным затратам мощности:

$$N/V = \text{const.} \quad (4.11)$$

В тех случаях, когда моделируется аппарат для проведения процесса, описанного эмпирическим уравнением, условия работы проектируемого аппарата надежно устанавливаются согласно результатам прямых расчетов по соответствующему уравнению (в пределах его применимости). Этим методом можно моделировать аппараты с мешалками некоторых типов, предназначенные для нагревания (охлаждения), суспендирования, эмульгирования и т. п.

Конструкции аппаратов с мешалками

Аппараты с механическими мешалками относятся к важнейшим типам аппаратов, применяемых в химических производствах.

Аппараты с мешалками классифицируют: 1) по характеру производства — для неопасных взрыво- и пожаробезопасных сред, для токсичных взрыво- и пожароопасных сред, для сред с особыми свойствами; 2) по режиму работы — под давлением, под наливом, с теплообменным устройством, без теплообменного устройства; 3) по способу установки — вертикальные и горизонтальные; 4) по конструкции и исполнению корпуса — стальные сварные, из цветных металлов, эмалированные, гуммированные, литые, с отъемной крышкой, с приварной крышкой; 5) по внутренним устройствам — гладкостенные, с отражательными перегородками, с циркуляционной трубой.

Любое перемишывающее устройство представляет собой узел, состоящий из мешалки, вала и привода. Обычно привод вклю-

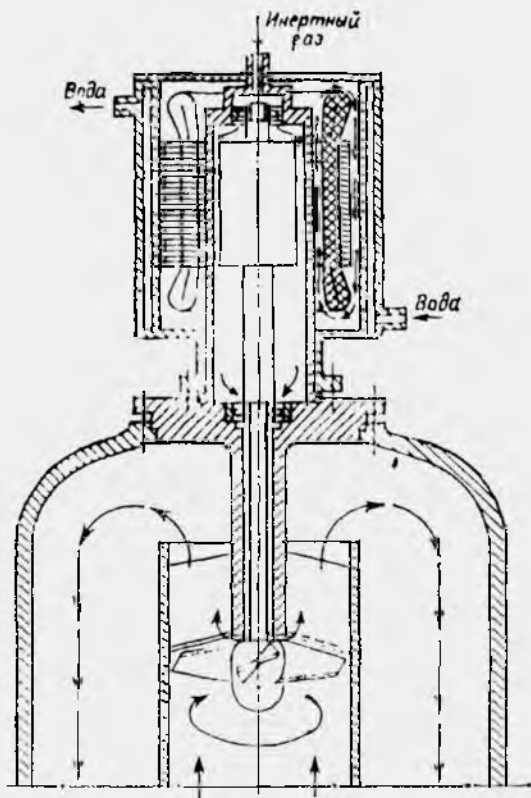
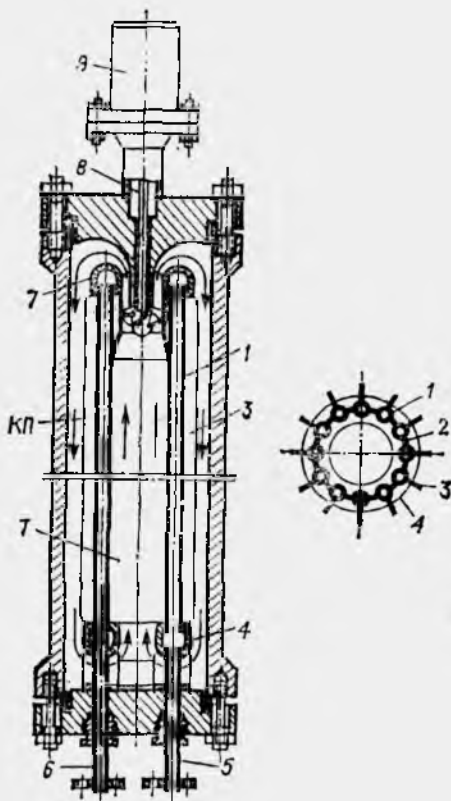


Рис. 4.8. Реактор ТИБА с мешалкой

Рис. 4.9. Погружной теплообменник для реакторов высокого давления (>10 МПа) с мешалкой:

1—теплообменные трубы; 2—перегородки; 3—верхний коллектор; 4—нижний коллектор; 5, 6—штуцеры для входа и выхода теплоносителя, соответственно; 7—корпус реактора ($p \approx 30$ МПа и выше; $V = 300$ дм³); 8—штука осевого насоса; 9—привод



чает электродвигатель, редуктор и стойку привода, в которой монтируются опоры качения для вала мешалки. Вал редуктора с помощью муфты соединяется с валом мешалки. Перемешивающее устройство устанавливается на крышке корпуса или на отдельных монтажных конструкциях. Перемешивающее устройство может быть переносным.

Аппараты с мешалкой проектируются для различных температур и давлений. Если в аппарате осуществляют тепловые процессы (нагревание или охлаждение), то он снабжается теплообменными устройствами — рубашками или змеевиками, встроенными в корпус. Тепловые характеристики аппарата определяются свойствами перемешиваемой среды и теплоносителя, а также конструктивными особенностями аппарата (в частности, типом уплотнения). Стандартные аппараты для перемешивания предназначены для сред с температурой от -40 до $+350^\circ\text{C}$.

На рис. 4.8 приведены детали разработанного Н. Е. Вишневым уплотнения герметичного реактора с мешалкой, работающего при давлении 6,4 МПа, для получения триизобутилалюминия, а также для гидрогенизации. На рис. 4.9 дана схема погружного теплообменного устройства для реакторов высокого давления (10 МПа и выше) с перемешивающим устройством.

О характере современных конструкций аппаратов с мешалками можно судить по приведенным на рис. 4.10—4.13 примерам промышленных аппаратов. Они предназначены как для ньютоновских, так и для неньютоновских жидкостей с различной вязкостью (до 100 Па·с и более) в аппаратах больших (100 м³) и очень больших (1000 м³ и более) объемов.

Например, разработанное в ЛТИ им. Ленсовета перемешивающее устройство с комбинированной мешалкой отличается тем, что вал мешалки крепится к выходному валу привода с помощью шарнира Гука (рис. 4.13). Шарнир обеспечивает мешалке не только вращение с угловой скоростью ω_1 вокруг собственной оси, но также дополнительное прецессионное (планетарное) вращение вокруг оси привода с угловой скоростью ω_2 . Эффект прецессии позволяет улучшить гидродинамику в аппарате. При перемешивании высококонцентрированных суспензий, когда после расслаивания высота слоя твердой фазы составляет $1/3 \div 1/2$ высоты заполнения, удается даже после 24-часового и более отстаивания усреднить (через 15—20 мин) распределение твердой фазы без значительных пусковых нагрузок и поломок привода. Это достигается с помощью комбинированной мешалки, где закрытая турбинная мешалка вследствие своей обтекаемости не перегружает ротор при срезе осадка, а трехлопастная мешалка

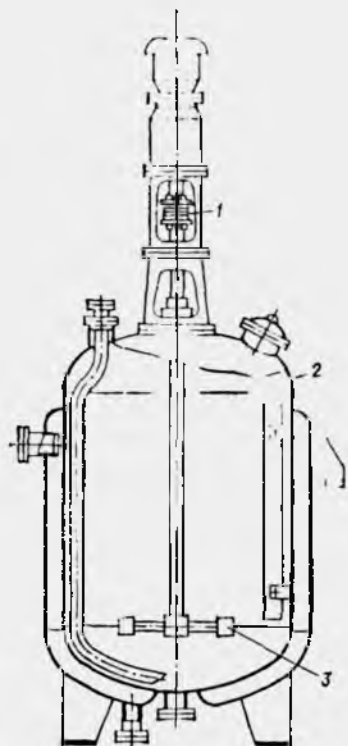


Рис. 4.10. Аппарат для перемешивания (V_c до 50 м^3) с турбинной мешалкой:
1—привод; 2—корпус с рубашкой; 3—мешалка

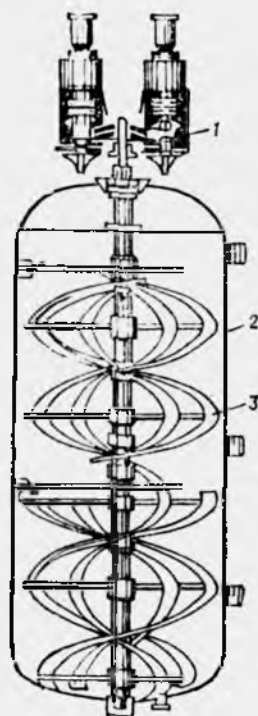


Рис. 4.11. Аппарат для перемешивания неньютоновских жидкостей ($V_c = 250 \text{ м}^3$):
1—привод; 2—корпус; 3—ленточная мешалка

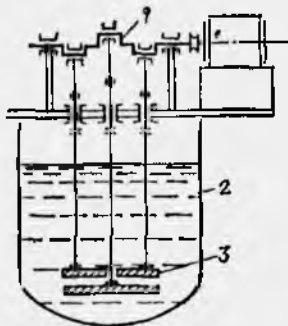


Рис. 4.12. Аппарат для перемешивания с вибрационной мешалкой:

1—привод; 2—корпус; 3—мешалка с нульсационным перемешивающим устройством

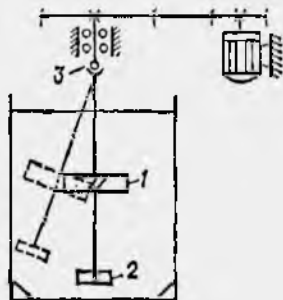


Рис. 4.13. Схема аппарата с прецессирующей мешалкой:

1—турбинная закрытая мешалка; 2—трехлопастная мешалка; 3—шарнир Гука

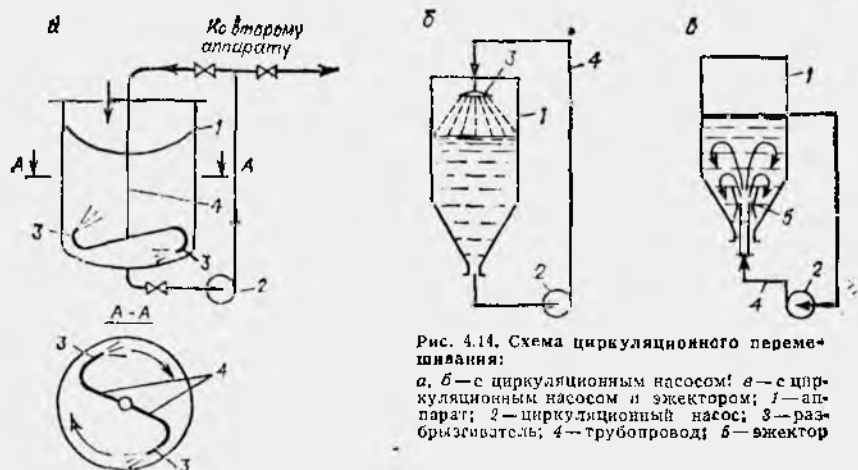
второго яруса эффективно размывает твердую фазу осветленной жидкостью. Такие конструкции можно применять в аппаратах-аккумуляторах большого объема ($V = 1000 \text{ м}^3$ и более), которые могут быть выключены большую часть времени накопления суспензии. Следует отметить высокую надежность и экономичность нового аппарата, которые достигаются благодаря: 1) отсутствию недолговечной концевой опоры вала в корпусе; 2) незначительности изгибных гидродинамических и инерционных нагрузок на привод в связи с использованием шарнира Гука, обеспечивающего повышение долговечности привода; 3) высоким критическим скоростям, а следовательно, и незначительным диаметром и весу шарнирно закрепленного вала.

4.3. ЦИРКУЛЯЦИОННОЕ ПЕРЕМЕШИВАНИЕ

Схемы циркуляционного перемешивания показаны на рис. 4.14. Для интенсивного перемешивания жидкой среды ее многократно перекачивают по контуру аппарат—циркуляционный насос—аппарат. Трубопроводы, по которым жидкость нагнетается в аппарат, устанавливают под некоторым углом к горизонтالي и касательно к стенкам аппарата. Концы трубопроводов снабжаются специальными насадками, через которые жидкость распыляется в объеме аппарата. Такие устройства применяют взамен механического перемешивания для образования неоднородных систем—приготовления суспензий или эмульсий.

В качестве циркуляционного используют центробежный или струйный насос. Циркуляция увеличивается по мере увеличения производительности насоса.

Более предпочтительно выглядит схема, представленная на рис. 4.14, б, по которой нижние слои жидкости содержат больше тяжелого компонента и всасываются центробежным насосом.



Затем они поднимаются в верхнюю часть аппарата и разбрызгиваются, смешиваясь с менее концентрированной жидкостью.

Расход энергии на циркуляционное перемешивание с помощью насоса определяется по формулам, приведенным в гл. 2.

4.4. ПОТОЧНОЕ ПЕРЕМЕШИВАНИЕ

Многочасное смешение потока на диафрагмах со смещенными отверстиями, полуперегородках, рассекателях (рис. 4.15) и других турбулизаторах¹⁾ может осуществляться как непосредственно в трубопроводах, так и в специальных установленных на них смесителях. Поток изменяет величину и направление при по-

¹⁾ Иногда называемых в литературе статическими смесителями.

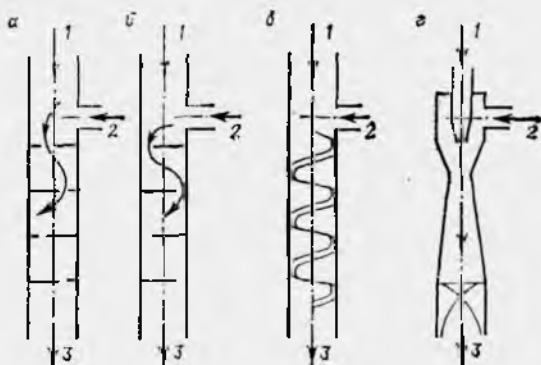


Рис. 4.15. Схемы устройств для перемешивания в потоке.

Вставки: а — диафрагмная; б — из полуперегородок; в — винтовая; г — винтовая в струйном смесителе; 1, 2 — вход компонентов смеси; 3 — выход смеси

ступлении (после ввода) на различные неподвижные детали, например, из чередующихся правых и левых винтовых элементов. При таком виде перемешивания используется энергия потока жидкости. Поточное перемешивание требует затраты большого количества энергии и применяется в случае взаимной растворимости и сравнительно низкой вязкости жидких компонентов смеси, т. е. при больших скоростях и относительно большой длине трубопровода. Турбулизаторы рассматриваются при расчете как местные сопротивления.

4.3. ПНЕВМАТИЧЕСКОЕ (БАРБОТАЖНОЕ) ПЕРЕМЕШИВАНИЕ

При пропускании через жидкость потока пузырьков газа (воздуха) она перемешивается. Особенно рекомендуется применение этого метода в том случае, когда необходимо, чтобы газ (например, кислород воздуха) вступал в химическую реакцию с жидкостью.

В качестве перемешивающих устройств в этом случае аппараты оборудуют: 1) газораспределительными перфорированными решетками; 2) пористыми плитками; 3) барботерами или 4) эрлифтами (рис. 4.16).

Барботер представляет собой трубу (либо систему труб) с отверстиями, свернутую в кольцо или спираль, по которой пропускается сжатый воздух. Пузырьки сжатого воздуха, равномерно поднимаясь вверх через слой жидкости, перемешивают ее.

Эрлифт (воздушный подъемник) действует за счет сжатого воздуха, который, поступая в нижнюю часть устройства, образует в ней воздушно-водяную смесь, плотность которой меньше плотности воды. Пузырьки воздуха, двигаясь по центральной трубе, расширяются вследствие уменьшения давления, и скорость воздушно-водяной смеси увеличивается, при этом смесь выплывает из аппарата. В случае необходимости смесь возвращается в аппарат и цикл движения повторяется. Предельная приведенная

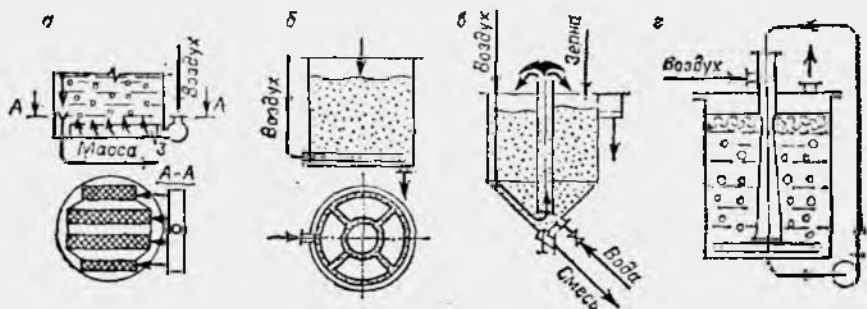


Рис. 4.16. Схемы пневматических (барботажных) перемешивающих устройств: а—с газораспределительной сеткой; б—с барботером; в—с эрлифтом; г—с сочетанием барботера с лопастной мешалкой

скорость газа в эрлифтах — 2 м/с, циркуляционный поток достигает скорости 1 м/с.

Пневматическое перемешивание применяется в химической промышленности в соответствии с особенностями технологического процесса (например, в аппаратах для очистки газов, биологической очистки сточных вод, при полимеризации и др.).

Приведенная скорость газа в барботерах — до 0,1 м/с, скорость циркуляционного потока достигает 0,25—0,4 м/с.

Аэрационные устройства кроме эффекта перемешивания характеризуются степенью насыщения среды кислородом. Так, в растительных аппаратах для дрожжей количество кислорода (в мг), поглощаемого жидкостью за время τ (при заданных температуре и давлении), оценивается по формуле:

$$M_{O_2} = K_{abs} F (c_{нас} - c_t) \tau. \quad (4.12)$$

Здесь K_{abs} — коэффициент абсорбции, показывающий, какое количество кислорода поглощается жидкостью в единицу времени в заданных условиях при $F = 1 \text{ м}^2$ и $c_{нас} - c_t = 1 \text{ мг/м}^3$, м/с; F — поверхность контакта между жидкостью и воздухом, м^2 , $c_{нас}$ — концентрация кислорода в среде, соответствующая пределу насыщения при данных условиях, мг/м^3 ; c_t — концентрация кислорода в среде в данный момент, мг/м^3 .

Расчет пневматических перемешивающих устройств сводится к определению необходимого давления и расхода сжатого воздуха.

Давление сжатого воздуха p для перемешивания (в Па):

$$p = 1,2 H \rho_{ж} g + p_0, \quad (4.13)$$

где H — высота столба перемешиваемой жидкости, м; $\rho_{ж}$ — плотность перемешиваемой жидкости, кг/м^3 ; p_0 — давление над жидкостью, Па.

Потери давления в воздуховоде приняты равными 20 % от сопротивления столба жидкости (коэффициент 1,2).

Расход воздуха на 1 м^2 свободной поверхности жидкости в аппарате принимают: при умеренном перемешивании $V_{возд} = 0,8 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{мин})$, при интенсивном — $1,0 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{мин})$, или $60 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$.

Скорость истечения газа из отверстий барботера равна 20—40 м/с.

Количество работы, передаваемой газом перемешиваемой жидкости:

$$L_{из} = p V_r \ln(p/p_0), \quad (4.14)$$

где V_r — расход барботирующего газа.

4.6. ИНТЕНСИФИКАЦИЯ ПРОЦЕССОВ ПЕРЕМЕШИВАНИЯ

Повышение эффективности и интенсивности перемешивания осуществляется на основе исследований структуры потоков и анализа гидродинамических моделей аппарата, лежащих в основе математической модели. Кроме того, большое значение имеет изучение работы всех перемешивающих устройств в усло-

виях промышленной эксплуатации. Очень важно при аттестации серийной продукции, выпускаемой заводами химического машиностроения, учитывать заключения потребителей этой продукции о ее работоспособности. Одним из условий улучшения качества перемешивающих устройств является повышение уровня их стандартизации и унификации на основе освоения использования новых конструкционных материалов (алюминия, титана, низколегированных материалов, сплавов и пластических масс).

Большое внимание уделяется выпуску аппаратуры с перемешивающими устройствами для обработки больших объемов жидкостей, усовершенствованию конструкций приводов и других важных узлов аппаратов.

Для аппаратов с мешалками при обработке больших объемов жидкостей ($V_c > 300 \text{ м}^3$) характерно применение нескольких мешалок с независимыми приводами или многоярусных мешалок.

Расширяется использование таких интенсивных способов обработки жидких сред, как вибрационное и пульсационное перемешивание. Для процессов, идущих с поглощением газов, получили распространение всасывающие мешалки, а также аппараты с циркуляционным контуром.

ТЕПЛОВЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

ГЛАВА 5

ОСНОВЫ ТЕПЛОПЕРЕДАЧИ

Теплообменом называется процесс переноса теплоты, происходящий между телами, имеющими различную температуру. При этом теплота переходит самопроизвольно от более нагретого к менее нагретому телу. В результате передачи теплоты происходят: нагревание — охлаждение, парообразование — конденсация, плавление — кристаллизация. Теплообмен имеет важное значение для проведения процессов выпаривания, сушки, перегонки и др. [7, 8].

Тела, которые участвуют в теплообмене называются *теплоносителями*.

Теплообменные процессы могут происходить только при наличии разности температур между теплоносителями, т. е. разность температур — *движущая сила теплообмена*.

Различают стационарные и нестационарные теплообменные процессы. В периодически действующих аппаратах при нагревании или охлаждении, где температуры меняются во времени, осуществляются *нестационарные процессы*.

В непрерывно действующих аппаратах, где температуры в различных точках аппарата не изменяются во времени, протекают *стационарные процессы*.

5.1. МЕХАНИЗМ ПЕРЕНОСА ТЕПЛОТЫ

Теплота от одного тела к другому может передаваться теплопроводностью, конвекцией и тепловым излучением.

Теплопроводность — это процесс передачи теплоты внутри тела от одних частиц к другим вследствие их движения и взаимного соприкосновения. Передача только при помощи теплопроводности может происходить лишь в твердых телах.

Конвекция — это процесс распространения теплоты в результате движения и перемещения частиц жидкостей или газов. Перенос теплоты возможен в условиях естественной конвекции, при которой движение частиц вызвано разностью плотностей в различных точках объема, вследствие разности температур в этих точках, и принудительной конвекции при перемещении всей массы газа или жидкости.

Лучеиспускание (тепловое излучение) — процесс распространения теплоты с помощью электромагнитных волн, обусловленный только температурой и оптическими свойствами излучающего тела, при этом внутренняя энергия тела переходит в энергию излучения.

В действительных процессах все эти три способа теплообмена обычно сопутствуют друг другу и часто связаны с переносом массы (диффузией), т. е. имеет место сложный тепло- и массообмен.

Перенос теплоты от поверхности твердого тела к газообразной или жидкой среде называется *конвективной теплоотдачей* или просто *теплоотдачей*.

Процесс передачи теплоты от горячей жидкости (газа) к холодной через стенку называется *теплопередачей*.

Тепловой баланс

При теплообмене теплота, отдаваемая более нагретым теплоносителем (Q_1), затрачивается на нагрев более холодного теплоносителя (Q_2). Пренебрегая потерями теплоты, уравнение теплового баланса можно записать в виде:

$$Q = Q_1 = Q_2, \quad (5.1)$$

где Q — тепловая нагрузка аппарата, Вт.

Пусть расход более нагретого теплоносителя G_1 , его энтальпия на входе в аппарат $I_{1н}$ и на выходе из аппарата $I_{1к}$, а для более холодного теплоносителя — G_2 , его начальная энтальпия $I_{2н}$ и конечная энтальпия $I_{2к}$. Тогда уравнение теплового баланса примет вид:

$$Q = G_1 (I_{1н} - I_{1к}) = G_2 (I_{2к} - I_{2н}). \quad (5.2)$$

Если теплообмен протекает без изменения агрегатного состояния теплоносителей, то энтальпии их равны произведению удельной теплоемкости c на температуру t :

$$I = ct, \quad (5.3)$$

Удельная теплоемкость — это количество теплоты, сообщаемое единице вещества для изменения его температуры на 1 К; измеряется в Дж/(кг·К). Тогда уравнение теплового баланса:

$$Q = G_1 c_1 (t_{1н} - t_{1к}) = G_2 c_2 (t_{2к} - t_{2н}). \quad (5.4)$$

Здесь c_1 и c_2 — средние удельные теплоемкости нагретого и холодного теплоносителя, соответственно, Дж/(кг·К); t_n и t_k — начальная и конечная температуры теплоносителя.

Если теплообмен осуществляется при изменении агрегатного состояния теплоносителя (конденсация пара, испарение жидкости и др.), то в тепловом балансе должны быть учтены тепловые эффекты, сопровождающие процесс.

Например, при конденсации насыщенного пара, являющегося греющим агентом, величина $I_{1н}$ в уравнении теплового баланса представляет собой энтальпию поступающего пара, а $I_{1к}$ — энтальпию удаляемого парового конденсата.

В случае использования перегретого пара и охлаждения конденсата тепловая нагрузка Q будет представлять собой сумму теплоты $Q_{пер}$, отдаваемой при охлаждении пара от t_p до температуры насыщения $t_{нас}$, теплоты конденсации $Q_{конд}$ и теплоты, отдаваемой при охлаждении конденсата $Q_{охл}$, а уравнение теплового баланса примет вид:

$$Q = G(I_{1н} - I_{1к}) = Q_{пер} + Q_{конд} + Q_{охл} = Gc_p(t_p - t_{нас}) + Gr + Gc_k(t_n - t_{охл}), \quad (5.5)$$

где c_p и c_k — удельные теплоемкости пара и конденсата, Дж/(кг·К); r — удельная теплота конденсации (испарения), Дж/кг; $t_{охл}$ — температура охлаждения конденсата, К.

Температурное поле и температурный градиент. Тепловой поток

Совокупность значений температур во всех точках тела называется его *температурным полем*. Температурные поля бывают стационарными и нестационарными. *Стационарным* (установившимся) называется такое поле, в котором температура в каждой точке не меняется во времени, если же температура меняется, то поле будет *нестационарным* (неустановившимся). При стационарном тепловом режиме изотермические поверхности неподвижны, при нестационарном режиме они перемещаются в теле.

Температурное поле выражается функцией: $t = f(x, y, z, \tau)$, т. е. температура в данной точке f зависит от координат точки (x, y, z) и изменяется во времени τ .

Если температуры в двух соседних точках тела равны, то, следовательно, эти точки лежат на одной поверхности одинаковых температур, т. е. на *изотермической поверхности*, и теплота не может распространяться вдоль всей изотермической поверхности.

Для перехода теплоты от одной точки к соседней необходимо наличие между их температурами некоторой разности, причем теплота распространяется в сторону понижения температуры.

Для характеристики степени интенсивности изменения температуры в различных точках температурного поля пользуются величиной, которая называется *температурным градиентом* и обозначается через $\text{grad } t$ (град/м). Это предел отношения приращения температуры Δt по направлению распространения теплоты между двумя изотермическими поверхностями к расстоянию Δl между этими поверхностями, измеренному по кратчай-

шему расстоянию между ними:

$$\text{grad } t = \lim_{\Delta t \rightarrow 0} \frac{\Delta t}{\Delta l} = \frac{dt}{dl}.$$

Поток теплоты может возникнуть только при условии, что $\text{grad } t \neq 0$; поток всегда направлен в сторону наименьшей температуры.

Тепловым потоком называется количество теплоты (в Дж), переданное в единицу времени (в с), и выражается в Дж/с, т. е. в ваттах (Вт).

В различных точках температурного поля тепловой поток может быть различным по величине и по направлению. В нестационарном температурном поле он меняется и во времени.

Величина теплового потока зависит от температурных условий поля и от физических свойств вещества.

Теплопроводность. Закон Фурье

Основным законом передачи теплоты теплопроводностью является *закон Фурье*. При исследовании передачи теплоты в твердом теле Фурье установил, что количество теплоты, проходящее через тело, пропорционально падению температуры, времени и площади сечения, перпендикулярного направлению распространения потока теплоты.

Рассмотрим передачу теплоты через плоскую стенку (рис. 5.1) толщиной δ . Температуры поверхности стенки t_1 и t_2 . Режим теплопередачи стационарный, температуры не изменяются во времени.

Через поверхность F в перпендикулярном к ней направлении в единицу времени проходит количество теплоты, равное Q . Температура t по направлению теплового потока уменьшается по толщине dl на величину dt .

Согласно закону Фурье,

$$Q = -\lambda F \frac{dt}{dl}, \quad (5.6)$$

где dt/dl — температурный градиент; λ — коэффициент пропорциональности, называемый коэффициентом теплопроводности, Дж/(м·К).

Знак минус в уравнении (5.6) указывает на то, что тепловой поток перемещается в сторону понижения температуры.

Коэффициент теплопроводности показывает количество теплоты, проходящее вследствие теплопроводности в единицу времени через единицу поверхности теплообмена при разности

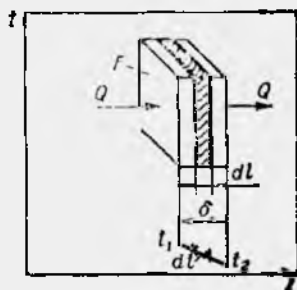


Рис. 5.1. Теплопередача через плоскую стенку в координатах $t-l$

температур между стенками 1 К на единицу толщины стенки; $[\lambda] = [\text{Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})]$.

Таким образом,

$$\lambda = \frac{Q\delta}{F(t_{\text{ст.1}} - t_{\text{ст.2}})\tau}. \quad (5.7)$$

Величина $\lambda/\delta = Q/(F(t_{\text{ст.1}} - t_{\text{ст.2}}))$ выражает *теловую проницаемость*. Это количество теплоты, которое проходит через единицу поверхности обеих сторон стенки в единицу времени при разности температур $t_{\text{ст.1}} - t_{\text{ст.2}} = 1$ К. Обратное значение этой величины, т. е. $\delta/\lambda = F(t_{\text{ст.1}} - t_{\text{ст.2}})/Q$, называется *теловым или термическим сопротивлением стенки*.

Уравнение теплопроводности плоской стенки при установившемся тепловом режиме:

$$Q = \lambda F(t_{\text{ст.1}} - t_{\text{ст.2}})\tau/\delta. \quad (5.8)$$

Значение коэффициента теплопроводности λ зависит от природы вещества и меняется с температурой, плотностью, влажностью, давлением и структурой. Так, коэффициент теплопроводности газов возрастает с повышением температуры. То же наблюдается и у теплоизоляционных твердых материалов. У чистых металлов коэффициент теплопроводности уменьшается с ростом температуры, а у жидкостей эта зависимость имеет весьма сложный характер. При обычных температурах и давлениях лучшими проводниками теплоты являются металлы и худшими — газы. Например, для стали $\lambda = 17,5$ Вт/(м·К), для меди $\lambda = 384$ Вт/(м·К), для капельных жидкостей $\lambda = 0,1 \div 0,7$ Вт/(м·К), а для газов $\lambda = 0,006 \div 0,6$ Вт/(м·К).

Небольшое количество примесей в чистом металле приводит к значительным потерям теплопроводности. Облучение быстрыми нейтронами может вдвое и более уменьшить теплопроводность металлов или керамических изделий.

Конвекция. Закон Ньютона

Конвективный теплообмен — это теплообмен между твердым телом и жидкостью (газом), происходящий при их соприкосновении и одновременном переносе теплоты путем теплопроводности и конвекции. Такой случай распространения теплоты называется теплоотдачей. Конвективный перенос теплоты связан с движением теплоносителя. Движение среды вызывается разными причинами: вынужденное движение возникает под действием какого-либо возбудителя (насоса, перистальтора, мешалки), свободное движение — вследствие разности плотностей нагретых и холодных частиц среды, которая обусловлена наличием разности температур. В первом случае это будет *вынужденная конвекция*, во втором — *естественная конвекция*.

Во всех случаях движения теплоносителя у твердой стенки образуется *тепловой пограничный слой*, термическое сопротив-

ление которого отличается от термического сопротивления свободно движущегося теплоносителя.

В настоящее время в гидродинамике вязкой жидкости получила признание гипотеза о том, что частицы жидкости, непосредственно прилегающие к твердому телу, адсорбируются им, как бы прилипают к его поверхности, т. е. скорость потока равна скорости тела (а если тело неподвижно, то нулю). Этот слой «прилипшей» жидкости (*гидродинамический пограничный слой*) нужно рассматривать, как бесконечно тонкий слой.

Гидродинамический и тепловой пограничные слои геометрически не совпадают.

В основной массе теплоносителя (ядре потока) решающая роль при переносе теплоты принадлежит *турбулентным пульсациям*. Благодаря им температура в ядре потока практически постоянна (выравнивается до некоторого среднего значения).

Резкое изменение температуры наблюдается лишь в пограничном слое. Здесь турбулентные пульсации затухают и решающее влияние на теплообмен оказывает передача теплоты теплопроводностью, а в непосредственной близости от стенки перенос теплоты осуществляется только теплопроводностью.

Понятия «толщина пограничного слоя» и «внешняя граница пограничного слоя» довольно условны, так как резкого перехода от пограничного слоя к течению вне слоя нет.

Для интенсификации конвективного теплообмена желательно, чтобы тепловой пограничный слой был возможно тоньше. С развитием турбулентности потока пограничный слой становится настолько тонким, что теплообмен осуществляется исключительно конвекцией.

Основным законом теплоотдачи является *закон охлаждения Ньютона*, согласно которому количество теплоты Q , переданное (или полученное) от теплообменной поверхности к окружающей среде, прямо пропорционально поверхности теплообмена F , разности температуры поверхности $t_{ст}$ и температуры окружающей среды t_1 , а также времени τ , в течение которого идет теплообмен:

$$Q = \alpha F (t_{ст} - t_1) \tau, \quad (5.9)$$

где α — коэффициент пропорциональности, называемый коэффициентом теплоотдачи, Вт/(м²·К).

Коэффициент теплоотдачи α определяет количество теплоты (в Дж), которое передается от 1 м² теплообменной поверхности к жидкости (или от жидкости к 1 м² теплообменной поверхности) в течение 1 с при разности температур между теплообменной поверхностью и жидкостью 1 К; $[\alpha] = \left[\frac{\text{Дж}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{К}} \right] = \left[\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}} \right]$.

Коэффициент теплоотдачи α не является постоянной величиной для данного вещества или материала и зависит не только от скорости перемещения жидкости вдоль поверхности нагрева, но и от размеров и формы сечения поверхности теплообмена,

плотности, вязкости, теплопроводности, удельной теплоемкости и коэффициента объемного расширения движущейся жидкости.

Вполне очевидно, что экспериментальное определение коэффициента теплоотдачи в зависимости от всех указанных переменных величин является трудной задачей. В данном случае известную помощь оказывает теория подобия.

3.2. УСЛОВИЯ ТЕПЛОВОГО ПОДОБИЯ. КРИТЕРИИ ТЕПЛОВОГО ПОДОБИЯ

Сложность явлений конвективного теплообмена, происходящего в процессе движения жидкости около стенок, затрудняет нахождение коэффициентов теплоотдачи чисто аналитическим путем, заставляя обратиться к опыту.

Теория подобия в применении к конвективному теплообмену позволяет установить зависимость коэффициента теплоотдачи от некоторых безразмерных комплексов величин — так называемых *критериев подобия* (табл. 5.1 и 5.2).

Критерии подобия принято обозначать двумя первыми буквами фамилий ученых, много сделавших для развития соответствующих областей знаний.

Физико-химические свойства жидкостей (газов), входящие в критериальные уравнения конвективной теплоотдачи, надо брать по справочным данным при определяющей температуре, которая принимается отдельно для каждого частного случая теплоотдачи. В отдельных случаях, например, принимается средняя температура пограничного слоя:

$$t_{п.с} = 0,5 (t_{ст} + t_{ж}), \quad (5.10)$$

где $t_{ст}$ — температура стенки; $t_{ж}$ — температура жидкости в ядре.

Часто применяют отношение критериев Pe/Re :

$$Pe/Re \rightarrow \nu/\alpha = Pr. \quad (5.11)$$

Это отношение, называемое критерием Прандтля, обладает тем важным преимуществом, что оно содержит только физические свойства потока. Таким образом, если три критерия Pe , Pr , Nu сохраняют одинаковые численные значения, то, следовательно, процессы физически подобны между собой.

При естественном течении теплоносителя критерий Рейнольдса заменяется критерием Грасгофа, который учитывает движущую силу теплоотдачи. В этот критерий входит значение разности температур, являющейся движущей силой теплообмена: $Gr = Ga \beta \Delta t$.

Таким образом, можно записать обобщенное (критериальное) уравнение для конвективного теплообмена:

$$Nu = f(Pr \text{ (или } Pe), Re, Gr, \dots). \quad (5.12)$$

Таблица 5.1

Основные критерии подобия, входящие в критериальные уравнения конвективной теплоотдачи

Критерий	Формула	Наименование	Физический смысл
Нуссельта	$Nu = \alpha l / \lambda$	Критерий теплоотдачи	Характеризует интенсивность перехода теплоты на границе поток — стенка
Прандтля	$Pr = \frac{c_p \mu}{\lambda} = \frac{\nu}{a}$	Критерий подобия температурных и скоростных полей	Характеризует отношение вязкостных и температуропроводных свойств теплоносителя
Рейнольдса	$Re = \frac{w \rho}{\mu} = \frac{wl}{\nu}$	Критерий режима движения	Характеризует соотношение сил инерции и трения в потоке
Пекле	$Pe = RePr = \frac{wl}{a} = \frac{w}{\lambda c_p \nu}$	Критерий теплового подобия	Характеризует соотношение между теплотой, переносимой путем конвекции и путем теплопроводности при конвективном теплообмене
Грасгофа	$Gr = \frac{g l^3 \beta \Delta t}{\nu^2}$	Критерий, применяемый при свободной конвекции	Характеризует соотношение сил трения, инерции и подъемной силы, обусловленной разницей плотностей в отдельных точках изотермического потока

Таблица 5.2

Величины, входящие в критерии подобия, и их единицы измерения

Обозначения	Величина	Единица измерения
α	Коэффициент теплоотдачи	$Вт/(м^2 \cdot К)$
β	Коэффициент объемного расширения	$К^{-1}$
ρ	Плотность	$кг/м^3$
λ	Коэффициент теплопроводности	$Вт/(м \cdot К)$
Δt	Разность температур стенки и жидкости (или наоборот)	$К$
μ	Динамический коэффициент вязкости	$Па \cdot с$
ν	Кинематический коэффициент вязкости	$м^2/с$
$a = \lambda/(c_p \rho)$	Коэффициент температуропроводности	$м^2/с$
c	Удельная теплоемкость (при постоянном давлении)	$Дж/(кг \cdot К)$
g	Ускорение свободного падения	$м/с^2$
l	Определяющий геометрический размер (для каждой формулы указывается, какой размер является определяющим)	$м$
w	Скорость	$м/с$

Здесь Nu — определяемый критерий, так как в него входит искомая величина — коэффициент теплоотдачи α :

$$Nu = \alpha l / \lambda = f(Pr, Re, Gr, \dots), \quad (5.13)$$

откуда $\alpha = (\lambda/l)f(Pr, Re, Gr, \dots)$.

В условиях только вынужденного движения среды уравнение (5.13) имеет вид $Nu = f(Re, Pr)$. Для чисто свободного движения: $Nu = f(Gr, Pr)$.

5.3. ТЕПЛООТДАЧА БЕЗ ИЗМЕНЕНИЯ АГРЕГАТНОГО СОСТОЯНИЯ ПОТОКА

Теплообмен при вынужденной конвекции

Вынужденная конвекция происходит под действием какого-либо внешнего источника энергии (насоса, вентилятора).

При движении потока теплоносителя в теплообменных аппаратах наблюдается влияние поля температур на поле скоростей.

Процесс теплоотдачи при течении жидкости в трубах является более сложным по сравнению с процессом теплоотдачи при омывании поверхности неограниченным потоком. Жидкость, протекающая вдали от поверхности, не испытывает влияния процессов, происходящих у стенки. Сечение труб имеет конечные размеры. В результате, начиная с некоторого расстояния от входа, жидкость по всему поперечному сечению трубы испытывает действие сил вязкости, происходит изменение температур жидкости как по сечению, так и по длине канала. Все это сказывается на интенсивности теплоотдачи.

Теплоотдача в прямых трубах и каналах

Развитое турбулентное течение ($Re > 10^4$). Теплоотдача в этом случае зависит от характера движения и физических свойств жидкости:

$$Nu = 0,021 e_l Re^{0,8} Pr^{0,43} (Pr/Pr_{ст})^{0,25}. \quad (5.14)$$

Здесь определяющая температура — средняя температура жидкости, а для критерия $Pr_{ст}$ все физические величины берутся при температуре стенки. Для многоатомных газов $Pr/Pr_{ст} = 1$. Определяющий геометрический размер l — эквивалентный диаметр $d_s = 4f/P$, где f — площадь поперечного сечения потока; P — периметр поперечного сечения потока. Для труб круглого сечения $d_s = d$. В развернутом виде уравнение (5.14) примет вид:

$$\alpha d / \lambda = 0,021 e_l (wd\rho/\mu)^{0,8} (с\mu/\lambda)^{0,43}.$$

Коэффициент теплоотдачи в коротких трубах и каналах больше, чем в длинных, однако сказывается это только у корот-

Поправочный коэффициент ϵ_l

Значение Re	Значение ϵ_l при l/d								
	1	2	5	10	15	20	30	30	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

ких труб с $l/d < 50$. В этом случае необходимо величину α умножить на поправочный коэффициент ϵ_l (табл. 5.3).

Неустойчивое турбулентное движение. При неустойчивом турбулентном движении, т. е. в переходной области ($2,3 \cdot 10^2 < Re < 10^4$) надежных расчетных формул нет, так как для степенной формы уравнения не удастся найти постоянный показатель степени при Re .

Приближенная формула имеет вид:

$$Nu = 0,008 Re^{0,9} Pr^{0,43}. \quad (5.15)$$

Чаще используют опытные данные в виде графической зависимости $\frac{Nu}{Pr^{0,43} (Pr/Pr_{ст})^{0,25}} = Re$ (рис. 5.2).

Ламинарный режим движения. При ламинарном режиме движения вследствие разности температур у стенки и в ядре потока на основное посылонное движение потока накладывается естественная конвекция (нагретая среда как более легкая поднимается вверх, а холодная опускается вниз). Интенсивность теплоотдачи при этом усиливается. В качестве характеристики свободной кон-

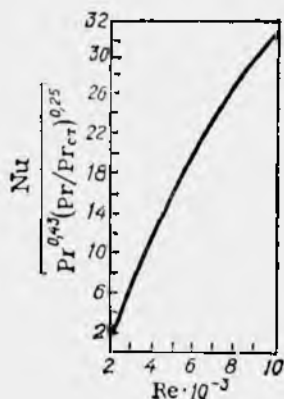
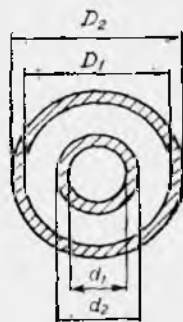


Рис. 5.2. Зависимость

$\frac{Nu}{Pr^{0,43} (Pr/Pr_{ст})^{0,25}}$ от критерия Re при значениях $(GrPr) < 8 \cdot 10^5$

Рис. 5.3. Теплоотдача к жилко-сти, движущейся в канале с концентрическим сечением



векции в критериальное уравнение входит критерий Грасгофа:

$$Nu = 0,15 \varepsilon_l Re^{0,33} Gr^{0,1} Pr^{0,43} (Pr/Pr_{ст})^{0,25}, \quad (5.16)$$

Для определения критериев Nu , Re , Pr , Gr в качестве определяющего размера принят внутренний диаметр трубы или эквивалентный диаметр канала.

В качестве определяющей температуры берется средняя температура теплоносителя. Критерий $Pr_{ст}$ вычисляется при температуре стенки, соприкасающейся с потоком теплоносителя.

Теплоотдача к жидкости, движущейся в канале с концентрическим сечением

Типичным примером является теплообменник типа «труба в трубе». При движении теплоносителя между двумя трубами (рис. 5.3) критериальное уравнение для расчета теплообмена с поверхностью внутренней трубы имеет вид:

$$Nu = 0,023 (D_1/d_2)^{0,15} Re^{0,8} Pr^{0,4}, \quad (5.17)$$

Уравнение (5.17) применяется при $D_1/d_2 = 0,1 \div 1,0$. Определяющим геометрическим размером является эквивалентный диаметр проточного сечения, который рассчитывается по формуле:

$$d_s = (D_1^2 - d_2^2)/d_2. \quad (5.18)$$

Теплоотдача при продольном омывании пучка труб

Типичным примером является пучок труб, смонтированный в цилиндрической рубашке без поперечных перегородок (кожухотрубчатый теплообменник).

Скорость протекания жидкости определяется в данном случае размером проходного сечения между трубами. Для расчета коэффициента теплоотдачи при $Re > 10^4$ можно применить критериальное уравнение

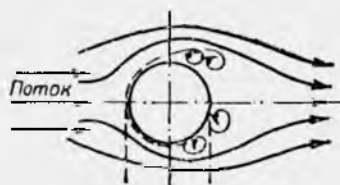
$$Nu = 0,023 Re^{0,8} Pr^{0,4}, \quad (5.19)$$

Определяющим геометрическим размером является эквивалентный диаметр межтрубного пространства:

$$d_s = \frac{D_n^2 - n d_n^2}{n d_n}, \quad (5.20)$$

где D_n — внутренний диаметр кожуха теплообменника, м; d_n — наружный диаметр трубы, м; n — число труб в пучке.

Эквивалентный диаметр является диаметром сечения, ограниченного четырьмя соседними трубами. Определяющая температура — это средняя температура теплоносителя.



Теплоотдача при поперечном обтекании труб

Этот вид теплоотдачи имеет место в кожухотрубчатых теплообменниках при движении теплоносителей в межтрубном пространстве с поперечными перегородками и в трубчатых подогревателях, установленных в дымовых каналах.

Одиночная труба. При поперечном обтекании одиночной трубы (рис. 5.4) на ее лобовой части образуется пограничный ламинарный слой, имеющий конечную толщину по всему течению от точки отрыва. С кормовой стороны поток отрывается от поверхности трубы, и возникают завихрения, приводящие к более интенсивной теплоотдаче в этой зоне.

Теплоотдача от стенки одиночной трубы при поперечном обтекании рассчитывается по уравнениям: 1) при $Re = 10 \div 10^3$

$$Nu = 0,59 Re^{0,47} Pr^{0,38} (Pr/Pr_{ср})^{0,25}; \quad (5.21)$$

2) при $Re = 10^3 \div 2 \cdot 10^5$

$$Nu = 0,21 Re^{0,62} Pr^{0,33} (Pr/Pr_{ср})^{0,25}. \quad (5.22)$$

Пучок труб. Пучки труб характеризуются следующими параметрами: d — диаметр труб, м; t — шаг труб, м; r — число рядов труб.

На форму потока, обтекающего трубки, оказывает влияние взаимное расположение труб и величина шагового расстояния t между ними (рис. 5.5). У первого ряда труб условия теплоотдачи подчиняются тем же закономерностям, что и у одиночных труб, а во втором и третьем ряду интенсивность теплообмена возрастает за счет турбулизации потока при прохождении через пучок труб.

Характер течения потока в межтрубном пространстве практически стабилизируется при шахматном расположении труб на-

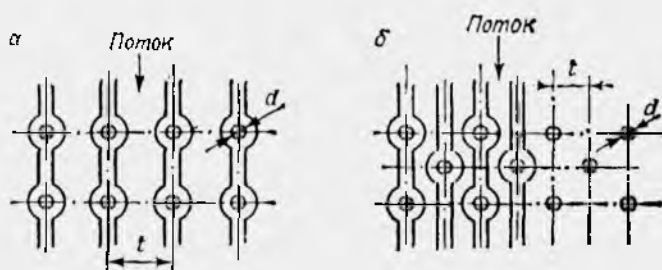


Рис. 5.5. Поперечное омывание пучка труб:

а — коридорное расположение труб; б — шахматное расположение труб

чина с четвертого ряда, а при коридорном расположении — с седьмого ряда.

Перемешивание при шахматном расположении труб более интенсивно, чем при коридорном, что обуславливает более эффективную теплоотдачу.

Расчетные уравнения зависят от величины критерия Re .

При $Re < 10^3$ для коридорных и шахматных пучков

$$Nu = 0,56e_{\varphi} Re^{0,5} Pr^{0,36} (Pr/Pr_{ст})^{0,25}, \quad (5.23)$$

При $Re > 10^3$ для коридорных пучков

$$Nu = 0,22e_{\varphi} Re^{0,65} Pr^{0,36} (Pr/Pr_{ст})^{0,25} \quad (5.24)$$

и для шахматных пучков

$$Nu = 0,4e_{\varphi} Re^{0,6} Pr^{0,36} (Pr/Pr_{ст})^{0,25}, \quad (5.25)$$

где $e_{\varphi} = 0,42 + 1,0$ — коэффициент, учитывающий угол направления потока на пучок труб.

Определяющей температурой является средняя температура жидкости, определяющим размером — наружный диаметр трубы.

Теплоотдача в аппаратах с мешалкой

Для повышения интенсивности теплообмена в аппаратах со змеевиками и рубашками используют мешалки. В этом случае значения коэффициентов теплоотдачи зависят от конструкции аппарата, мешалки и физических свойств перемешиваемой среды. Для расчета можно воспользоваться упрощенными уравнениями:

1) при теплообмене со стенками сосуда

$$Nu = 0,36 Re_{\kappa}^{0,67} Pr^{0,33}, \quad (5.26)$$

2) при теплообмене со змеевиком

$$Nu = 0,87 Re_{\kappa}^{0,62} Pr^{0,33}, \quad (5.27)$$

Критерий Рейнольдса определяется по формуле

$$Re_{\kappa} = nd^2\rho/\mu, \quad (5.28)$$

где n — частота вращения мешалки, об/с; d — диаметр лопасти мешалки, м.

Для критерия Nu определяющим размером является диаметр сосуда, определяющей температурой — температура теплоносителя.

Теплоотдача при пленочном течении жидкости

Если теплоноситель движется по вертикальной поверхности в виде тонкой пленки, то теплоотдача зависит от толщины пленки, которая в свою очередь является функцией физических свойств жидкости и режима течения пленки.

При турбулентном стекании пленки: ($Re > 2,3 \cdot 10^3$):

$$Nu_{пл} = 0,01 (Ga \text{ Pr } Re_{пл})^{1/3}. \quad (5.29)$$

При ламинарном стекании пленки ($Re < 2,3 \cdot 10^3$):

$$Nu_{пл} = 0,67 (Ga^2 \text{ Pr}^3 Re_{пл})^{1/9}. \quad (5.30)$$

Определяющей температурой является средняя температура пограничного слоя, равная $0,5(t_{ст} + t_{ср. ж})$. Критерий $Re_{пл}$ для поверхности вертикальной трубы рассчитывается по формуле:

$$Re_{пл} = 4\Gamma/\mu. \quad (5.31)$$

Здесь $\Gamma = G/(\pi dn) = G/H$ — линейная плотность орошения, $\text{кг}/(\text{м} \cdot \text{с})$; $H = \pi dn$ — омываемый периметр, м; n — число труб; d — внутренний диаметр трубы, м; G — расход теплоносителя, $\text{кг}/\text{с}$.

Критерии Nu и Ga :

$$Nu = \alpha H/\lambda; \quad (5.32) \quad Ga = H^3 \rho^2 g/\mu^2, \quad (5.33)$$

где H — высота поверхности, м.

5.4. ТЕПЛООТДАЧА ПРИ ИЗМЕНЕНИИ АГРЕГАТНОГО СОСТОЯНИЯ ПОТОКА

Теплообмен при естественной конвекции

Естественная конвекция поддерживается не искусственным путем, а возникает сама, под действием разности температур и обусловленной этим разности плотностей в жидкостях и газах. Если, например, поместить в воздушное пространство с постоянной температурой нагревательный элемент, то наступает теплообмен между элементом и окружающим воздухом. Частицы воздуха, находящиеся вблизи элемента, нагреваются, плотность их уменьшается, вследствие чего они поднимаются. На их место поступают новые, более холодные частицы, которые, нагреваясь, тоже поднимаются. Таким образом, подъемная сила создается за счет вытеснения нагретого воздуха более тяжелым холодным воздухом.

Естественная конвекция возникает за счет действия массовых сил на элементы жидкости или газа. Эти силы могут иметь различную физическую природу: сила тяжести, центробежная сила, электромагнитные силы.

Рассмотрим процесс естественной конвекции, вызванный разностями гравитационных сил, обусловленными перепадами температур и, как следствие, разностями плотности среды. В данном случае теплоотдача зависит от формы и размеров поверхности нагрева, температур поверхности и теплоносителя, коэффициента объемного расширения и других физических свойств. Скорость движения жидкости не оказывает влияния на теплоотдачу, поэтому критерий Рейнольдса исключается из уравнений

теплоотдачи при естественной конвекции, в которых определяющими являются критерии Gr и Pr .

При теплоотдаче снаружи горизонтальных труб, если $10^3 < Gr Pr < 10^9$

$$Nu = 0,5 (Gr Pr)^{0,25} (Pr/Pr_{ст})^{0,25}, \quad (5.34)$$

Для вертикальных поверхностей (плоских и цилиндрических): 1) при $10^3 < Gr Pr < 10^9$

$$Nu = 0,76 (Gr Pr)^{0,25} (Pr/Pr_{ст})^{0,25}; \quad (5.35)$$

2) при $Gr Pr > 10^9$

$$Nu = 0,15 (Gr Pr)^{0,33} (Pr/Pr_{ст})^{0,25}. \quad (5.36)$$

Определяющей температурой является температура пленки

$$t_{пл} = 0,5 (t_{ср} + t_{ст}), \quad (5.37)$$

а определяющим размером для горизонтальных труб — диаметр, для вертикальных поверхностей — высота.

Теплоотдача при кипении жидкостей

Кипением называется процесс интенсивного парообразования, происходящего во всем объеме жидкости, перегретой относительно температуры насыщения, с образованием паровых пузырей.

Различают два основных режима кипения: пузырьковый и пленочный.

Режим кипения, при котором пар образуется в виде отдельных периодически зарождающихся, растущих и отрывающихся паровых пузырей, называется *пузырьковым кипением*.

С увеличением теплового потока до некоторого значения паровые пузырьки сливаются, образуя у поверхности теплообмена сплошной паровой слой, периодически прорывающийся в объем жидкости. Режим кипения, при котором происходит слияние образующихся пузырьков в подвижную паровую пленку, поднимающуюся у поверхности нагрева, называется *пленочным кипением*.

Коэффициенты теплоотдачи при пузырьковом кипении выше, чем при пленочном кипении.

Процесс кипения определяется скоростью образования пузырей, их ростом, отрывом и всплыванием.

Пузырьки пара возникают только в отдельных точках обогреваемой поверхности, называемых *центрами парообразования*. Эти выступающие точки являются следствием шероховатостей, приставших частиц и др. Число действующих центров парообразования увеличивается вместе со степенью нагрева жидкости, когда процесс кипения становится более интенсивным. Эта зависимость в основном обуславливается явлением поверхностного натяжения.

Рис. 5.6. Формы паровых пузырьков при кипении на хорошо смачиваемой (а) и несмачиваемой (б) поверхностях нагрева

Вследствие поверхностного натяжения давление внутри пузырьков образующегося пара выше давления окружающей его жидкости.

Возникнув на греющей поверхности, пузырек пара растет до тех пор, пока сила Архимеда не превысит силу сцепления его с поверхностью (рис. 5.6). Затем пузырек отрывается от поверхности и всплывает. По мере всплывания пузырек пара увеличивается в объеме за счет испарения в него жидкости и, достигнув поверхности, лопается.

На место оторвавшегося пузырька к греющей поверхности подходит свежая жидкость из общего объема. Эти локальные, часто повторяющиеся акты обновления жидкости у стенки обеспечивают высокую интенсивность процесса теплоотдачи.

Необходимым условием передачи теплоты от твердой поверхности к кипящей жидкости является перегрев поверхности относительно температуры насыщения. При малых разностях температур стенки и жидкости (Δt) интенсивность теплообмена определяется процессом свободной конвекции жидкости около нагретой твердой стенки. По мере увеличения перегрева число центров парообразования становится больше, возрастает интенсивность перемешивания жидкости и, соответственно, повышается коэффициент теплоотдачи (рис. 5.7).

При некотором значении $\Delta t = \Delta t_{кр}$ пузырьки у поверхности перестают отрываться индивидуально и сливаются в сплошную паровую пленку. Повышение разности температур сверх критической приводит к резкому снижению интенсивности теплообмена за счет перехода пузырькового кипения в пленочное, коэффициент теплоотдачи к кипящей среде значительно понижается.

Знание критической разности температур имеет большое практическое значение, так как в зависимости от данной разности можно выбрать оптимальные условия работы для оборудования, в котором осуществляется кипение.

Коэффициент теплоотдачи для кипящей жидкости может быть рассчитан по уравнению, связывающему коэффициент теп-

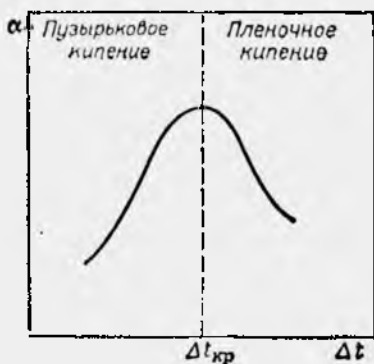
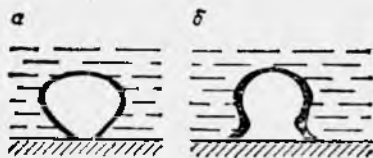


Рис. 5.7. Характер изменения интенсивности теплоотдачи при кипении в зависимости от перегрева теплопроводящей поверхности $\alpha = f(\Delta t)$

лоотдачи с тепловым потоком и физическими свойствами жидкости:

$$\alpha_{\text{кип}} = b \left(\frac{\lambda^2}{\nu \sigma T_{\text{кип}}} \right)^{1/3} q^{2/3} \quad (5.38)$$

или

$$\alpha_{\text{кип}} = b' \left(\frac{\lambda^2}{\nu \sigma T_{\text{кип}}} \right)^{1/3} \Delta t^2, \quad (5.39)$$

где $b = 0,075 \left[1 + 10 \left(\frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{п}}} - 1 \right)^{-2/3} \right]$ — безразмерный коэффициент, зависящий от отношения плотностей жидкости и пара; σ — поверхностное натяжение, Н/м; $T_{\text{кип}}$ — температура кипения, К; q — удельная тепловая нагрузка, Вт/м².

Все физико-химические константы следует брать при температуре кипения.

Теплоотдача при конденсации пара

Если пар соприкасается со стенкой, температура которой ниже температуры насыщения, то он конденсируется на стенке и оседает на ней в виде жидкости. Различают три вида конденсации пара на твердой поверхности.

Пленочная конденсация, когда конденсат стекает по поверхности в виде сплошной пленки (имеет место на поверхностях при интенсивной конденсации).

Капельная конденсация, когда конденсат выпадает на поверхности в виде отдельных капель (имеет место на несмачиваемых поверхностях охлаждения).

Смешанная конденсация, когда часть поверхности покрыта каплями, а часть — пленкой конденсата.

При капельной конденсации можно получать высокие коэффициенты теплоотдачи. Например, коэффициенты теплоотдачи при пленочной конденсации водяного пара атмосферного давления имеют порядок $(7 \div 12) \cdot 10^3$ Вт/(м²·К), а при капельной конденсации — $(4 \div 10) \cdot 10^4$ Вт/(м²·К).

Устойчивый характер капельная конденсация имеет лишь в аппаратах, поверхность охлаждения которых не смачивается конденсатом благодаря физическим свойствам жидкой фазы, например в конденсаторах ртутного пара, а также при периодическом вводе в пар эффективных гидрофобизаторов.

Практически в современных конденсаторах всегда происходит пленочная конденсация пара.

Теплота, выделяющаяся при конденсации пара, должна пройти к стенке через пленку конденсата (рис. 5.8). Если движение жидкой пленки ламинарно, то переход теплоты осуществляется исключительно путем теплопроводности. Решающим фактором в данном случае является толщина пленки конденсата.

При пленочной конденсации на вертикальной поверхности (рис. 5.9) в верхней части пленки, когда ее толщина и, соответ-

Рис. 5.8. Стеkanie жидкой пленки с горизонтальной трубы:

1—труба; 2—охлаждающая вода; 3—пленка конденсата

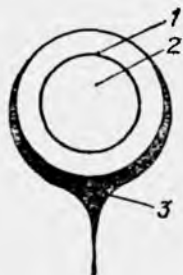
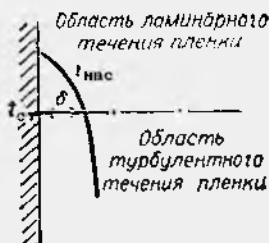


Рис. 5.9. Стеkanie пленки конденсата по вертикальной поверхности



ственно, скорость течения невелика, имеет место чисто ламинарное движение с плоской границей раздела фаз.

В дальнейшем на поверхности пленки начинают возникать волны, приводящие к некоторому уменьшению толщины пленки конденсата. На поверхности конденсата устанавливается температура, практически равная температуре насыщения $t_{\text{нас}}$.

Содержание неконденсирующихся газов в паре резко снижает теплоотдачу. Так, содержание в водяном паре 1 % воздуха уменьшает коэффициент теплоотдачи на 60 %, а содержание 3 % воздуха — на 80 %. Скапливаясь у поверхности пленки стекающего по трубе конденсата, эти газы создают защитный слой, препятствующий доступу пара к поверхности теплообмена.

Оценить скорость перемещения пленки очень трудно, поэтому для описания гидродинамики стекания пленки используют критерии Галилея:

$$Ga = Re^2 / Fr = \rho l^3 / \nu^2, \quad (5.40)$$

который характеризует соотношение сил тяжести и трения.

Общий вид критериальной зависимости для определения коэффициента теплоотдачи при конденсации имеет вид:

$$Nu = f(Ga, Pr, K).$$

Здесь $K = r / (c_{\text{ж}} \Delta t)$ — критерий фазового перехода, или критерий конденсации, является мерой отношения теплоты, затрачиваемой на фазовое превращение, к теплоте переохлаждения фазы; r — удельная теплота конденсации; $c_{\text{ж}}$ — удельная теплоемкость конденсата; $\Delta t = t_{\text{нас}} - t_{\text{ст}}$.

5.5. ЧИСЛЕННЫЕ ЗНАЧЕНИЯ КОЭФФИЦИЕНТОВ ТЕПЛООТДАЧИ

Для того чтобы дать представление о порядке значений коэффициентов теплоотдачи в наиболее распространенных теплообменных процессах, ниже приводятся ориентировочные интервалы их в промышленных теплообменных устройствах:

Теплоотдача	α , Вт/(м ² ·К)
При нагревании и охлаждении:	
воздуха	1,16—58
перегретого пара	23,2—116
масел	58—1740
воды	232—11 600
При кипении воды	580—52 200
При пленочной конденсации водяных паров	4640—17 400
При конденсации паров органических веществ	580—2320

5.6. ТЕПЛОПЕРЕДАЧА

Основное уравнение теплопередачи

В большинстве практических случаев взаимодействие теплоносителей происходит через некоторую поверхность раздела, которая в общем случае может рассматриваться как многослойная твердая стенка. Например, в трубчатых теплообменниках теплообмен происходит через стенку трубы и два слоя загрязнений с обеих сторон стенки.

Этот вид теплообмена называется *теплопередачей*. Количество передаваемой теплоты определяется основным уравнением теплопередачи:

$$Q = KF \Delta t_{\text{ср}}, \quad (5.41)$$

где Q — тепловой поток, т. е. количество теплоты, передаваемое через поверхность теплообмена в 1 с, Вт; K — коэффициент теплопередачи, Вт/(м²·К); F — площадь поверхности теплопередачи, м²; $\Delta t_{\text{ср}}$ — средняя разность температур горячего и холодного теплоносителя, К.

Коэффициент теплопередачи K показывает, какое количество теплоты переходит в единицу времени от более нагретого к менее нагретому теплоносителю через разделяющую их стенку площадью 1 м² в течение 1 с, при разности температур между теплоносителями 1 К.

Удельная тепловая нагрузка (удельный тепловой поток):

$$q = Q/F = K \Delta t_{\text{ср}}. \quad (5.42)$$

Ориентировочные значения коэффициентов теплопередачи:

Вид теплообмена	K , Вт/(м ² ·К)
От газа к газу	4—40
От газа к жидкости	6—60
От конденсирующегося пара к газу	6—60
От жидкости к жидкости (вода)	140—1700
От жидкости к жидкости (углеводороды, масла)	30—270
От конденсирующегося пара к органическим жидкостям	60—340
От конденсирующегося пара органических веществ к воде	230—800
От конденсирующегося пара к кипящей жидкости	300—2500

Теплопередача через плоскую стенку

Рассмотрим случай передачи теплоты от горячего теплоносителя с температурой t_1 к холодному теплоносителю с температурой t_2 через разделяющую их плоскую стенку, состоящую из двух слоев толщиной δ_1 и δ_2 , с различной теплопроводностью λ_1 и λ_2 (рис. 5.10).

Теплопередача идет в четыре этапа.

1. Конвективная теплоотдача от ядра потока горячего теплоносителя к стенке:

$$Q_1 = \alpha_1 F (t_1 - t_{\text{ст. 1}}),$$

Рис. 5.10. Передача теплоты через плоскую стенку

2. Теплопроводность через первый слой стенки толщиной δ_1 и теплопроводностью λ_1 :

$$Q_2 = \frac{\lambda_1}{\delta_1} F (t_{\text{ст.1}} - t_{\text{ст.1-2}}).$$

3. Теплопроводность через второй слой стенки толщиной δ_2 и теплопроводностью λ_2 :

$$Q_3 = \frac{\lambda_2}{\delta_2} F (t_{\text{ст.1-2}} - t_{\text{ст.2}}).$$

4. Конвективная теплоотдача от стенки к ядру потока холодного теплоносителя:

$$Q_4 = \alpha_2 F (t_{\text{ст.2}} - t_2).$$

При установившемся процессе эти количества передаваемой теплоты равны между собой, т. е. $Q_1 = Q_2 = Q_3 = Q_4 = Q$.

Полученные уравнения можно представить в виде

$$t_1 - t_{\text{ст.1}} = \frac{1}{\alpha_1} \frac{Q}{F}; \quad t_{\text{ст.1}} - t_{\text{ст.1-2}} = \frac{\delta_1}{\lambda_1} \frac{Q}{F};$$

$$t_{\text{ст.1-2}} - t_{\text{ст.2}} = \frac{\delta_2}{\lambda_2} \frac{Q}{F}; \quad t_{\text{ст.2}} - t_2 = \frac{1}{\alpha_2} \frac{Q}{F}.$$

Сложив эти уравнения, получим:

$$t_1 - t_2 = \frac{Q}{F} \left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_2} \right)$$

или

$$Q = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} F (t_1 - t_2), \quad (5.43)$$

где $\sum \frac{\delta}{\lambda} = \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \dots + \frac{\delta_n}{\lambda_n}$.

Исходя из уравнения теплопередачи (5.41) $Q = KF(t_1 - t_2)$, имеем

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad \text{или} \quad \frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}.$$

Здесь $1/K$ — общее термическое сопротивление, $(\text{м}^2 \cdot \text{К})/\text{Вт}$; $1/\alpha_1$, $1/\alpha_2$ — термические сопротивления теплоотдачи, $(\text{м}^2 \cdot \text{К})/\text{Вт}$; $\sum \frac{\delta}{\lambda}$ — термическое сопротивление многослойной стенки, $(\text{м}^2 \cdot \text{К})/\text{Вт}$.

Теплопередача через цилиндрическую стенку

Рассмотрим передачу теплоты теплопроводностью через цилиндрическую стенку (рис. 5.11) длиной l , внутренним радиусом $r_{\text{в}}$ и наружным радиусом $r_{\text{н}}$. Температуры внутренней и

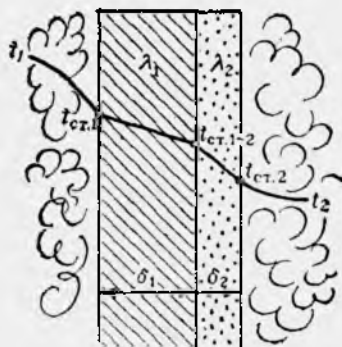
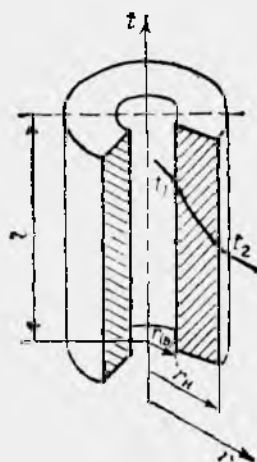


Рис. 5.11. Теплообмен через цилиндрическую стенку



внешней поверхностью постоянны и равны t_1 и t_2 , соответственно, т. е. процесс теплообмена установившийся.

Пусть $t_1 > t_2$ и температура изменяется только в радиальном направлении.

Для цилиндрической стенки поверхность ее в некотором сечении, отвечающем текущему радиусу r , составляет $F = 2\pi r l$. Подставив значение F в уравнение Фурье с учетом, что $r_n/r_b = d_n/d_b$, и произведя ряд преобразований, получим:

$$Q = 2\pi l \tau (t_1 - t_2) \left(\frac{1}{\lambda} \ln \frac{d_b}{d_n} \right).$$

Это уравнение показывает, что по толщине цилиндрической стенки температуры изменяются по логарифмическому закону.

Движущая сила процесса теплопередачи

Движущей силой теплопередачи является разность температур между горячим и холодным теплоносителем.

Наиболее часто теплопередача в промышленной аппаратуре протекает при переменных температурах теплоносителей. Температуры теплоносителей изменяются вдоль поверхности разделяющей их стенки, поэтому в тепловых расчетах пользуются *средней разностью температур* Δt_{cp} , которая и входит в уравнение теплопередачи.

Количество теплоты, передаваемое через поверхность при теплообмене, пропорционально средней разности температур.

При равномерном и небольшом падении температур по длине поверхности нагрева или охлаждения средняя разность температур будет *среднеарифметической*, т. е.

$$\Delta t_{cp} = (\Delta t_6 + \Delta t_m)/2, \quad (5.44)$$

если отношение $\Delta t_6/\Delta t_m < 2$. Здесь Δt_6 и Δt_m — большая и меньшая разности температур на концах теплообменника.

При более интенсивном теплообмене и больших разностях температур, т. е. при $\Delta t_6/\Delta t_m > 2$, падение температур по длине поверхности неравномерно. В этом случае средняя разность будет *среднелогарифмической*, изменяющейся по кривой от начальной до конечной разности температур теплоносителей, и расчет ведется по уравнению:

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_6 - \Delta t_m}{2,3 \lg \frac{\Delta t_6}{\Delta t_m}}. \quad (5.45)$$

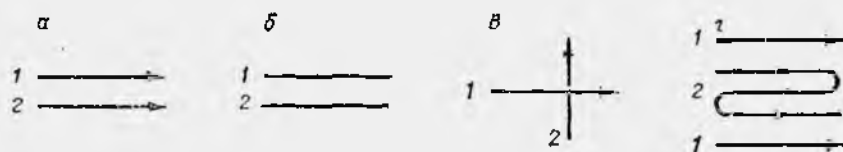


Рис. 5.12. Варианты направления движения теплоносителей вдоль разделяющей их стенки:

а — прямоток; б — противоток; в — перекрестный ток; г — смешанный ток; 1, 2 — теплоносители

Теплопередача при переменных температурах зависит от взаимного направления движения теплоносителей вдоль разделяющей их стенки. *Параллельный ток*, или *прямоток*, — теплоносители (1 и 2) движутся в одном направлении (рис. 5.12, а). *Противоток* — теплоносители движутся в противоположных направлениях (рис. 5.12, б). *Перекрестный ток* — теплоносители движутся взаимно перпендикулярно один другому (рис. 5.12, в). *Смешанный ток* — один из теплоносителей движется в одном направлении, а другой — как прямотоком, так и противотоком к первому (рис. 5.12, г).

Наиболее распространенными видами движения являются прямоток и противоток. Однако применение противотока более экономично, чем прямотока. Это следует из того, что средняя разность температур при противотоке больше, чем при прямотоке, а расход теплоносителей одинаков (при одинаковых начальных и конечных температурах теплоносителей) и скорость теплообмена при противотоке больше.

Сопоставление температурных режимов работы теплообменных аппаратов при прямотоке и противотоке убеждает, что при прямотоке (рис. 5.13, а) максимальный температурный напор имеет место у входа в теплообменник. Затем этот напор уменьшается, достигая минимального значения на выходе из аппарата. При противотоке (рис. 5.13, б) тепловая нагрузка более равномерна, а конечная температура нагревающей среды может быть выше конечной температуры охлаждающей среды. Это позволяет при регенерации теплоты обеспечить более вы-

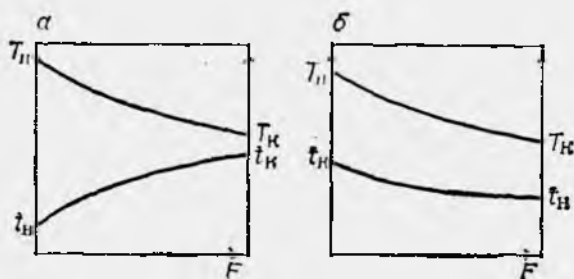


Рис. 5.13. Характер изменения температур теплоносителей:

а — прямоток; б — противоток

сокий подогрев нагреваемой среды, а при охлаждении — снизить расход охлаждающего агента или при том же его расходе понизить конечную температуру охлаждаемой среды.

Определение температуры стенки

Для определения коэффициентов теплоотдачи α необходимо знать температуры стенки $t_{\text{ст.1}}$ и $t_{\text{ст.2}}$. Расчет ведется с применением уравнений теплоотдачи и теплопередачи.

Количество теплоты, отдаваемое горячим теплоносителем: $Q = \alpha_1 F (t_1 - t_{\text{ст.1}})$. Количество теплоты, получаемое холодным теплоносителем: $Q = \alpha_2 F (t_{\text{ст.2}} - t_2)$. Исходя из этих уравнений, находим температуры стенки:

$$t_{\text{ст.1}} = t_1 - \frac{Q}{\alpha_1 F}; \quad t_{\text{ст.2}} = t_2 + \frac{Q}{\alpha_2 F}.$$

Согласно уравнению теплопередачи,

$$Q = K F \Delta t_{\text{ср.}}$$

Подставив значение Q в предыдущие уравнения и произведя сокращения, получим окончательные формулы для определения температур поверхностей стенки:

$$t_{\text{ст.1}} = t_1 - \frac{K \Delta t_{\text{ср.}}}{\alpha_1}; \quad (5.46) \quad t_{\text{ст.2}} = t_2 + \frac{K \Delta t_{\text{ср.}}}{\alpha_2}, \quad (5.47)$$

где t_1 и t_2 — температуры горячего и холодного теплоносителей, K ; $\Delta t_{\text{ср.}}$ — средняя разность температур между теплоносителями.

5.7. ЛУЧЕИСПУСКАНИЕ

Почти всегда наряду с теплопроводностью и конвекцией в тепловых процессах участвует и лучеиспускание. При нагревании тел часть тепловой энергии превращается в лучистую.

Носителем лучистой энергии являются электромагнитные колебания с различными длинами волн. Они известны под названием рентгеновских, ультрафиолетовых, световых, инфракрасных лучей. Колебания, свойственные тепловым лучам, лежат в инфракрасной, невидимой глазам части спектра, в диапазоне 0,8—40 мкм.

При прохождении тепловых лучей через пространство действительны законы, установленные оптикой для видимых лучей (с длиной световой волны 0,4—0,8 мкм).

Лучеиспускание свойственно всем телам. При попадании на тела лучистая энергия частью поглощается, частью отражается, частью проходит сквозь них. Та часть лучистой энергии, которая поглощается телом, переходит в теплоту. Часть энергии, которая отражается и проходит сквозь тела может поглощаться другими телами. В результате этих явлений осуществляется *лучистый теплообмен*. По способности тел пропускать, отражать и погло-

щать лучистую энергию различают абсолютно прозрачные, абсолютно белые и абсолютно черные тела.

Тела, которые поглощают всю падающую на них энергию, называются *абсолютно черными*. Тела, которые полностью отражают лучистую энергию, называются *абсолютно белыми*, а полностью пропускающие — *абсолютно прозрачными*.

Практически не существует тел, обладающих идеальными свойствами. Все реальные тела способны поглощать, отражать, пропускать только часть падающих на них лучей. Все тела, которые поглощают, отражают, пропускают только часть падающей на них лучистой энергии, называют *серыми телами*.

Закон Стефана — Больцмана

Стефан (1879 г.) нашел опытным путем, а Больцман (1884 г.) вывел теоретически зависимость между лучеиспускательной способностью и температурой, называемую законом Стефана — Больцмана: лучеиспускательная способность серого тела E пропорциональна четвертой степени его температуры T (в К) и коэффициенту лучеиспускания серого тела C :

$$E = C (T/100)^4. \quad (5.48)$$

Сопоставив энергию излучения серого тела с энергией излучения абсолютно черного тела при той же температуре, получим характеристику тела, называемую относительной излучательной способностью или *степенью черноты тела ϵ :*

$$\epsilon = E/E_0 = C/C_0, \quad (5.49)$$

где E_0 — лучеиспускательная способность абсолютно черного тела, Вт/м²; $C_0 = 5,7$ — коэффициент лучеиспускания абсолютно черного тела, Вт/(м²·К⁴).

Отсюда $C = \epsilon C_0 = 5,7\epsilon$ Вт/(м²·К⁴). При $\epsilon = 0 \div 1$ значение $C = 0 \div 5,7$ Вт/(м²·К⁴).

Количество теплоты, переходящее от более нагретого тела к менее нагретому посредством лучеиспускания, определяется по уравнению:

$$Q_{1-2} = C_{1-2} \Phi F [(T_1/100)^4 - (T_2/100)^4]. \quad (5.50)$$

Здесь Q_{1-2} — количество теплоты, передаваемое лучеиспусканием в единицу времени, Вт; F — площадь поверхности излучения, м²; C_{1-2} — коэффициент взаимного излучения, Вт/(м²·К⁴); T_2 — температура поверхности менее нагретого тела, К; T_1 — температура поверхности более нагретого тела, К; Φ — угловой коэффициент, определяемый формой и размерами участвующих в теплообмене поверхностей, их взаимным расположением в пространстве и расстоянием между ними (находится из справочной литературы).

Закон Кирхгофа

Связь лучеиспускания и лучепоглощения выражена законом Кирхгофа.

Шероховатая поверхность, на которую падают тепловые лучи, лучше поглощает лучистую энергию, чем гладкая поверх-

ность. Кирхгоф доказал, что и лучеиспускательная способность такой поверхности должна быть выше, чем у гладкой.

По закону Кирхгофа: $A = \varepsilon$, т. е. коэффициент лучепоглощения тела A равен степени его черноты при тех же условиях.

Для абсолютно черного тела коэффициенты лучепоглощения и лучеиспускания равны единице.

Совместная теплоотдача лучеиспусканием и конвекцией

Практически всегда теплота передается одновременно двумя или тремя видами переноса (теплопроводностью, конвекцией, лучеиспусканием). Рассмотрим совместную теплоотдачу излучением и конвекцией на примере определения потерь теплоты стенками аппарата в окружающую среду.

Количество теплоты $Q_{\text{л}}$, передаваемое лучеиспусканием от стенки к среде, определяется уравнением

$$Q_{\text{л}} = C_{1-2} F [(T_1/100)^4 - (T_2/100)^4], \quad (5.51)$$

где C_{1-2} — коэффициент взаимного излучения, Вт/(м²·К⁴); T_1 — температура стенки, К; T_2 — температура среды, К; F — площадь поверхности стенки аппарата, м².

Умножив и разделив правую часть уравнения на $T_1 - T_2$, получим:

$$Q_{\text{л}} = \alpha_{\text{л}} F (T_1 - T_2).$$

Здесь $\alpha_{\text{л}} = C_{1-2} [(T_1/100)^4 - (T_2/100)^4] / (T_1 - T_2)$ — коэффициент теплоотдачи при лучеиспускании, Вт/(м²·К).

Количество теплоты, отдаваемое стенкой путем конвекции, будет равно:

$$Q_{\text{к}} = \alpha_{\text{к}} F (T_1 - T_2), \quad (5.52)$$

где $\alpha_{\text{к}}$ — коэффициент теплоотдачи конвекцией, определяемый по соответствующим формулам для свободного или вынужденного движения.

Для совместной теплоотдачи излучением и конвекцией имеем:

$$Q = Q_{\text{л}} + Q_{\text{к}} = \alpha_{\text{л}} F (T_1 - T_2) + \alpha_{\text{к}} F (T_1 - T_2) = (\alpha_{\text{л}} + \alpha_{\text{к}}) F (T_1 - T_2).$$

Обозначив суммарный коэффициент теплоотдачи конвекцией и излучением $\alpha_{\text{л}} + \alpha_{\text{к}} = \alpha$, получим:

$$Q = \alpha F (T_1 - T_2).$$

Потери теплоты в окружающую среду

В инженерных расчетах для определения суммарного коэффициента теплоотдачи пользуются эмпирическими уравнениями.

Для расчета тепловых потерь аппаратов, находящихся в закрытых помещениях, при температуре поверхности аппарата до 150 °С можно воспользоваться уравнением:

$$\alpha = 9,74 + 0,07 \Delta t,$$

где α — суммарный коэффициент теплоотдачи конвекцией и лучеиспусканием, Вт/(м²·К); Δt — разность температур поверхности аппарата и окружающего воздуха, К.

Для уменьшения потерь теплоты в окружающую среду аппараты и трубопроводы покрывают теплоизоляционными материалами с низкой теплопроводностью ($\lambda < 0,232$ Вт/(м·К)). В качестве теплоизоляционных материалов используют стекловату, асбест, пробковые плиты, совелит и др. Изоляция должна быть термостойка, негигроскопична, дешева и долговечна. Наиболее экономичной толщиной изоляции является та, при которой затраты на изоляцию и потери теплоты минимальные.

ГЛАВА 6

ИСТОЧНИКИ ЭНЕРГИИ. ТЕПЛООБМЕННЫЕ АППАРАТЫ

6.1. ИСТОЧНИКИ ЭНЕРГИИ. ТОПЛИВНО-ЭНЕРГЕТИЧЕСКАЯ БАЗА СССР. ЭНЕРГЕТИЧЕСКАЯ ПРОГРАММА СССР

Обеспеченность энергией является важнейшим, необходимым условием развития и технического прогресса народного хозяйства.

Основными источниками, из которых человечество черпает энергию, являются *топлива* — природные полезные ископаемые или получаемые на их основе горючие органические вещества. Все виды топлив по агрегатному состоянию делятся на твердые, жидкие и газообразные.

К твердым топливам относятся каменный и бурый уголь, горючие сланцы, торф, древесина. Жидкие топлива — это в первую очередь нефть и продукты ее термической или каталитической переработки: бензин, лигроин, газойль, масла и получаемые на их основе товарные топливные продукты. Газообразные топлива включают природный газ, попутные газы нефтедобычи, а также образующиеся во многих процессах углехимии, нефтепереработки и нефтехимии коксовый и генераторный газ и др.

Основной характеристикой топлива является *теплота сгорания*. Теплотой сгорания топлива называется количество теплоты (в кДж), выделяемое 1 кг (или 1 м³) топлива при его полном сжигании (в кДж/кг, кДж/м³). Теплота сгорания зависит от химического состава топлива и условий его сжигания.

Теплота сгорания природных топлив: торф — 18 800—23 300 кДж/кг; бурый уголь — 25 700—27 600 кДж/кг; каменный уголь — 27 000—32 000 кДж/кг; антрацит — 33 500—36 000 кДж/кг; горючие сланцы — 30 100—32 700 кДж/кг; нефть — 41 800—62 700 кДж/кг; природный газ — 35 000—45 800 кДж/м³.

Состав некоторых природных топлив приведен в табл. 6.1.

Состав [в % (по массе)] некоторых природных топлив

Топливо	Органическая масса			Влага	Зола	Сера
	С	Н	О			
Торф	59	6,0	35,0	25	4,5	0,4
Бурый уголь	70	5,5	24,5	50	4,0	2—3
Каменный уголь	82	5,0	13,0	3—8	6,0	2—6
Антрацит	95	2,0	3,0	1—1,5	6,0	1—2
Горючие сланцы	75	10,0	13,0	10—15	30—60	1,5—11
Нефть	83—87	12—14	0,2—0,3	—	0,1—0,5	0,1—7

Советский Союз в отличие от большинства промышленно развитых капиталистических стран имеет топливно-энергетический баланс, обеспеченный запасами угля и других энергоресурсов на длительную перспективу.

Обеспечение надежности развития всего народного хозяйства требует дальнейшего укрепления топливно-энергетического комплекса.

С учетом задач, направленных на дальнейшее развитие народного хозяйства, которое должно осуществляться высокими темпами, была разработана Энергетическая программа СССР. Эта программа определила научно-обоснованные главные направления расширения энергетической базы и дальнейшего совершенствования топливно-энергетического комплекса страны. Намечены основные мероприятия, необходимые для этих целей. Энергетическая программа СССР будет осуществлена в два этапа, первый из которых завершается на рубеже 1990 г., а второй — к 2000 г.

Выполнение энергетической программы СССР будет обеспечиваться путем выполнения ряда основных положений, к которым относятся:

— активная энергосберегающая политика на базе ускоренного научно-технического прогресса, всемерная экономия топлива и энергии, обеспечение энергоемкости продукции;

— ускорение темпов научно-технического прогресса в отраслях топливно-энергетического комплекса;

— ускоренное развитие ядерной энергетики для производства электрической и тепловой энергии и высвобождения дополнительных ресурсов органического топлива;

— обеспечение роста ресурсов моторных топлив, прежде всего путем увеличения глубины переработки нефти и одновременного сокращения расхода мазута электростанциями. Предусматривается также широкое использование в качестве моторных топлив сжатого и сжиженного природного газа;

— организация промышленного производства искусственных жидких топлив на основе угля, сланца и природного газа.

В соответствии с Энергетической программой СССР будут осуществляться крупные сдвиги в структуре топливно-энергетического баланса.

Следует подчеркнуть, что многие мероприятия, проводимые в соответствии с Энергетической программой СССР, связаны с химической промышленностью. Они будут осуществляться и осуществляются с участием химической науки и химических производств. Так, химическая и нефтехимическая промышленности производят около 7 % промышленной продукции, а расходуют при этом 13 % топливно-энергетических ресурсов. Отсюда важность создания безотходных и энергосберегающих производств для этих отраслей промышленности. Развитие ядерной энергетики связано с ее использованием для осуществления экзотермических реакций, а также с созданием химических схем утилизации отходящей теплоты атомных электростанций.

Однако наиболее важные задачи должны решить химическая наука и химическая промышленность в деле создания технологий производств альтернативных топлив, т. е. топлив из нефтяного сырья, разработки новых высокоэффективных методов переработки твердых горючих ископаемых, и в первую очередь угля, получения ценных химических продуктов. Важно создание новых, высокоэффективных, селективных и стабильных катализаторов для осуществления этих процессов. Ограниченность запасов нефти и перемещение основных центров ее добычи на северо-восток нашей страны делают эту задачу особенно актуальной.

Потребность народного хозяйства в топливно-энергетических ресурсах удовлетворяется за счет *первичных топливных ресурсов* (нефть, природный и попутный газ, уголь, горючие сланцы, торф, дрова) и *электроэнергии*, производимой на атомных электростанциях и гидроэлектростанциях.

Около 75 % первичных ресурсов в настоящее время используется в качестве котельно-печного топлива непосредственно в натуральном виде (главным образом энергетический уголь и природный газ) или в виде продуктов их переработки (топочный мазут).

Основной расход котельно-печного топлива в стране приходится на выработку электроэнергии, теплоты и сжатого воздуха. Отмечая огромные объемы расхода энергоресурсов в народном хозяйстве и общую устойчивую тенденцию их роста, следует отметить нерациональный расход ресурсов.

По мере увеличения затрат на добычу топлива и производства энергии возрастает необходимость в более полном использовании получающихся при их преобразовании и конечном потреблении энергетических «отходов» в виде горючих газов,

теплоты нагретого воздуха и воды и т. д., иными словами — *вторичных энергетических ресурсов (ВЭР)*.

Вторичные энергетические ресурсы принято подразделять на три основные группы: горючие (топливные), тепловые и энергетические ресурсы избыточного давления.

Первая группа — это горючие энергоресурсы, образующиеся в различных технологических процессах с использованием топлива. Например, доменный газ при выплавке чугуна, отходящий газ в производстве технического углерода, горючие газы при получении исходного сырья для пластмасс, каучука и других химических продуктов.

Вторая группа — это теплота отходящих газов при сжигании топлива, теплоты воды или воздуха, использованных для охлаждения технологических агрегатов и установок, теплоотходы производства (например, теплота горячих шлаков). Большое количество теплоты теряется при сбросе промышленных сточных вод, при отводе дымовых газов, а также в вентиляционных системах промышленных и общественных зданий.

Третья группа — это потенциальная энергия газов и жидкостей, имеющих давление, не требуемое на последующих стадиях данного технологического процесса. ВЭР избыточного давления преобразуется в механическую энергию, которая или непосредственно используется для приборов, механизмов и машин, или преобразуется в электрическую энергию.

Таким образом, повышение уровня утилизации вторичных энергетических ресурсов обеспечивает не только значительную экономию топлива, капитальных вложений и предотвращение загрязнения окружающей среды, но и существенное снижение себестоимости промышленной продукции.

6.2. ТРЕБОВАНИЯ, ПРЕДЪЯВЛЯЕМЫЕ К ТЕПЛОНОСИТЕЛЯМ В ХИМИЧЕСКОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ

Проведение технологических процессов в химической промышленности в большинстве случаев связано с теплообменом.

Во всех теплообменных устройствах химической промышленности основным рабочим процессом является процесс теплообмена между теплоносителями.

Теплоносители аккумулируют тепловую энергию, полученную от источника теплоты, и отдают ее в теплообменных аппаратах.

Выбор теплоносителей зависит от требуемой температуры и необходимости ее регулирования.

Каждый теплоноситель характеризуется прежде всего определенным температурным диапазоном его применения. Если для

достижения какой-либо температуры могут быть применены несколько теплоносителей, то выбор проводят по соображениям экономичности и безопасности работы. Кроме того, промышленный теплоноситель должен обеспечивать интенсивность теплообмена при уменьшении собственного расхода, для чего он должен обладать малой вязкостью, но высокими плотностью, теплоемкостью и удельной теплотой парообразования.

Теплоноситель не должен оказывать отрицательного влияния на материал аппарата.

В качестве теплоносителей в теплообменных аппаратах применяют: водяной пар, горючие жидкости, пары высококипящих жидкостей, топочные газы, а также электрообогрев.

В ряде случаев в качестве теплоносителей применяют вторичные энергоресурсы.

Расход теплоносителей определяют из уравнений теплового баланса.

6.3. НАГРЕВАЮЩИЕ АГЕНТЫ И СПОСОБЫ НАГРЕВАНИЯ

Водяной пар

Водяной пар является наиболее распространенным теплоносителем. Экономично использование отработанного пара паросиловых установок и вторичного пара выпарных установок.

Обычно пользуются насыщенным водяным паром. Он обладает высокой удельной теплотой парообразования. При давлении пара $p = 9,81 \cdot 10^4$ Па удельная теплота конденсации $r = 2,26 \cdot 10^6$ Дж/кг. Отсюда сравнительно невысокие расходы греющего пара, равные Q/r .

Важным достоинством насыщенного водяного пара является постоянство температуры его конденсации при данном давлении, что позволяет точно поддерживать температуру нагревания, а также в случае необходимости легко ее регулировать, изменяя давление греющего пара. Коэффициенты теплоотдачи при конденсации пара очень высоки: $\alpha = 10^4 \div 1,2 \cdot 10^4$ Вт/(м²·К); это позволяет работать при малых значениях температурного напора. Водяной пар дешев, доступен, нетоксичен и пожаробезопасен.

Использование перегретого пара допускают при том условии, что перегрев пара невелик (20—30 °С); перегретый пар в процессе теплообмена переходит в состояние насыщенного пара и затем конденсируется.

Существенным недостатком водяного пара является то, что рост температуры его насыщения связан с повышением давления. Так, даже умеренным температурам насыщения 150—200 °С соответствуют значительные давления (до $19,62 \cdot 10^4$ Па),

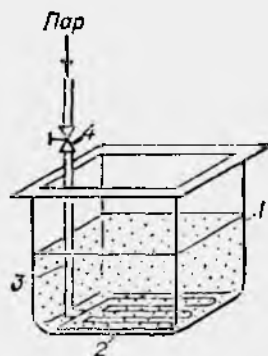


Рис. 6.1. Обогрев острым паром:

1—емкость; 2—барботер; 3—паропровод; 4—зазорный вентиль

а это ведет к повышению стоимости аппаратуры, так как требуется толстостенная и дорогостоящая теплообменная аппаратура.

Применяют насыщенный водяной пар для нагревания до температур 150—180 °С при давлении 0,5—1,2 МПа.

Существует два способа нагревания водяным паром: обогрев острым паром и обогрев глухим паром.

При нагревании *острым паром* водяной пар вводится непосредственно в нагреваемую среду и смешивается с ней. Этот способ применяется, когда допустимо смешение нагреваемой среды с паровым конденсатом. Введение острого пара осуществляется через *барботеры* — трубы, расположенные у дна аппарата и снабженные множеством мелких отверстий (рис. 6.1). При барботаже пузырьки пара проходят слой жидкости, перемешивая ее.

Расход острого пара определяется из уравнения теплового баланса:

$$D_{\text{п}} = \frac{Gc(t_2 - t_1) + Q_{\text{пот}}}{I_{\text{п}} - c_{\text{в}}t_2} \quad (6.1)$$

Здесь $D_{\text{п}}$ — расход греющего пара, кг/с; G — расход нагреваемой жидкости, кг/с; c — средняя удельная теплоемкость нагреваемой среды, Дж/(кг·К); t_1 , t_2 — начальная и конечная температуры нагреваемой среды, К; $Q_{\text{пот}}$ — потери теплоты от стенок и окружающую среду (для аппаратов, находящихся в помещении, $Q_{\text{пот}} = 3 \div 5\%$ от всей подводимой теплоты), Вт; $I_{\text{п}}$ — удельная энтальпия греющего пара, Дж/кг; $c_{\text{в}}$ — удельная теплоемкость конденсата, Дж/(кг·К).

При нагревании *глухим паром* теплота передается через стенку теплообменного аппарата.

Расход глухого пара определяют по формуле, выведенной из уравнения теплового баланса:

$$D_{\text{п}} = \frac{Gc(t_2 - t_1) + Q_{\text{пот}}}{I_{\text{п}} - I_{\text{к}}}$$

где $I_{\text{к}}$ — удельная энтальпия конденсата, Дж/кг;

При неполной конденсации пара в теплообменнике часть его будет уходить с конденсатом, при этом расход пара повышается. Чтобы организовать беспрепятственное удаление из теплообменника парового конденсата без выпуска пара, применяют специальные устройства — *конденсатоотводчики*.

Типы конденсатоотводчиков: 1) устройство подпорной шайбы со вставным ниппелем; 2) термостатический конденсатоотводчик с сильфоном; 3) термостатический игольчатый конденса-

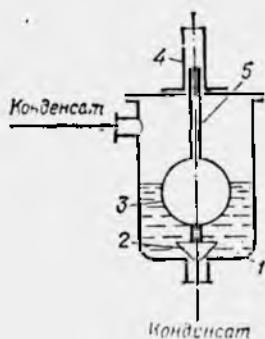


Рис. 6.2. Конденсатоотводчик с закрытым поплавком:

1—корпус; 2—клапан; 3—поплавок; 4—направляющий стакан; 5—стержень

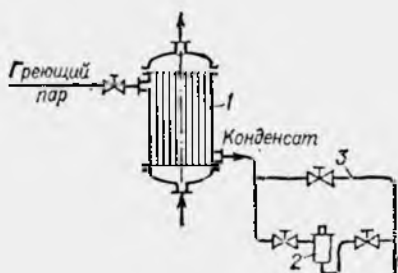


Рис. 6.3. Схема установки конденсатоотводчика:

1—теплообменник; 2—конденсатоотводчик; 3—обводная линия

тоотводчик конструкции А. В. Кудрявцева; 4) поплавковый конденсатоотводчик с закрытым поплавком; 5) поплавковый конденсатоотводчик с открытым поплавком.

При давлении не выше 0,7 МПа в качестве конденсатоотводчика устанавливают подпорные шайбы, которые зажимают между фланцами трубопровода, отводящего конденсат; диаметр отверстия шайбы зависит от расхода и давления пара.

Наибольшее применение находят конденсатоотводчики поплавкового типа— конденсатоотводчик с открытым и закрытым поплавком.

Конденсатоотводчик с закрытым поплавком (рис. 6.2) состоит из чугунного литого корпуса 1, поплавок 3 со стержнем 5, входящим в направляющий стакан 4, и клапана 2, закрывающего выход конденсата из корпуса. Смесь пара и конденсата поступает в корпус конденсатоотводчика. При достижении определенного уровня жидкости в корпусе поплавок всплывает, клапан 2 открывает отверстие для выхода конденсата, уровень жидкости понижается и поплавок опускается до следующего наполнения. При непрерывном поступлении конденсата клапан открыт. В конденсатоотводчике всегда поддерживается определенный уровень жидкости, который препятствует проникновению водяного пара за конденсатоотводчик.

Конденсатоотводчик устанавливают ниже теплообменника и снижают обводной линией (рис. 6.3), позволяющей проводить ремонт без остановки теплообменного аппарата.

Горячая вода

Горячая вода используется для нагрева до 100 °С. Получают горячую воду в водогрейных котлах, обогреваемых топочными газами. Может быть использован также водный конденсат,

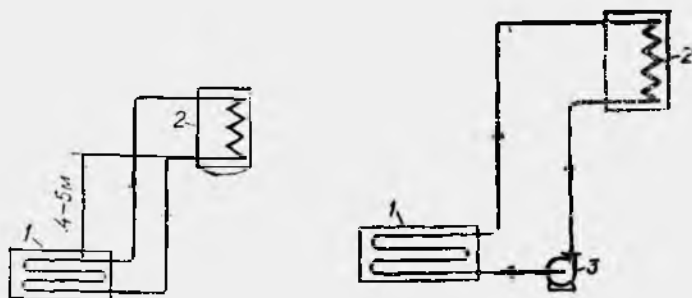


Рис. 6.4. Обогрев с естественной циркуляцией:

1 — печь; 2 — теплообменник

Рис. 6.5. Обогрев с принудительной циркуляцией:

1 — печь; 2 — теплообменник; 3 — насос

поступающий из выпарных установок или теплообменных аппаратов.

Коэффициенты теплоотдачи при нагревании горячей водой во много раз ниже, чем коэффициенты теплоотдачи от конденсирующего пара (см. стр. 199). Нагревание горячей водой сопровождается снижением ее температуры вдоль теплообменной поверхности, что затрудняет регулирование температуры и ухудшает равномерность обогрева.

Иногда для нагревания до температуры 350°C применяют перегретую воду, однако это связано с высоким давлением (до 22 МПа), что резко снижает экономичность теплообменного аппарата.

В теплообменных установках с обогревом горячими жидкостями обычно применяется циркуляционный способ обогрева, при котором теплообменник и источник теплоты образуют замкнутую систему, в которой циркулирует жидкий теплоноситель — вода или высококипящие жидкости. Различают естественную и принудительную циркуляции.

При *естественной циркуляции* (рис. 6.4) теплоноситель циркулирует за счет разности его плотностей в нагретом (после нагревательной печи) и охлажденном (после теплообменника) виде. Нагретый в печи 1 теплоноситель за счет снижения плотности поднимается в теплообменник 2, где отдает теплоту. При этом плотность повышается и теплоноситель возвращается в печь для последующего нагревания.

Так как скорость циркуляции зависит от высоты расположения теплообменника относительно печи, для циркуляции горячей воды со скоростью 0,2 м/с эта высота должна быть не менее 4—5 м.

При *принудительной циркуляции* (рис. 6.5) жидкость перекачивается по замкнутому циклу с помощью насоса, за счет че-

го увеличивается скорость циркуляции (до 2,5 м/с) и соответственно интенсивность теплообмена. При этом возможно любое взаимное расположение теплообменника 2 и печи 1.

Высокотемпературные органические теплоносители (ВОТ)

Высокотемпературные органические теплоносители применяются как в жидком, так и в парообразном состоянии для нагревания примерно до 400 °С (терфенилы).

В качестве высокотемпературных органических теплоносителей применяются: глицерин, нафталин, этиленгликоль, дифенил, дифениловый эфир, дитолуилен, ароматизаторы, многокомпонентные ВОТ, минеральные масла, кремнийорганические жидкости и др.

Наибольшее применение получила смесь, состоящая из 26,5 % дифенила ($C_6H_5-C_6H_5$) и 73,5 % дифенилоксида ($C_6H_5-O-C_6H_5$), называемая *дифенильной смесью* и носящая торговое название Даутерм А.

Основным достоинством дифенильной смеси как теплоносителя является возможность получения высоких температур без применения высоких давлений: $t_{кип} = 258^\circ C$, $r = 285$ кДж/кг при $p = 0,1$ МПа; $t_{кип} = 380^\circ C$, $r = 220$ кДж/кг при $p = 0,8$ МПа.

Дифенильная смесь обладает большой термической стойкостью, высокой температурой плавления (12 °С), практически инертна и невоспламеняема.

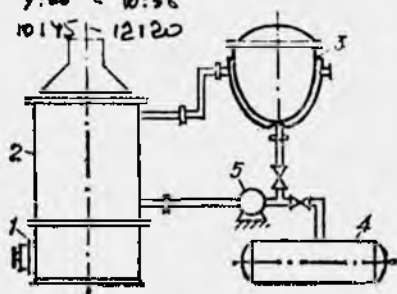
Дифенильную смесь используют для обогрева в жидком и парообразном состояниях. В жидком состоянии дифенильную смесь используют для нагревания до температур 250 °С, в парообразном состоянии температура нагрева не превышает 380 °С. Коэффициент теплоотдачи при конденсации паров дифенильной смеси α приблизительно равен 1200—1700 Вт/(м²·К).

Дифенильная смесь и ее пары не вызывают коррозию металлов, что позволяет применять для изготовления аппаратуры обыкновенную углеродистую сталь.

Схема нагрева дифенильной смесью (рис. 6.6) включает в себя испаритель 2, в трубчатой системе которого испаряется жидкий ВОТ. Система испарения установлена в толке, обогреваемой с помощью газовой горелки 1. Пары ВОТ подаются по трубопроводу в греющую рубашку аппарата 3, где они конденсируются и отдают

Рис. 6.6. Схема нагрева дифенильной смесью:

1—газовая горелка; 2—испаритель; 3—обогреваемый аппарат; 4—хранилище ВОТ; 5—насос



теплоту парообразования нагреваемому продукту. Конденсат ВОТ стекает самотеком в испаритель 2. Емкость 4 является хранилищем ВОТ. Заполнение системы теплоносителем осуществляется с помощью насоса 5.

Глицерин $C_3H_5(OH)_3$ применяется в качестве жидкого теплоносителя при нагревании до 220—250 °С. Глицерин не ядовит и невзрывоопасен, не дефицитен и примерно в 4 раза дешевле дифенильной смеси. При помощи глицерина достигается равномерный обогрев теплоиспользующих аппаратов.

Используемые для нагревания *минеральные масла* бывают обычные и ароматизированные. В настоящее время для нагревания до 300 °С в качестве теплоносителей применяются цилиндрические и компрессорные масла, а также ароматизированные масляные теплоносители АТМ-300, Мобильтерм-600, Мобильтерм Лейт и др.

Силиконовые теплоносители (полиорганосилоксаны) представляют собой кремнийорганические соединения — полиметилсилоксаны, полиэтилсилоксаны и полиметилфенилсилоксаны, характеризующиеся относительно высокой химической и термической стойкостью, хорошей теплоотдачей, низкой температурой плавления, высокой химической инертностью. Применяются полиорганосилоксаны для нагревания до 300 °С.

Дитолилметан (ДТМ) обладает температурой кипения 292—296 °С. Температура плавления — минус 30—36 °С. Дитолилметан применяют в качестве жидкого теплоносителя при температурах до 300 °С.

Моноизопропилдифенил (МИПД) применяют в качестве теплоносителя как в жидком, так и парообразном состоянии при температуре не более 400 °С. Моноизопропилдифенил имеет температуру плавления минус 27 °С и температуру кипения плюс 290 °С.

Расплавы неорганических солей

Расплавы неорганических солей применяют в качестве теплоносителей при нагревании до 550 °С. Наибольшее применение нашел расплав, содержащий 40 % $NaNO_2$, 7 % $NaNO_3$, 53 % KNO_3 и имеющий температуру плавления 142 °С (*нитрит-нитратная смесь*). Установки, где применяются расплавы солей, должны отличаться высокой герметичностью и защищаться инертным газом. Смесь применяют при обогреве с принудительной циркуляцией. Нитрит-нитратная смесь является сильным окисляющим агентом, поэтому она не должна соприкасаться с органическими веществами.

Жидкие металлы

Для нагревания до температур 300—800 °С в качестве теплоносителей используются литий, натрий, калий, ртуть, свинец и некоторые сплавы.

Система теплообмена, наполненная натрием, должна быть герметична и защищена инертным газом. Сплав натрия и калия является еще более опасным горючим и взрывчатым веществом.

Ртуть применяется при атмосферном давлении для подачи теплоты только при пониженной температуре. Пары ее очень токсичны.

Эффективным теплоносителем с высоким коэффициентом теплоотдачи является эвтектика $Pb + Bi$. Этот теплоноситель в обращении сравнительно безопасен.

Ртуть, свинец и его сплавы используют в химических реакторах для отвода реакционной теплоты.

В настоящее время жидкие металлы приобретают особое значение при их применении в атомных электростанциях.

Топочные газы

Обогрев топочными газами применяется там, где требуется получение высоких температур, для достижения которых применение водяного пара или других теплоносителей невозможно.

Топочные газы позволяют осуществлять нагревание до $1100^{\circ}C$. Они образуются при сжигании жидкого и газообразного (включая природный газ) топлива в специальных топках. Для снижения температуры топочных газов до $500-800^{\circ}C$ их смешивают с воздухом. После этого они направляются в теплообменный аппарат, где охлаждаются, отдавая часть теплоты нагреваемым продуктам. Из теплообменника топочные газы отсасываются дымососом в атмосферу. Непосредственное нагревание топочными газами осуществляется в трубчатых печах, а также в печах для реакционных котлов или автоклавов.

Обогреваемый аппарат располагается в топочном пространстве так, что поверхность нагрева его находится под непосредственным воздействием продуктов сгорания. Если требуется обеспечить быстрый нагрев продукта или нагрев его до высокой температуры, то топки с газовой горелкой располагаются под обмурованным аппаратом для того, чтобы использовать теплоту излучения пламени (рис. 6.7). Остальная часть теплоты передается автоклаву продуктами сгорания, протекающими вдоль стенки.

Вследствие большого объема и высокой температуры газов транспортирование их затруднительно и сопряжено с потерями теплоты; поэтому топки для получения топочных газов располагают в непосредственной близости от обогреваемого аппарата.

Наиболее существенными недостатками топочных газов являются неравномерность нагрева, обусловленная охлаждением газа в процессе теплообмена, низкие коэффициенты теплоотдачи (значение α приблизительно равно $35-60 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$), загрязненность.

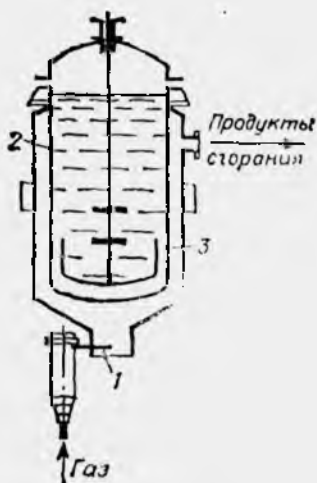


Рис. 6.7. Автоклав, обогреваемый газом:
1 — горелка; 2 — корпус; 3 — мешалка

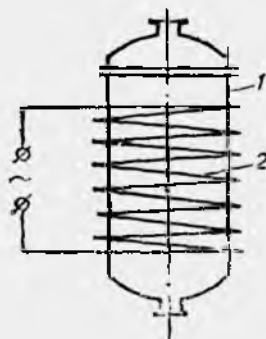


Рис. 6.8. Аппарат с индукционным электронагревателем:
1 — корпус; 2 — соленойд

Электронагрев

Нагревание электрическим током обеспечивает равномерный и быстрый нагрев, легкое регулирование степени нагрева в соответствии с заданным технологическим режимом.

Электрообогрев прост и удобен в обслуживании, компактен, но относительно дорог.

По способу преобразования электрической энергии в теплоту различают нагревание сопротивлением, электрической дугой, индукционное и высокочастотное нагревание.

Нагревание электрическим сопротивлением осуществляется при прохождении тока через нагреваемое тело или через специальные нагревательные элементы, изготовленные из хроможелезо-алюминиевых сплавов, обладающих большим омическим сопротивлением, что дает возможность достигать температур 1000—1100 °С.

Трубчатые электрические нагреватели (ТЭН) представляют собой металлический патрон (обычно трубу из латуни, меди, углеродистой стали или аустенитной хромоникелевой стали X18H10T), внутри которого запрессована в наполнителе спираль из нихромовой проволоки. В качестве наполнителя применяют кварцевый песок, оксид алюминия и другие материалы. Наполнитель служит, с одной стороны, электроизоляцией спирали от металлической трубы, а с другой — проводником теплоты. Возможность погружения ТЭН в жидкости и расплавы устраняет потери теплоты в окружающую среду и

тем самым повышает коэффициент полезного действия этих нагревателей. Заводы выпускают трубчатые электронагреватели длиной от 200 до 6000 мм, наружным диаметром 9—10 мм.

При *индуктивном нагревании* используется тепловой эффект, вызываемый вихревыми токами Фуко, возникающими под воздействием переменного поля в стенках стального нагреваемого аппарата.

Корпус обогреваемого аппарата при индукционном обогреве (рис. 6.8) является сердечником соленоида, по которому пропускается переменный ток, при этом вокруг соленоида возникает переменное магнитное поле, которое индуцирует в стенках обогреваемого аппарата электродвижущую силу. В результате стенки аппарата нагреваются, что обеспечивает равномерный обогрев при температурах около 400°C.

Основным недостатком индукционного обогрева является его высокая стоимость. Поэтому для удешевления обогрева массу в аппарате предварительно нагревают насыщенным водяным паром до 180°C, включая затем индукционный нагрев для дальнейшего нагревания до температуры 400°C.

Высокочастотное нагревание применяется для нагревания материалов, не проводящих электрического тока, — диэлектриков (пластмасс, дерева, резины и др.)

Молекулы диэлектрика, помещенного в переменное электрическое поле, начинают колебаться с частотой поля и поляризуются. При этом в результате внутреннего трения между молекулами выделяется теплота — непосредственно в массу нагреваемого материала, обеспечивая равномерный и хорошо регулируемый прогрев.

Высокочастотный обогрев в химической технологии применяют для нагревания пластических масс перед прессованием (при изготовлении гетинакса, текстолита, девеснослоистых пластиков), для сушки материалов и т. д. Недостатком этого способа является высокая стоимость и низкий к. п. д. частотного преобразователя.

Нагревание электрической дугой проводят до температуры 3000°C в дуговых печах за счет пламени дуги, возникающей между электродами. Дуговые печи применяются для плавления металлов, получения фосфора, карбида кальция.

Различают дуговые печи прямого и косвенного действия. В первых дуга стабилизируется между электродом и нагреваемым материалом, в печах косвенного действия дуга стабилизируется между двумя электродами. Теплота от столба дуги передается нагреваемому материалу.

6.4. ОХЛАЖДАЮЩИЕ АГЕНТЫ И СПОСОБЫ ОХЛАЖДЕНИЯ

Для охлаждения до температур 10—30°C используются наиболее распространенные и доступные охлаждающие агенты — вода и воздух.

Вода имеет большую теплоемкость и более высокие коэффициенты теплоотдачи, чем воздух. В зависимости от времени года и климатических условий температура воды из водоемов составляет 12—25 °С. Артезианская вода имеет температуру 4—15 °С. Вода из водоемов дешевле артезианской, но ее температура выше и подвержена сезонным колебаниям.

Для экономии воды и охраны окружающей среды вводится система водооборота, что даст возможность резко сократить потребление свежей воды и уменьшить стоки.

Оборотную воду, т. е. отработанную охлаждающую воду теплообменных устройств, охлаждают в градирнях (башнях с насадкой, по которой распределяется стекающая вода) за счет частичного испарения в движущийся противотоком воздух и снова направляют на использование в качестве охлаждающего агента.

Вода используется для охлаждения в поверхностных и смешительных теплообменниках.

Однако использование воды промышленными предприятиями часто является источником загрязнения водоемов и требует осуществления комплекса мероприятий по очистке воды перед ее сбросом. Важнейшим элементом по охране окружающей среды является такая организация водоснабжения, при которой осуществляется замкнутый цикл, т. е. отсутствуют стоки воды в водоемы.

Атмосферный воздух как охлаждающий агент используется при его принудительной циркуляции с помощью вентиляторов в градирнях и в теплообменных аппаратах с увеличенной поверхностью теплообмена (например, путем ее оребрения).

Достоинством воздуха как охлаждающего агента является его доступность и то, что он практически не приводит к загрязнению паружной поверхности охлаждения. К недостаткам этого агента по сравнению с водой следует отнести сравнительно низкий коэффициент теплоотдачи со стороны воздуха (до 58 Вт/(м²·К)) и сравнительно низкую удельную теплоемкость (1,0 кДж/(кг·К)), вследствие чего массовый расход воздуха в 4 раза превышает расход воды.

Охлаждение льдом применяют для получения температуры около 0 °С. Если добавить ко льду или к снегу кристаллическую поваренную соль (NaCl), то температура таяния этой смеси будет ниже 0 °С, и величина ее определяется количеством соли в смеси. Наиболее низкую температуру смеси (—21,2 °С) можно получить при содержании соли 29 % в смеси.

В качестве промежуточных хладоносителей в холодильной технике применяются *рассолы* NaCl и CaCl.

Для охлаждения до температуры ниже 0 °С применяются такие хладагенты, как *аммиак* и *хладоны*, имеющие низкие температуры кипения (подробнее см. гл. 7).

6.5. ТЕПЛООБМЕННЫЕ АППАРАТЫ

Классификация теплообменников

Теплообменники — это устройства, в которых осуществляется теплообмен между греющей и нагреваемой средами.

В теплообменных аппаратах могут происходить различные тепловые процессы: нагревание, охлаждение, испарение, конденсация, кипение, затвердевание и сложные комбинированные процессы. Теплообменные аппараты применяются практически во всех отраслях промышленности и в зависимости от назначения называются подогревателями, испарителями, конденсаторами, регенераторами, парообразователями, скрубберами, кипяtilьниками, выпарными аппаратами и т. д.

В зависимости от назначения производственных процессов в качестве теплоносителей могут применяться самые различные газообразные, жидкие и твердые среды.

Теплообменные аппараты по принципу действия разделяют на: поверхностные, смесительные и регенеративные.

Поверхностные теплообменники: 1) с трубчатой поверхностью теплообмена — кожухотрубные (кожухотрубчатые), погружные змеевиковые, типа «труба в трубе», оросительные; 2) с плоской поверхностью теплообмена — пластинчатые, спиральные, с оребренной поверхностью теплообмена; с поверхностью теплообмена, образованной стенками аппарата; 3) блочные; 4) шнековые.

Смесительные теплообменники: 1) градирни; 2) конденсаторы смешения; 3) аппараты с барботажом газа; 4) аппараты с погружными горелками.

Регенеративные теплообменники: 1) с неподвижной насадкой; 2) с движущейся насадкой.

Поверхностные теплообменные аппараты

В поверхностных теплообменниках оба теплоносителя разделены стенкой и теплота передается через стенку от одного теплоносителя к другому.

Поверхностные теплообменники — наиболее распространенные.

Кожухотрубчатые теплообменники применяются тогда, когда требуется большая поверхность теплообмена, т. е. для испарения и конденсации теплоносителей в различных технологических процессах, а также для нагрева и охлаждения жидкостей и газов. В большинстве случаев пар (горячий теплоноситель) вводится в межтрубное пространство, а нагреваемая жидкость протекает по трубам. Загрязненные потоки (например, запыленные газы или суспензии) следует направлять в трубки, а не в межтрубное пространство (так как трубки легче очищать).

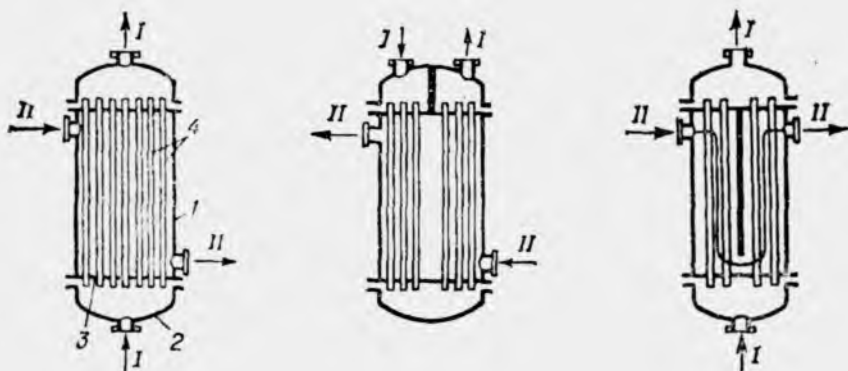


Рис. 6.9. Кожухотрубчатый теплообменник¹⁾
1—кожух; 2—крышка; 3—трубная решетка; 4—трубы

¹⁾ Здесь и далее цифры I и II на рисунках обозначают входы и выходы соответствующих потоков теплоносителей.

Рис. 6.10. Двухходовой (по трубному пространству) кожухотрубчатый теплообменник

Рис. 6.11. Двухходовой (по межтрубному пространству) кожухотрубчатый теплообменник

Кожухотрубчатый теплообменник (рис. 6.9) представляет собой аппарат, состоящий из пучка труб 4, жестко закрепленных в трубных решетках 3 и ограниченных кожухом 1 и крышками 2 со штуцерами. Крышки и трубы образуют трубное пространство, а между кожухом и наружной поверхностью труб имеется межтрубное пространство.

Трубное и межтрубное пространства, по которым движутся теплоносители, разделены между собой поверхностью теплообмена, причем каждое из них может быть поделено перегородками на несколько ходов (на рис. 6.10 изображен многоходовой теплообменник, который имеет два хода по трубному пространству). Перегородки устанавливаются с целью увеличения скорости движения теплоносителей, а следовательно, и интенсивности теплообмена. В этих аппаратах с помощью перегородок в крышках трубы делятся на секции, которые последовательно проходит жидкость. Число труб в секциях одинаково. В многоходовом теплообменнике по сравнению с одноходовым той же поверхности скорость и коэффициент теплоотдачи возрастают соответственно числу ходов.

Для повышения коэффициента теплоотдачи со стороны жидкости, движущейся в межтрубном пространстве, в нем также устанавливаются перегородки. Перегородки могут быть продольными (рис. 6.11) и поперечными (рис. 6.12). Различают следующие поперечные перегородки (рис. 6.13): сегментные, секторные, кольцевые. Наибольшее распространение получили сегментные перегородки. В горизонтальных теплообменниках

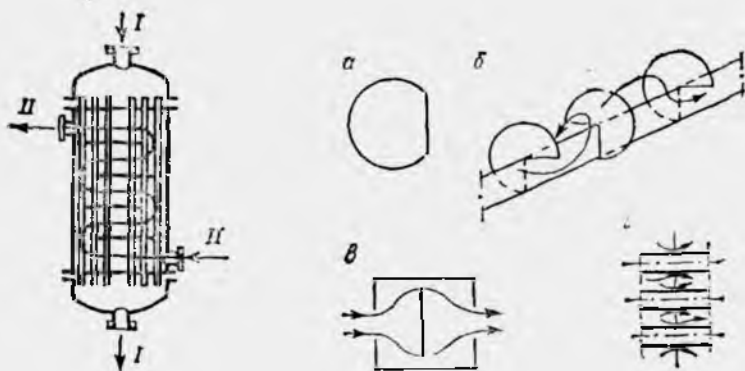


Рис. 6.12. Кожухотрубчатый теплообменник с поперечными перегородками в межтрубном пространстве

Рис. 6.13. Схемы поперечных перегородок трубного пучка:

а — сегментные; б — секторные; в — чередующие кольца и диски; г — сплошные диски с отверстиями на 1,5–2 мм больше наружного диаметра труб

эти перегородки являются одновременно промежуточными опорами для труб.

Перегородки в межтрубном пространстве изменяют направление движения теплоносителя так, что наружная поверхность труб омывается преимущественно в поперечном направлении, т. е. по принципу смешанного тока.

Способ соединения труб в трубных решетках определяется свойствами материалов, применяемых для данной конструкции. Трубы в трубных решетках закрепляют (рис. 6.14) развальцовкой, сваркой, пайкой и т. д. Чаще используют развальцовку. Иногда трубы крепят с помощью съемных сальниковых устройств, допускающих свободное продольное перемещение труб.

Размещение труб в решетках осуществляется по периметрам правильных шестиугольников (рис. 6.15, а), по концентрическим окружностям (рис. 6.15, б) и по вершинам квадратов (рис. 6.15, в).

Наиболее часто трубы размещают по периметрам правильных шестиугольников. Число труб в трубных решетках

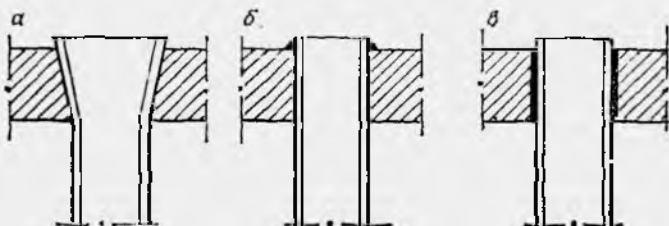


Рис. 6.14. Закрепление труб в трубных решетках:

а — развальцовкой; б — сваркой; в — пайкой

рассчитывается по уравнениям:

$$n = 3a(a + 1) + 1; \quad b = 2a + 1,$$

где n — общее число труб; a — число шестиугольников; b — число труб по диагонали наибольшего шестиугольника.

Внутренний диаметр корпуса аппарата рассчитывают по уравнениям: 1) для однокорпусных аппаратов

$$D_{\text{вн}} = 1,1t \sqrt{n} \quad \text{или} \quad D_{\text{вн}} = t(b - 1) + 4d_{\text{т}};$$

2) для многокорпусных аппаратов

$$D_{\text{вн}} = 1,1t \sqrt{n/\eta}.$$

Здесь t — шаг труб; n — число труб; $\eta = 0,6 \div 0,8$ — коэффициент заполнения трубной решетки.

Расстояние между трубными решетками, т. е. активная длина трубок:

$$l = F/(\pi d_{\text{ср}} n z),$$

где F — площадь поверхности теплообмена, м^2 ; $d_{\text{ср}} = (d_{\text{н}} + d_{\text{в}})/2$ — расчетный диаметр трубы, м ; n — число трубок в одном ходе; z — число ходов.

Полная высота кожухотрубчатого теплообменника складывается из активной (рабочей) длины труб и высоты распределительных камер:

$$H = l + 2h,$$

где $h = 200 \div 400$ — высота распределительной камеры, мм .

Диаметр труб и шаг трубного пучка (расстояние между осями соседних труб) существенно влияют на компактность и массу теплообменника. Для стандартных труб с наружным диаметром $d_{\text{н}} = 16; 20; 25; 38,5$ мм , размещенных по периметрам правильных шестиугольников, принимают шаг, равный при развальцовке $1,3 \div 1,6 d_{\text{н}}$, при сварке — $1,25 d_{\text{н}}$.

Кожухотрубчатые теплообменники располагаются вертикально или горизонтально.

При разности температур между теплоносителями выше 50°C возникают температурные напряжения, которые могут превысить предел прочности материала; в результате, появляются неплотности, нарушается герметичность.

Для компенсации неодинакового удлинения труб и корпуса аппарата используют теплообменники с линзовыми компенсато-

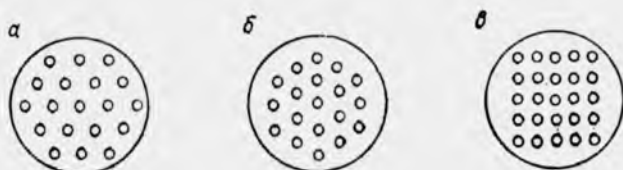


Рис. 8.15. Размещение труб в решетках кожухотрубчатых теплообменников:

а — по периметрам правильных шестиугольников; б — по концентрическим окружностям; в — по вершинам квадратов

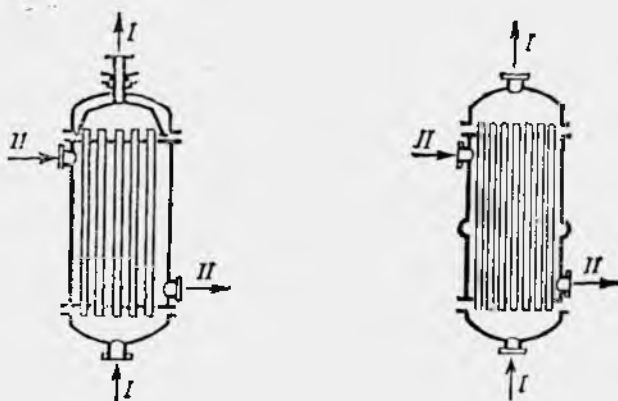


Рис. 6.16. Кожухотрубчатый теплообменник с сальниковым устройством для компенсации неодинакового удлинения труб и корпуса

Рис. 6.17. Кожухотрубчатый теплообменник с линзовым компенсатором

рами, с плавающей головкой, с U-образными трубами, а также теплообменники с сальниковыми устройствами (рис. 6.16).

Наиболее распространены аппараты с линзовыми компенсаторами (рис. 6.17), которые применяются, когда температурные деформации не превышают 10—15 мм, а условное давление не превышает 2,5 МПа.

Линзовые компенсаторы (рис. 6.18) ввариваются между обечайками кожуха. Различают следующие виды линзовых компенсаторов: тарельчатые, торовые, трапецидальные.

Кожухотрубчатые теплообменники с плавающей головкой (рис. 6.19) применяют для нагрева или охлаждения жидких и газообразных сред в пределах рабочих температур от минус 30 °С до плюс 450 °С и условного давления 1,6—6,4 МПа в трубном или межтрубном пространстве. Подвижная трубная решетка позволяет трубному пучку свободно перемещаться независимо от корпуса. Кроме того, трубные пучки легко вынимаются из корпуса для ремонта, чистки или замены.

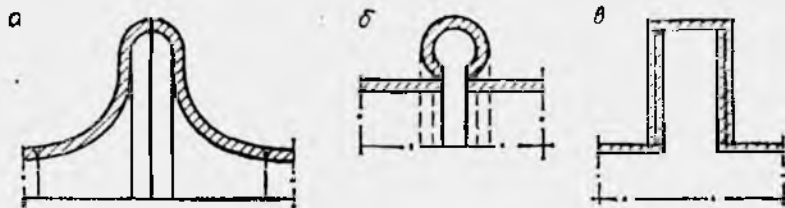


Рис. 6.18. Линзовые компенсаторы:
а — тарельчатый; б — торовый; в — трапецидальный

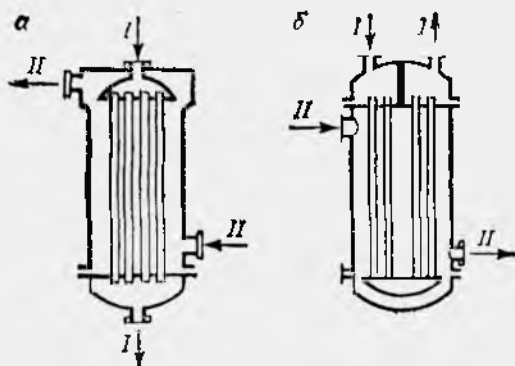


Рис. 8.19. Кожухотрубчатые теплообменники с плавающей головкой:
а — открытый тип; б — закрытый тип

Теплообменники с U-образными трубами (рис. 6.20) имеют одну трубную решетку, в которую ввальцованы оба конца каждой U-образной трубы. Корпус теплообменника не связан жестко с трубами, и каждый элемент может удлиняться, не вызывая термических напряжений в местах присоединения. Недостатком таких теплообменников является трудность внутренней очистки труб.

Кожухотрубчатые теплообменники имеют следующие условные обозначения: конденсаторы — К, испарители — И, теплообменники — Т, холодильники — Х. Вторая буква условного обозначения показывает наличие конструктивных устройств для компенсации температурных деформаций: ТН — теплообменник с неподвижными трубными решетками; ТП — теплообменник с плавающей головкой; ХК — холодильник с температурным компенсатором на кожухе; ИУ — испаритель с U-образными трубами.

Например, условное обозначение теплообменника 1000ТНГ-1-16-Б9 (ГОСТ 15122-79) показывает, что теплообменник с неподвижными трубными решетками в горизонтальном

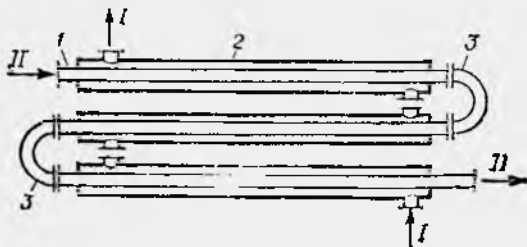
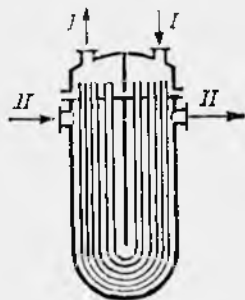


Рис. 6.20. Кожухотрубчатый теплообменник с U-образными трубами

Рис. 6.21. Теплообменник типа «труба в трубе»:

1 — внутренняя труба; 2 — наружная труба; 3 — соединительные колена

исполнении (буква Г в числителе) имеет кожух диаметром 1000 мм, неразъемные распределительные камеры (цифра 1 в числителе); рассчитан на условное давление 16 МПа; трубы имеют наружный диаметр 20 мм, гладкие (буква Г в знаменателе), длиной 6 м; число ходов в трубном пространстве 4. Обозначение Б9 в числителе указывает материалы кожуха и трубопровода в соответствии с ГОСТ 15122—79.

Двухтрубные теплообменники, иначе называемые теплообменниками типа «труба в трубе», состоят из нескольких элементов, расположенных один над другим (рис. 6.21). Каждый элемент состоит из двух труб: наружной трубы 2 и концентрически расположенной в ней трубы 1. Внутренние трубы соединены между собой последовательно калачами 3, наружные — патрубками с фланцами.

Для нагревания или охлаждения газообразных сред, поступающих в межтрубное пространство, применяют внутренние трубы с оребрением в виде пластин или наварных шипов.

Высокие скорости теплоносителей в этих теплообменниках позволяют получать высокие коэффициенты теплопередачи, но громоздкость ограничивает их применение.

При площади поверхности теплообмена F , числе секций n , длине трубы одного элемента l общая длина трубы рассчитывается по уравнению:

$$l = F / (\pi d_{ср} n),$$

а число элементов в каждой секции, если $l = 3 \div 6$ м (реже 12 м):

$$n = F / l_1.$$

Теплообменники типа «труба в трубе» подразделяют на аппараты жесткой конструкции (типа ТТ), с сальниками на одном или на обоих концах труб (типа ТТС) и с оребренными внутренними трубами (типа ТТР).

Теплообменники типа ТТ применяют для нагрева и охлаждения жидкостей при давлении теплоносителей до 2,5 МПа и при температуре теплоносителя, пропускаемого по внутренним трубам, до 450 °С. Теплообменники типа «труба в трубе» могут компоноваться путем последовательного соединения их в секции и параллельного соединения секций между собой. Это позволяет создавать теплообменные аппараты с поверхностью от 1 до 250 м².

Оросительные трубчатые теплообменники состоят из расположенных друг над другом прямых горизонтальных труб, соединенных между собой калачами, и орошаемых снаружи водой.

В оросительном трубчатом теплообменнике (рис. 6.22) охлаждаемая жидкость поступает в нижнюю трубу и удаляется из верхней трубы, на которую поступает вода, равномерно распределяемая в виде капель и струек из оросительного устройства с зубчатыми краями. Вода омывает нижележащие трубы и за-

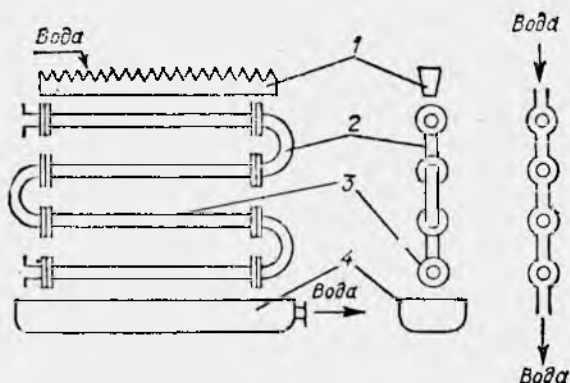


Рис. 6.22. Оросительный теплообменник:

1—желоб для подачи воды; 2—кран; 3—труба; 4—поддон

тем сливается в поддон. Для создания большей поверхности теплообмена оросительные теплообменники выполняют многосекционными.

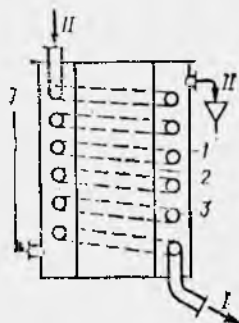
Оросительные теплообменники отличаются простотой изготовления, легкостью монтажа, очистки и эксплуатации. К недостаткам их следует отнести громоздкость, низкий коэффициент теплопередачи, чувствительность к изменениям температуры окружающей среды.

Применяются эти теплообменники почти исключительно в качестве холодильников для жидкостей и газов или конденсаторов.

Погружные змеевиковые теплообменники. Такой теплообменник (рис. 6.23) представляет собой спиральный змеевик 3, заключенный в корпус 1. Для увеличения скорости потока среды, омывающей наружную поверхность змеевика, в корпусе устанавливают внутренний стакан 2.

Змеевик, по которому движется один теплоноситель, погружен в другой теплоноситель, находящийся в корпусе.

Диаметр змеевиковых теплообменников составляет 300—2000 мм в зависимости от размеров сосуда.



Диаметр трубы змеевика $d = 25 \div 75$ мм, шаг между витками $b = (1,5 \div 2)d$. Длина трубы змеевика определяется необходимой площадью поверхности теплообмена F и равна $l = F/(\pi d)$. Число витков змеевика: $n = l/(\pi d)$. Высота змеевика: $H = nd + (n - 1)b + 2a$, где $a =$

Рис. 6.23. Погружной змеевиковый теплообменник:
1—корпус; 2—внутренний стакан; 3—змеевик

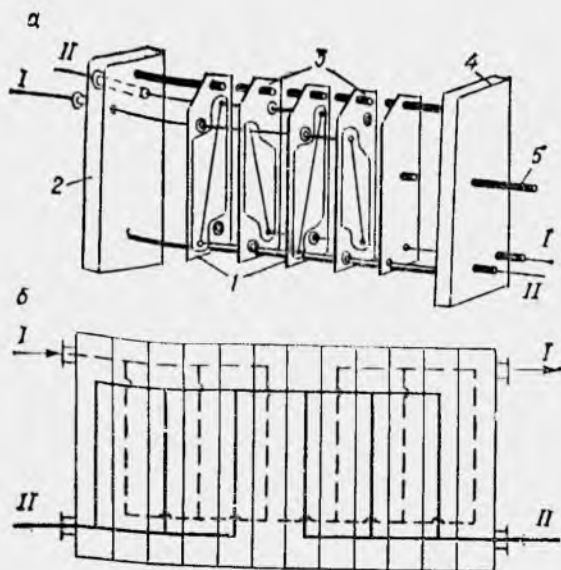


Рис. 6.24. Пластинчатый теплообменник

а—устройство; *б*—схема движения теплоносителей; *1*—нечетные каналы; *2, 4*—головные плиты; *3*—четные каналы; *5*—стяжное винтовое устройство

$\approx 150 \div 300$ мм — расстояние от нижней до верхней части корпуса.

Погружные змеевиковые теплообменники отличаются чрезвычайной простотой устройства, но вследствие низких значений коэффициентов теплопередачи из-за свободной конвекции у поверхности труб характеризуются малой производительностью.

При установке мешалок они должны вращаться в направлении, противоположном движению теплоносителя в змеевике.

Пластинчатые теплообменники. Конструкция пластинчатого теплообменника зависит от предъявляемых к нему производственных требований. Отличительной особенностью этих теплообменников (рис. 6.24, *а*) является то, что поверхность их нагрева состоит из гофрированных пластин *1* и *3*, соединяемых последовательно и снабженных промежуточными прокладками. С помощью пластин создается система узких каналов шириной $3\text{—}6$ мм с волнистыми стенками. Теплоносители движутся в каналах между смежными пластинами, омывая противоположные боковые стороны каждой пластины.

Пластины стянуты стяжным винтовым устройством *5* между головными плитами *2* и *4*. Теплоноситель *1* движется по нечетным каналам *1*, теплоноситель *II* — по четным каналам *3*.

Все пластины в теплообменнике собираются в пакеты. Пакетом называют группу пластин, между которыми теплоноситель движется в одном направлении.

Собранные в пакеты пластины образуют плоскопараллельные каналы, по которым проходят теплоносители (рис. 6.24, б). Пакеты с небольшим числом пластин в каждом соединяются последовательно по ходу теплоносителя.

Площадь поверхности теплообмена одной пластины F_1 для теплообменников без промежуточных листов: $F_1 = F/n$, с промежуточными листами: $F_1 = F[2(n-1)]$, где F — общая площадь поверхности теплообмена, m^2 ; n — число каналов теплообменника.

Суммарная длина каналов в одной пластине: $l = F_1/(\pi d_e z)$, где d_e — эквивалентный диаметр канала, m ; z — число каналов на одной стороне пластины.

В одном пластинчатом теплообменнике с помощью промежуточных пластин часто создают процессы нагревания и охлаждения различными тепло- и хладоносителями.

Благодаря малому расстоянию между пластинами, достигаются большие скорости движения теплоносителей и высокие коэффициенты теплопередачи при сравнительно низком сопротивлении.

Теплоносители можно пропускать через пластинчатый теплообменник противотоком, прямотоком и по смешанной схеме.

Недостаток этих аппаратов состоит в том, что диапазон рабочих температур и сред ограничен термической и химической стойкостью прокладочных материалов.

В зависимости от теплофизических свойств рабочих сред применяют прокладки из следующих термостойких резин: марок СУ-359, ИРП-1225, ИРП-1377, ИРП-1401, 51-1481, ИР-79 и др.

ГОСТ 15518—83 предусматривает теплообменники в четырех исполнениях: I — на консольной раме; II — на двухопорной раме; III — на трехопорной раме; IV — на двухопорной раме с промежуточной плитой.

Расчет и выбор пластинчатых теплообменников выполняется по методике, изложенной в РТМ 26-01-107—78 «Теплообменники пластинчатые. Методы тепловых и гидромеханических расчетов».

Спиральные теплообменники. Такой теплообменник (рис. 6.25) состоит из двух спиралей, входящих одна в другую и образующих таким образом каналы 1 и 2 четырехугольного сечения, боковые стенки которых образуют две торцевые крышки 4 и 5. Перегородка 3 в центре теплообменника разделяет полости входа и выхода теплоносителей.

Спираль изготавливают так, что торцы листов лежат строго в одной плоскости. Затем их помещают между дисками, являющимися торцевыми крышками аппарата, и стягивают болтами. Для герметизации между крышками и листами по всему сечению теплообменника помещают прокладку из резины, паронита и т. п. Это обеспечивает работу теплообменника под избыточным давлением до 1 МПа.

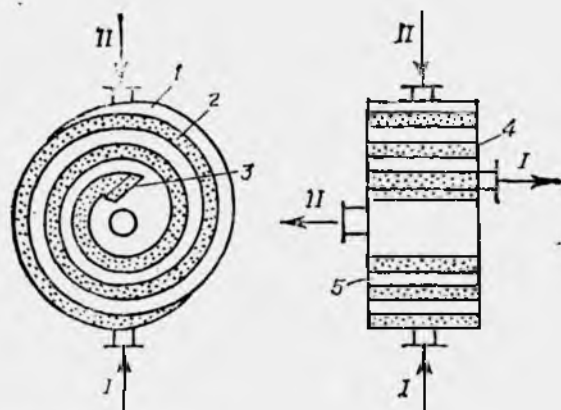


Рис. 6.25. Спиральный теплообменник:

1, 2—каналы для теплоносителей; 3—перегородка; 4, 5—торцевые крышки

Ширину канала между листами принимают в пределах 8—16 мм, а шаг спирального теплообменника — 12—22 мм в зависимости от толщины листа.

Шаг спирали определяют по уравнению: $t = b + \delta$, где b — ширина канала, мм; δ — толщина листа, мм.

Длина листов спиралей: $l = F/(2h)$, где F — площадь поверхности теплообмена, m^2 ; $h = 0,2 \div 1,5$ — высота спиралей, м.

Наружный диаметр спирального теплообменника: $D_n = d + 2nt + \delta$, где d — диаметр первого витка; n — число витков; t — шаг спиралей; δ — толщина листов спирали.

Спиральные теплообменники бывают горизонтального и вертикального типов; их устанавливают часто блоками по два, четыре и восемь аппаратов.

В спиральных теплообменниках обеспечивается возможность движения жидкости с высокими скоростями и создания чистого противотока, что дает максимально достижимую среднюю разность температур и высокие коэффициенты теплопередачи.

Эти теплообменники компактны, но сложны в изготовлении.

В зависимости от технологического назначения различают три типа спиральных теплообменников (ГОСТ 12067—80).

Пример условного обозначения аппаратов: теплообменник спиральный 1-50-6-8-3 (ГОСТ 12067—80) — это теплообменник типа 1, с площадью поверхности теплообмена 50 m^2 , на давление 0,6 МПа (6 kg/cm^2), с шириной канала 8 мм, изготовлен из стали марки Ст3.

Оребренные теплообменники. Такие теплообменники применяются с целью увеличения поверхности теплообмена со стороны теплоносителя, имеющего низкие значения коэффициента теплоотдачи по сравнению со вторым теплоносителем, участвующим в теплообмене.

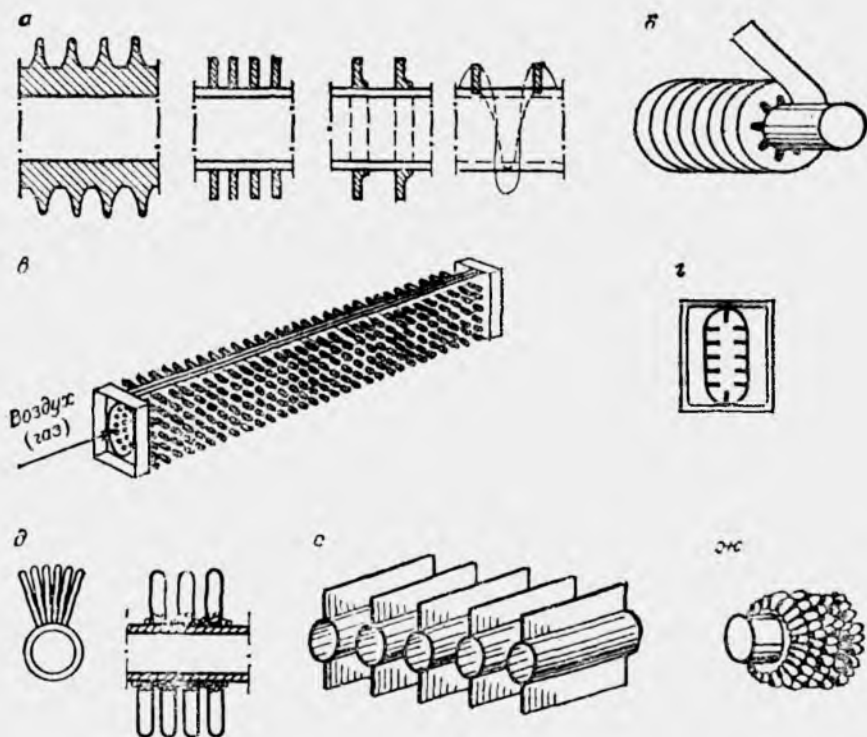


Рис. 6.26. Типы оребрения поверхностей теплообмена:

а — ребристые трубки; б — трубка со спиральным оребрением; в — чугунная трубка с двухсторонним оребрением; г — чугунная трубка с внутренним оребрением; д — проволочное спиральное оребрение; е — пластинчатое оребрение; ж — много ребристая трубка.

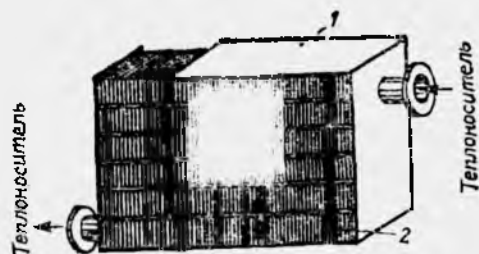
Оребрение, используемое как в пластинчатых, так и в трубчатых теплообменниках, является также эффективным средством повышения компактности аппарата. В трубчатом теплообменнике установка ребер возможна только с одной стороны, в пластинчатом — с обеих сторон рабочей поверхности.

Условием нормальной работы оребренных теплообменников является хороший контакт между основанием ребер и стенкой трубы, обеспечивающий равенство температур стенки и основания ребра. В литых ребристых трубах это требование выполняется полностью.

Типы оребрения поверхностей теплообмена представлены на рис. 6.26.

Наиболее распространены оребренные теплообменники с поперечными круглыми и прямоугольными ребрами. Поперечные ребра широко применяются в пластинчатых калориферах (рис. 6.27). Иногда ребра выполняют навивкой металлической ленты, поставленной на ребро. Лента впрессовывается в жело-

Рис. 6.27. Пластинчатый калорифер:
1—кожух; 2—пластинчатые ребра



бок на наружной поверхности трубы и после этого запаивается или приваривается.

Целесообразной формой сечения ребра по теоретическим соображениям (наименьшее количество материала при максимальной теплоотдаче) является треугольная. Она применяется в чугунных игольчатых теплообменниках с иглами на внешней и внутренней стороне.

При продольном обтекании труб используют продольные ребра плавникового типа.

Для охлаждения воздуха в замкнутом вентиляционном контуре электрических генераторов нашли применение теплообменники с проволочным биспиральным оребрением.

Для сжатых газов и жидкостей применяются теплообменники с многоребристыми трубами, оребрение которых осуществлено приваркой волнистой ленты, образующей ребра с просветом 10 мм (рис. 6.26).

Конструкции оребренных теплообменников разнообразны.

Теплообменники с поверхностью теплообмена, образованной **станками аппарата**. Для обогрева и охлаждения реакционных аппаратов применяют различные устройства, в которых поверхность теплообмена образуется стенками самого аппарата. К числу таких устройств относятся рубашки (рис. 6.28).

Цилиндрический корпус аппарата 1 помещается в кожух — рубашку 2 таким образом, что между внутренней поверхностью кожуха и наружной поверхностью корпуса аппарата образуется герметически замкнутое пространство, в которое через верхний штуцер подается греющий теплоноситель (обычно пар), а через нижний штуцер отводится (при паровом обогреве) конденсат. При охлаждении холодный теплоноситель поступает снизу через нижний штуцер. Корпус закрывается крышкой 4, на которой имеются штуцеры, люки и привод мешалки 3.

Рубашки изготовляют съемными (на болтах) и неразъемными (приварными). Приварные рубашки проще по устрой-

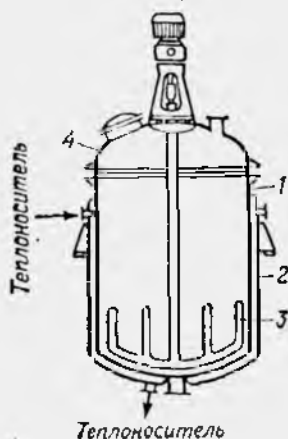


Рис. 6.28. Аппарат с рубашкой и мешалкой:
1—корпус; 2—рубашка; 3—мешалка; 4—крышка

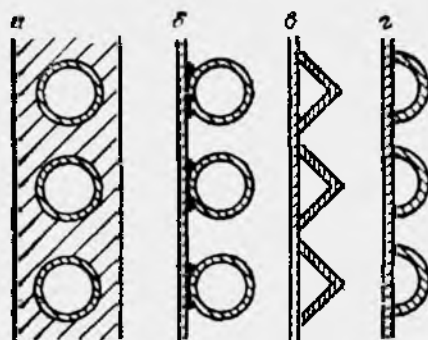


Рис. 8.20. Варианты исполнения змеевиков: а — из труб, залитых в стенках аппарата; б — из труб, приваренных многослойным швом; в — из угловой стали; г — из разрезанных по образующей (половинки) труб

ству и изготовлению, но исключают возможность чистки и осмотра наружной стенки аппарата.

Из пространства, ограниченного рубашкой, необходимо удалять воздух, чтобы не допустить образования так называемых воздушных мешков,

которые полностью выключают поверхность нагрева в том месте, где они образуются.

Рубашки обладают ограниченной поверхностью теплообмена. Применяемые давления теплоносителей в рубашке не должны превышать 1 МПа, поскольку при больших давлениях необходимо увеличивать толщину стенок.

Для повышения давления греющего теплоносителя применяют аппараты, в чугунные стенки которых заливается змеевик (рис. 6.29, а).

Более совершенны аппараты для нагревания теплоносителями высоких давлений (до 25 МПа), в которых стальной змеевик приваривается к наружной поверхности корпуса аппарата (рис. 6.29, б).

Иногда к стенкам корпуса аппарата приваривают стальные угольники (рис. 6.29, в) или половинки труб, разрезанных вдоль оси (рис. 6.29, г). Аппараты такой конструкции применимы при давлении до 60 МПа, однако они значительно проще в изготовлении и обеспечивают лучшую теплопередачу, чем аппараты с приваренными змеевиками.

Блочные теплообменники. Эти теплообменники выполнены в форме блоков, имеющих проточные каналы, по которым протекает жидкость. Блоки изготавливаются из графита, который для устранения пористости предварительно пропитывают синтетическими смолами.

Теплообменники состоят из прямоугольных блоков размера-ми $350 \times 350 \times 350$ и $350 \times 350 \times 700$ мм или цилиндрических блоков. Каждый блок имеет просверленные вертикальные каналы (диаметром 12—28 мм) для агрессивной среды и горизонтальные каналы (диаметром 12 мм) для охлаждающего или нагревающего теплоносителя. Блоки устанавливаются один на другом с прокладками между ними.

По сторонам блоков располагаются распределительные крышки, которые прижимаются на прокладках с помощью болтов.

В качестве прокладок применяют теплостойкую резину, комбинированные прокладки из резины и фторопласта, а также фто-

ропластовый уплотнительный материал (ФУМ), допускающие температуру агрессивной среды от минус 18°C до плюс 150°C . Рабочее давление греющего пара — не более 0,3 МПа.

Углеродистые теплообменники могут иметь различные конструкции. Они могут быть кожухотрубчатыми со стальным кожухом и с трубными досками, крышками из углеродистого, если греющий теплоноситель неагрессивен, а также полностью из углеродистых деталей, например пластинчатых, в которых с одной стороны пластины проходит один теплоноситель, а с противоположной — другой.

Кожухоблочный теплообменник (рис. 6.30), предназначенный для нагрева или испарения кислот насыщенным водяным паром, снабжен четырьмя цилиндрическими блоками, в каждом из которых имеются маленькие горизонтальные и вертикальные круглые отверстия. Пар поступает в кожух и конденсируется в горизонтальных отверстиях. Кислота проходит по вертикальным отверстиям и нагревается через стенки паром.

Для изготовления блочных углеродистых теплообменников применяются как прямоугольные, так и цилиндрические блоки.

К преимуществам этих аппаратов относятся сравнительная простота изготовления и компактность, коррозионная стойкость.

Аппараты могут быть собраны без применения замазок и клеев, они прочны и надежны в работе, легко разбираются и обеспечивают интенсивный теплообмен.

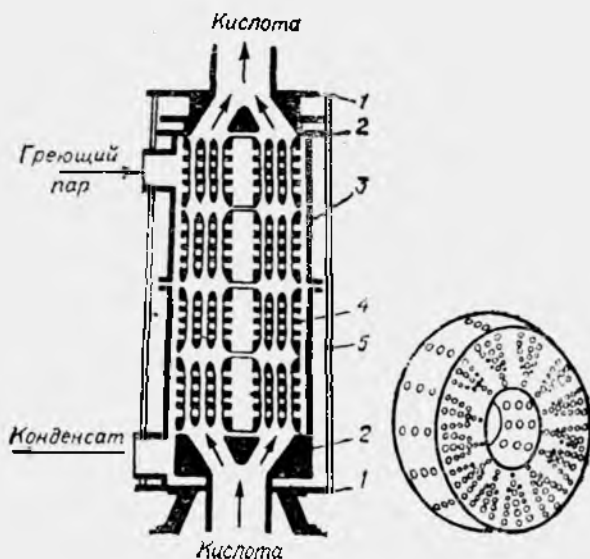


Рис. 6.30. Блочный кожухотрубчатый теплообменник с круглыми графитовыми блоками: 1—металлические фланцы; 2—крышка из графита; 3—металлический кожух; 4—графитовый блок; 5—ваккерная связь

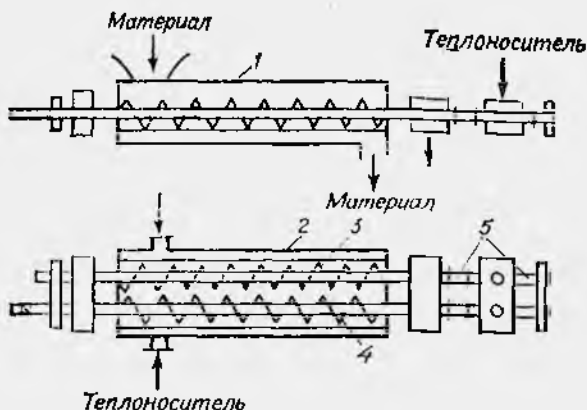


Рис. 6.31. Шнековый теплообменник:
1—корпус; 2—рубашка; 3, 4—шнеки; 5—сальники

Шнековые теплообменники. Интенсификация теплообмена в шнековом теплообменнике (рис. 6.31) осуществляется за счет непрерывного обновления поверхности материала, который соприкасается со стенками аппарата. Обновление поверхности происходит в результате вращения винтообразных валов навстречу друг другу с одновременным перемешиванием и перемещением материала вдоль шнека.

Материал, обладающий низкой теплопроводностью (высоковязкие жидкости, сыпучие вещества), подвергающийся тепловой обработке, поступает через загрузочное отверстие в корпус 1 теплообменника с рубашкой 2 и перемешивается с помощью шнеков 3 и 4. При этом происходит тепловая обработка (нагревание или охлаждение) материала, который перемещается к противоположному концу корпуса, т. е. к разгрузочному бункеру.

Теплоноситель подается в рубашку; иногда для увеличения поверхности теплообмена валы шнеков делают полыми, для герметичности снабжают сальниками 5 и внутрь по всей длине шнека и в пустотелые витки подают теплоноситель.

Регулирование обогрева может осуществляться как с помощью теплоносителя, так и скоростью перемещения материала.

При небольшой опорной поверхности теплообменник данной конструкции имеет относительно большую поверхность нагрева.

Шнековые теплообменники занимают мало места, высокоэффективны и могут быть приспособлены к различным производственным условиям путем объединения нескольких аппаратов в один агрегат. Площадь поверхности нагрева шнека при длине 3 м составляет 2,6 м² (без рубашки).

Шнековые теплообменники требуют затрат сравнительно большого количества энергии.

Смесительные теплообменники

Смесительные теплообменные аппараты, широко применяемые в химической промышленности, работают без разделительной стенки между теплоносителями. Поэтому теплообмен происходит при непосредственном соприкосновении теплоносителей и сопровождается массообменом.

В зависимости от назначения смесительные теплообменники имеют различные технические названия и применяются: 1) в качестве конденсаторов смешения для создания разрежения в установках, работающих под вакуумом (выпарных аппаратах, вакуум-сушилках, вакуум-фильтрах); 2) для воздушного охлаждения в градирнях больших количеств циркуляционной воды от водоемких технологических процессов; 3) для осушения и увлажнения воздуха в кондиционерах; 4) для очистки воздуха и газа от пыли, смолы путем промывки водой в скрубберах; 5) для нагрева растворов погружными горелками в выпарных аппаратах.

По конструктивным признакам различают следующие типы теплообменников смешения: 1) полые колонны, в которых жидкость распыливается форсунками в газовую среду; 2) насадочные колонны, в которых смешение газа с жидкостью происходит на смоченной поверхности насадки; 3) каскадные аппараты, имеющие внутри горизонтальные или наклонные перегородки, по которым стекает жидкость; 4) струйные аппараты, где нагревание воды происходит эжектируемым и инжектирующим паром; 5) пленочные подогреватели, в которых вода нагревается водяным паром почти до температуры насыщения пара; 6) пленочные аппараты, используемые для улавливания из газов плохо смачиваемой (гидрофобной) пыли.

Градирни рассматривались в разделе 6.4, а аппараты с барботажем в разделе 6.3. Поэтому остановимся на конденсаторах смешения и аппаратах с погружными горелками.

Конденсаторы смешения используются для создания вакуума в различных аппаратах в результате конденсации отсасываемых из них паров. Для отвода теплоты конденсации паров служит холодная вода, которая, смешиваясь с конденсатом, сливается в канализацию.

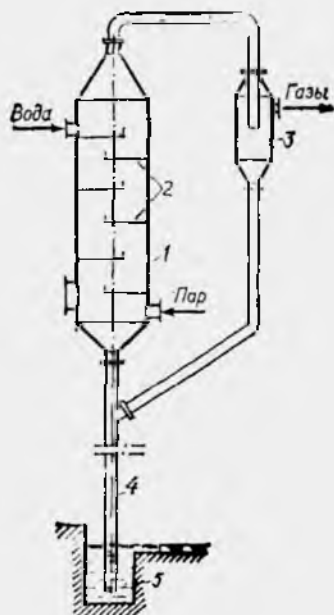
Различают прямоточные и противоточные конденсаторы смешения (в зависимости от направления потока пара и воды), конденсаторы высокого и низкого уровня (в зависимости от высоты его расположения).

Противоточный смесительный конденсатор с барометрической трубой. Барометрические конденсаторы являются наиболее распространенными и применяются для конденсации пара и создания вакуума в дистилляционных и выпарных установках большой производительности.

В барометрическом конденсаторе (рис. 6.32) пар, поступающий в корпус 1 через нижний штуцер навстречу воде, подаю-

Рис. 6.32. Барометрический конденсатор

1 — корпус; 2 — сегментные полки; 3 — газоотделитель; 4 — барометрическая труба; 5 — барометрический ящик



щейся через верхний штуцер на сегментные или кольцевые дырчатые полки или тарелки, соприкасается со стекающей водой и конденсируется.

Охлаждающая вода каскадно стекает сверху вниз с одной полки на другую, образуя сплошную завесу из брызг и струй. В сегментных тарелках помимо того, что вода переливается через борта, значительная ее часть стекает струйками через большое число отверстий, имеющихся на всей поверхности тарелки. Такое устройство обеспечивает хороший теплообмен.

Вода, смешанная с конденсатом, удаляется через барометрическую трубу 4, образующую барометрический затвор, а несконденсировавшиеся газы отсасываются через газоотделитель 3, где отделяются от увлеченных брызг воды. Отсюда вода стекает самотеком через барометрическую трубу (высотой около 10 м) вместе с основной смесью конденсата и воды в барометрический ящик 5.

В качестве вакуум-насосов для отсасывания воздуха (с небольшим количеством увлекаемого паром) из газоотделителя чаще всего применяются водо- и пароструйные компрессоры-эжекторы или водокольцевые насосы.

Прямоточный конденсатор смешения получил применение для установок умеренной производительности и обычно располагается на том же уровне, что и основные аппараты.

В прямоточный конденсатор смешения (рис 6.33) вода поступает через форсунки 4 без насоса, под действием имеющегося в корпусе 1 разрежения. Пары поступают в конденсатор сверху. Смесью воды и конденсата пара откачивается центробежным насосом 2. Для поддержания вакуума при конденсации воздух с некоторым количеством пара удаляется струйным насосом 3.

Аппараты с погружными горелками (АПГ). В этих аппаратах продукты сгорания непосредственно соприкасаются с нагреваемой жидкостью.

В горелку 3, опущенную в жидкость, находящуюся в корпусе 1, подается газ и воздух для горения (рис. 6.34). При бар-

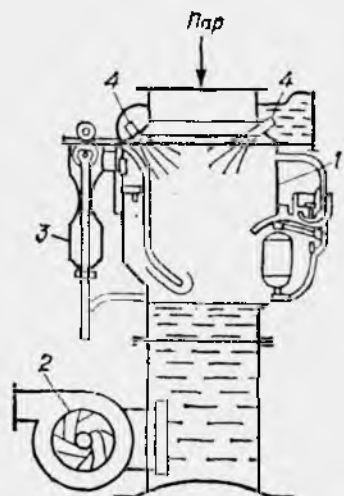


Рис. 6.33. Прямоточный конденсатор смешения:

1—корпус; 2—центробежный насос; 3—струйный насос; 4—форсунки

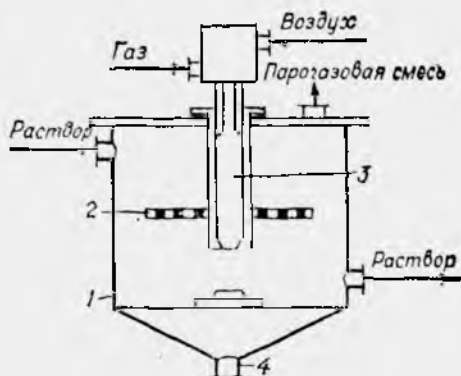


Рис. 6.34. Теплообменный аппарат с погружными горелками:

1—корпус; 2—барботажная решетка; 3—горелка; 4—штуцер опорожнения

ботажке образующихся продуктов сгорания через решетку 2 происходит равномерное диспергирование потока газа на мелкие пузырьки, которые, всплывая, отдают свою теплоту жидкости и одновременно насыщаются парами воды. За счет этого значительно повышется интенсивность теплоотдачи.

При непосредственном контакте продуктов сгорания с жидкой средой теплообмен протекает с малыми потерями. Коэффициент использования теплоты сгорания топлива в погружной горелке при испарении жидкостей достигает 95—96 %.

Наиболее часто аппараты с погружными горелками применяются в выпарных установках для выпаривания коррозионно-активных жидкостей.

Регенеративные теплообменники

В регенеративных теплообменниках передача теплоты происходит посредством соприкосновения одного теплоносителя с ранее нагретыми телами — неподвижной или перемещающейся насадкой, периодически нагреваемой или охлаждаемой другим теплоносителем.

В качестве насадки используются огнеупорные кирпичи, металлические пластины и шары и алюминиевая фольга. Огнеупорные кирпичи укладываются в регенераторах разными способами: в виде сплошных каналов (насадка Каупера), с промежутками в коридорном порядке (простая насадка Сименса) или

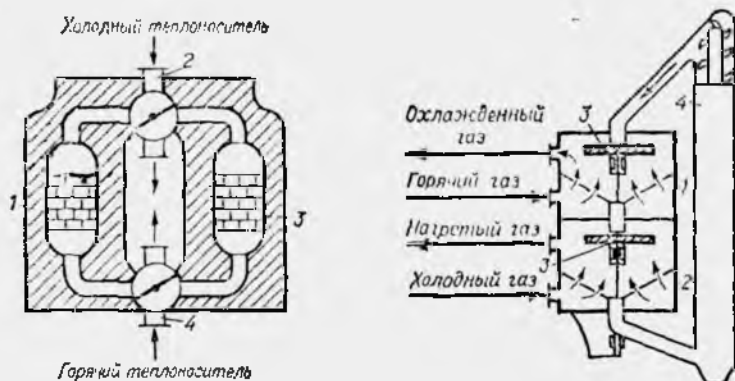


Рис. 6.35. Регенеративный теплообменник с неподвижной насадкой:

1—левая камера с насадкой; 2, 4—патрубки; 3—правая камера с насадкой

Рис. 6.36. Регенеративный теплообменник с движущейся насадкой:

1—камера охлаждения; 2—камера нагрева; 3—диски; 4—ковшовой элеватор

с промежутками в шахматном порядке. Металлическая насадка имеет большую поверхность теплообмена и применяется в виде профильных металлических листов, гофрированной ленты и шаров различного диаметра.

Несмотря на громоздкость регенераторов с неподвижной кирпичной насадкой, они находят наибольшее применение, особенно в тех случаях, когда использование металла не представляется возможным.

Регенеративные теплообменники с неподвижной насадкой. В таких теплообменниках (рис. 6.35) в период времени, соответствующий положению перекидных шиберов, изображенному на схеме, в правой камере 3 пропускается горячий теплоноситель и происходит нагрев насадки; в то же время в левой камере 1 пропускается холодный теплоноситель, который нагревается за счет ранее нагретой в этой камере насадки. Через определенное расчетом время перекидные шиберы переключают в противоположное положение, и процесс теплообмена идет в обратном направлении. Переключение шиберов происходит автоматически.

Регенеративный теплообменник с движущейся насадкой. В регенераторах непрерывного действия с движущимся твердым промежуточным теплоносителем (рис. 6.36), служащих для нагревания газов, твердый теплоноситель непрерывно перемещается при помощи механического ковшового элеватора 4 и подается на вращающиеся диски 3, регулирующие подачу твердых частиц в камеры охлаждаемого и нагреваемого газов (2 и 1).

В качестве движущейся насадки используют твердые частицы и шарики из каолина, дибаза, алунда, оксида алюминия,

магния, циркония и других жаростойких материалов размером 8—12 мм. Кроме того, материал должен быть химически стойким, обладать высокими показателями на истирание и удар.

Зернистые материалы в зависимости от размеров частиц имеют большую удельную поверхность — до $10^5 \text{ м}^2/\text{м}^3$.

В камере 1 происходит нагревание движущейся насадки, горячими газами (чаще дымовыми). В камере 2 насадка отдает теплоту нагреваемому газу. Таким образом, происходит постоянный теплообмен.

К недостаткам этих теплообменников следует отнести необходимость установки обеспыливающих устройств, герметизации охлаждаемого и нагреваемого газов и абразивный износ трактов движения насадки.

6.6. ТЕПЛООБМЕН В КИПАЮЩЕМ (ПСЕВДООЖИЖЕННОМ) СЛОЕ

Для интенсификации нагревания, обжига, горения, сушки и некоторых других процессов широкое применение нашли установки с так называемым кипящим слоем.

Кипящим слоем называют взвешенный слой, когда масса мелкозернистых твердых частиц в восходящем потоке газа (обычно воздуха) в результате непрерывного перемешивания приходит в легкоподвижное состояние, напоминая кипящую жидкость.

Благодаря интенсивному перемешиванию твердых частиц, в кипящем слое выравнивается поле температур, что исключает местные перегревы.

Теплообмен осуществляется: 1) между частицами твердого материала и газовым потоком; 2) между кипящим слоем и поверхностью теплообмена, расположенной в слое или вне аппарата.

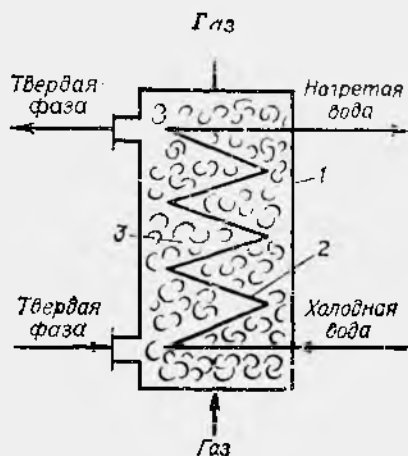
Теплообмен в кипящем (псевдоожигенном) слое складывается из конвективного переноса теплоты от ожигающего агента к твердым частицам и переноса теплоты внутри самих частиц. Количество теплоты Q , переданное в единицу времени от ожигающего агента к твердым частицам, определяется по уравнению:

$$Q = \alpha F \Delta t,$$

где α — коэффициент теплообдачи, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$; F — площадь поверхности теплообмена, принимаемая равной суммарной площади поверхности твердых частиц в слое, м^2 ; Δt — средняя разность температур между газом и твердыми частицами, К .

Теплообмен между частицами твердого материала и газовым потоком зависит от состояния слоя.

При теплообмене между кипящим слоем и стенкой теплообменная поверхность помещается внутри слоя в виде змеевиков (рис. 6.37), труб или теплота передается через стенки аппарата.



Ввиду высокой интенсивности теплопереноса от кипящего слоя к стенке аппарата достигается быстрый подвод или отвод теплоты.

Коэффициент теплоотдачи между взвешенным слоем и поверхностью теплообмена увеличивается с повышением скорости газа до определенного максимального значения. При дальнейшем повышении скорости газа уменьшается

объемная концентрация частиц, увеличивается порозность слоя и уменьшается коэффициент теплоотдачи. Коэффициенты теплоотдачи к погруженной в слой поверхности составляют $100-1100 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.

Коэффициент теплопередачи в теплообменниках с кипящим слоем получается более высоким, чем в обычных газовых трубчатых теплообменниках. Его значение возрастает, если кипящий слой имеет высокую температуру и кроме конвекции теплота передается радиацией. Общий коэффициент теплопередачи для обогреваемых через рубашку цилиндрических аппаратов с кипящим слоем, работающих периодически, имеет высокое значение и изменяется в пределах $560-840 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.

Теплообменные аппараты с псевдоожиженным слоем могут быть периодического и непрерывного действия.

Из периодически действующих аппаратов твердые частицы не выводятся до своей полной отработки. В аппаратах непрерывного действия осуществляется постоянный вывод отработанных твердых частиц и замена их свежим зернистым материалом.

Для получения противотока дисперсных частиц и охлаждающего газа в аппаратах непрерывного действия применяется последовательное секционирование на каскад псевдоожиженных слоев. Секционирование применяется также для увеличения равномерности времени пребывания материала.

6.7. ОСНОВЫ ВЫБОРА ТЕПЛООБМЕННЫХ АППАРАТОВ.

МАТЕРИАЛЫ, ПРИМЕНЯЕМЫЕ ДЛЯ ИЗГОТОВЛЕНИЯ ТЕПЛООБМЕННИКОВ

При выборе и создании теплообменной аппаратуры необходимо учитывать такие важные факторы, как тепловая нагрузка аппарата, температурные условия процесса, физико-химические параметры рабочих сред, условия теплообмена, характер гидравлических сопротивлений, вид материала и его коррозионную

стойкость, простота устройства и компактность, расположение аппарата, взаимное направление движения рабочих сред, возможность очистки поверхности теплообмена от загрязнений, расход металла на единицу переданной теплоты и другие технико-экономические показатели.

Экономичное использование качественных материалов, высокий уровень технологии изготовления и полное использование всех достижений теплопередачи дают возможность выбора и создания рациональных теплообменных аппаратов, удовлетворяющих всем перечисленным требованиям.

Химические продукты в той или иной мере всегда вызывают коррозию материала аппарата, поэтому для изготовления их применяются различные металлы (*железо, чугун, алюминий*) и их *сплавы*. Наибольшее применение находят *стали*. Благодаря способности изменять свои свойства в зависимости от состава, возможности термической и механической обработки стали с низким содержанием углерода хорошо штампуются, но плохо обрабатываются резанием. Добавки других металлов — легирующих элементов — улучшают качество сталей и придают им особые свойства (например, хром улучшает механические свойства, износостойкость и коррозионную стойкость; никель повышает прочность, пластичность; кремний увеличивает жаростойкость).

Легирующие элементы обозначаются буквами: Х — хром, Н — никель, М — молибден, Г — марганец, С — кремний, Т — титан, Д — медь, Ю — алюминий и т. д. Например, сталь марки Х18Н12М2Т содержит (в %): углерода — менее 0,1; хрома — 18; никеля — 12; молибдена — 2; титана — менее 1.

Стали обыкновенного качества (например, Ст3) применяют для изготовления аппаратов, работающих под избыточным давлением до 6 МПа при температурах от минус 30 °С до плюс 425 °С. Для более жестких условий применяют углеродистые стали улучшенного качества — марок 15К и 20К.

Для повышения термостойкости и прочности применяют низколегированные стали 10Г2С1, 16ГС, 30Х, 40Х, что позволяет использовать аппараты при температурах от минус 70 °С до плюс 550 °С.

Для повышения кислотостойкости и жаропрочности аппаратов их изготавливают из хромоникелевых сталей марок Х18Н10Т, Х18Н9Т.

Для очень агрессивных сред применяются высоколегированные стали, например 0Х23Н28М3Д3Т.

При производстве теплообменных аппаратов корпуса их выполняются из стальных листов (преимущественно толщиной более 4 мм), изготавливаемых горячей прокаткой.

Кожухотрубчатые теплообменники применяются в качестве жидкостных и газовых подогревателей, конденсато-

ров и испарителей. Они работают при условном давлении до 6,4 МПа и температурах от минус 30 °С до плюс 450 °С.

Кожухотрубчатые теплообменные аппараты общего назначения изготовляют из углеродистой или нержавеющей стали с площадью поверхности теплообмена от 1 до 2000 м².

Кожухотрубчатые теплообменники с наружным диаметром кожуха 159—426 мм изготовляют из стандартных труб. Кожухи теплообменников диаметром свыше 400 мм изготовляют сварными из листового проката углеродистой или нержавеющей стали.

Кожухотрубчатые теплообменники с U-образными трубами применяют для теплообмена при температурах от минус 30 °С до плюс 450 °С и давлении в пределах 1,6—6,4 МПа. Стандартные теплообменники изготовляют с диаметром кожуха от 325 до 400 мм. Кожух и распределительная камера могут быть изготовлены из стали ВМСтЗСн или 16ГС, теплообменные трубы — из стали 20, в конденсаторах — из сплава АМг2М.

При температурах теплоносителя выше 400 °С применяют легированные марки стали. Трубы для теплообменников выбирают, исходя из агрессивности теплоносителей. Для стандартных теплообменников применяют трубы из углеродистой стали 10 и 20, коррозионностойкой стали 0Х18Н10Т и латуни ЛОМ 70-1-0,06. Для конденсаторов применяют трубы из латуни ЛАМц 77-2-0,06. При использовании агрессивных теплоносителей принимают трубы из стали Х5М, а трубные решетки изготовляют из стали 16ГС или двухслойной стали 16ГС + Х18Н10Т.

Теплообменники типа «труба в трубе» применяют для нагрева и охлаждения жидких и газообразных сред при небольших количествах теплоносителей. Эти теплообменники изготовляют из труб углеродистой стали или нержавеющей стали с наружным диаметром кожуховых труб до 219 мм и длиной до 12 м (в некоторых случаях из стекла).

Оросительные теплообменные аппараты используют для охлаждения жидкостей, обладающих агрессивными или термолабильными свойствами. В зависимости от агрессивности теплоносителя для оросительных теплообменников применяют трубы, изготовленные из чугуна, ферросилица, стали, титана и специальных сплавов.

Погружные змеевиковые теплообменники наиболее часто применяют в виде элементов ректификационных колонн и подогревателей. Змеевики изготовляют из труб черных и цветных металлов диаметром 25—75 мм.

Пластинчатые теплообменные аппараты применяют в качестве холодильников, подогревателей и конденсаторов. Пластинчатые разборные теплообменники с площадью поверхности теплообмена 3—600 м², собранные из пластин с площадью поверхности 0,2—1,3 м², работают при условном дав-

лении 0,6—1,0 МПа и температурах среды от минус 30 °С до плюс 180 °С. Для изготовления пластин применяют оцинкованную сталь 0,8КП-ВГ-1 и коррозионностойкие стали марок 12Х18Н10Т, 10Х17Н13М3Т, 06ХН28МДТ и цветные металлы: мельхиор МНЖМц 30-0,8-1, титан ВТ1.

Теплообменники с оребренной поверхностью применяют в тех случаях, когда условия теплоотдачи по обеим сторонам стенки различны, например в трубе происходит конденсация пара, а снаружи труба омывается нагреваемым воздухом.

Ребра в оребренных теплообменниках обычно выполняются из медных или алюминиевых тонких листов. В практике делаются ребристые трубки следующих типов: литые трубки, стальные трубки с напрессованными ребрами и др. Хороший контакт между трубками и ребрами достигается лужением или цинкованием.

Спиральные теплообменники используют для нагрева и охлаждения жидкостей и газов. Теплообменники работают под избыточным давлением до 1 МПа при допустимых температурах от минус 20 °С до плюс 200 °С. Спиральные теплообменники изготовляют из углеродистых сталей ВМСтЗсп4 и ВМСтЗсп5, для агрессивных сред применяют коррозионную сталь 12Х18Н10Т и 10Х17Н13М2Т.

Блочные теплообменники применяют при термической обработке агрессивных жидкостей, паров и газов. Непроницаемые графитовые элементы (блоки, трубы) пропитывают фенолформальдегидной смолой или изготовляют из графитопласта АТМ-1 (антегмит).

Термостойкость графитовых блоков, пропитанных фенолформальдегидной смолой, не превышает 130 °С. Для повышения их термостойкости вместо фенолформальдегидной смолы используют кремнийорганические смолы.

Шнековые теплообменники применяют в таких химических процессах, когда необходимо особенно бережно обращаться с материалом при его нагревании и охлаждении. Они широко используются для охлаждения солярового масла и цемента, непрерывного кальцинирования необожженного гипса и нагревания смолистых композиций в различных производствах.

Конденсаторы смешения применяют в том случае, если допустимо смешение конденсирующегося пара с охлаждающей водой, т. е. когда конденсат не представляет ценности и может сливаться в канализацию вместе с охлаждающей водой.

Аппараты с погружными горелками (АПГ) предназначены для нагревания и выпаривания растворов при непосредственном соприкосновении продуктов сгорания или горячих газов с жидкостями. В таких аппаратах можно выпаривать агрессивные растворы кислот, минеральных солей, шламы, взвеси и другие загрязненные жидкости.

Корпуса АПГ и погружные горелки изготавливают из обыкновенной углеродистой стали СтЗ, но для нагревания агрессивных сред они должны изготавливаться из легированных сталей, цветных металлов, кислотоупорного камня.

Регенеративные теплообменники используют только при высоких температурах теплоносителей ($800\text{--}1000^\circ\text{C}$), с алюминиевой гофрированной лентой в холодильных установках для глубокого охлаждения азота (до минус 185°C). Регенераторы с движущимся твердым промежуточным теплоносителем применяют для нагрева газов и паров органических жидкостей до высоких температур, при этом используют трубы и камеры из легированных сталей, облицованные карборундом.

Регенераторы криогенных газовых установок должны обладать очень развитой поверхностью теплообмена. Поэтому насадка изготавливается в виде проволоки, с толщиной, не превышающей нескольких десятков микрон, из меди, латуни или бронзы, обладающих высокой теплоемкостью и теплопроводностью. Гофрированная алюминиевая ленточная насадка развивает поверхность теплообмена до $2000\text{ м}^2/\text{м}^3$ объема.

ГЛАВА 7

ВЫПАРИВАНИЕ РАСТВОРОВ

Выпаривание — это процесс концентрирования растворов твердых нелетучих веществ путем частичного испарения растворителя при кипении жидкости, т. е. когда давление пара над раствором равно давлению в рабочем объеме аппарата.

Выпаривание применяют для концентрирования растворов нелетучих веществ, выделения из раствора чистого растворителя (дистилляция) и кристаллизации растворенных веществ, т. е. выделения нелетучих веществ в твердом виде.

Выпаривание для концентрирования растворов используют в производстве минеральных удобрений, сахара, белкововитаминных концентратов, кормовых дрожжей, т. е. органических полупродуктов. Выпаривание применяют также при концентрировании водных растворов щелочей (едкое кали и едкий натр), солей (NaCl , NH_4NO_3 , Na_2SO_4), для регенерации различных растворов с целью возврата их в технологический цикл, термического обезвреживания промышленных стоков и т. п.

В качестве примера выпаривания с выделением чистого растворителя из раствора можно привести опреснение морской воды, когда образующийся водяной пар конденсируют и полученную воду используют для различных целей.

Для получения нелетучих веществ в твердом виде выпаренный раствор подвергают последующей кристаллизации, что значительно облегчает хранение, транспортировку и переработку.

В технологических процессах химической промышленности наиболее часто выпаривают водные растворы различных нелетучих веществ.

7.1. СПОСОБЫ ВЫПАРИВАНИЯ

Для нагревания выпариваемых растворов до кипения используют топочные газы, электрообогрев и высокотемпературные теплоносители, но наибольшее применение находит *водяной пар*; характеризующийся высокой удельной теплотой конденсации и высоким коэффициентом теплоотдачи. Пар, используемый для обогрева аппарата, называют *первичным*, а пар, образующийся при кипении раствора, — *вторичным*.

Нагревание выпариваемого раствора в большинстве аппаратов осуществляется путем передачи теплоты через стенку и только при обогреве топочными газами — путем непосредственного соприкосновения с нагреваемым раствором.

Выпаривание ведут под вакуумом, при атмосферном и повышенном давлениях.

При *выпаривании под вакуумом* снижается температура кипения раствора, что дает возможность использовать для обогрева аппарата пар низкого давления. Этот способ применим при выпаривании растворов, чувствительных к высокой температуре. Кроме того, имеются потери теплоты в окружающую среду и увеличивается полезная разность температур греющего пара и кипящего раствора, что позволяет сократить поверхность теплообмена и габариты аппарата.

При *выпаривании под атмосферным давлением*, образующийся вторичный пар обычно не используется и выбрасывается в атмосферу.

Выпаривание под повышенным давлением вызывает повышение температуры кипения раствора и дает возможность использования вторичного пара для обогрева других корпусов выпарной установки с меньшим давлением. Кроме того, вторичный пар может быть использован для других теплотехнических целей (*экстра-пар*).

7.2. ВЫПАРНЫЕ АППАРАТЫ

Процесс выпаривания проводится в *выпарных аппаратах*. При работе с небольшими количествами растворов при атмосферном давлении, а часто и под вакуумом применяют одиночные выпарные аппараты, называемые *однокорпусными выпарными установками*. В этом случае теплота греющего пара используется однократно, а теплота вторичного пара обычно не используется.

Для экономии греющего пара применяют *многокорпусные выпарные установки*, которые состоят из нескольких выпарных аппаратов, где вторичный пар, уходящий из любого предыдущего корпуса, является греющим паром для последующего, в котором

раствор кипит при более низком давлении. При этом давление в последовательно соединенных корпусах снижается так, чтобы сохранить достаточную разность температур между кипящим раствором и греющим паром в каждом корпусе. Вторичный пар последнего корпуса поступает в конденсатор (если последний корпус работает под вакуумом) или передается на сторону (если процесс в последнем корпусе установки *проходит под повышенным давлением*).

Экономичность выпарной установки достигается также путем повышения давления вторичного пара в результате сжатия при помощи турбокомпрессора или инжектора до давления первичного пара с последующим использованием его в том же выпарном аппарате. Выпарной аппарат, работающий по такому принципу, называется *выпарным аппаратом с тепловым насосом* (или с термокомпрессией).

По принципу работы выпарные аппараты разделяются на периодически- и непрерывнодействующие. Периодическая выпарка применяется при малой производительности установки или для получения высоких концентраций. При этом подаваемый в аппарат раствор выпаривается до необходимой концентрации, сливается и аппарат загружают новой порцией исходного раствора.

В установках непрерывного действия исходный раствор непрерывно подается в аппарат, а упаренный раствор непрерывно выводится из него.

В химической промышленности в основном применяют непрерывнодействующие выпарные установки с высокой производительностью за счет сильно развитой поверхности нагрева (до 2500 м² в единичном аппарате). Они более экономичны в тепловом отношении, так как отсутствуют потери теплоты на периодический разогрев аппарата.

Классификация выпарных аппаратов

Выпарные аппараты используются в химической пищевой и других отраслях промышленности, а также в энергетике. Конструкции выпарных аппаратов очень разнообразны, что значительно усложняет их классификацию.

Все конструкции выпарных аппаратов подразделяются в зависимости от расположения и вида поверхности нагрева; конфигурации поверхности нагрева; компоновки поверхности нагрева; рода теплоносителей; взаимного расположения рабочих сред; кратности циркуляции и режима циркуляции.

По методу выпаривания выпарные установки делятся на следующие группы: 1) выпарные установки поверхностного типа, в которых раствор контактирует с поверхностью теплообмена; 2) выпарные установки контактного типа, в которых нагревание осуществляется без разделяющей поверхности теплообмена; 3) выпарные установки адиабатного испарения.

Выпарные аппараты поверхностного типа

Наибольшее применение в химической промышленности нашли выпарные аппараты поверхностного типа, особенно вертикальные трубчатые выпарные аппараты с паровым обогревом непрерывного действия.

В зависимости от режима движения кипящей жидкости в выпарных аппаратах их разделяют на аппараты со свободной циркуляцией, аппараты с естественной циркуляцией, аппараты с принудительной циркуляцией, пленочные выпарные аппараты.

Выпарные аппараты со свободной циркуляцией. Для выпаривания вязких и кристаллизующихся продуктов находят еще применение выпарные аппараты периодического действия с паровой рубашкой (рис. 7.1).

Слабо концентрированный раствор подается в аппарат, где за счет обогрева возникает свободная циркуляция. Подогрев ведется до температуры кипения. После выпаривания до необходимой концентрации выпаренный раствор спускается из аппарата и аппарат вновь наполняется неконцентрированным раствором.

Для выпаривания коррозионно-активных растворов ограниченное применение находят выпарные аппараты со змеевиковой поверхностью теплообмена, с горизонтальной и вертикальной трубчаткой.

Все выпарные аппараты со свободной циркуляцией просты в конструктивном отношении, но имеют низкий коэффициент теплопередачи (ввиду отсутствия организованной циркуляции) и небольшую производительность, вследствие чего применение их весьма ограничено. Обычно они используются при небольших производительностях по испаренной воде (до 3 т/ч).

Выпарные аппараты с естественной циркуляцией. В таких выпарных аппаратах циркуляция раствора осуществляется за счет различия плотностей в отдельных точках аппарата, т. е. в кипящих трубках и циркуляционной трубе. Для циркуляции необходима разность температур между греющим паром и раствором 7—10°C. Кратность циркуляции в выпарных аппаратах с естественной циркуляцией составляет 20—30.

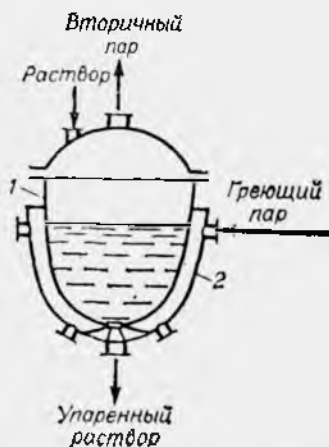


Рис. 7.1. Однокорпусной выпарной аппарат
1 — аппарат; 2 — рубашка

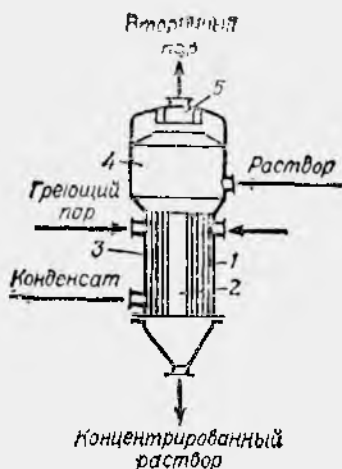


Рис. 7.2. Выпарной аппарат с центральной циркуляционной трубой:

1 — греющая камера; 2 — циркуляционная труба; 3 — кипятильные трубки; 4 — сепаратор; 5 — брызгоотделитель

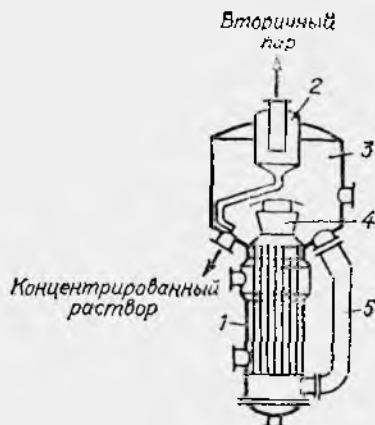


Рис. 7.3. Выпарной аппарат с вынесенной зоной кипения:

1 — греющая камера; 2 — брызгоотделитель; 3 — сепаратор; 4 — труба всасывания; 5 — циркуляционная труба

Выпарной аппарат с паровым трубчатым обогревом состоит из следующих основных элементов:

— греющей камеры (теплообменника), в которой происходит нагревание и выпаривание раствора;

— сепаратора — парового пространства, в котором происходит отделение вторичного пара от раствора. Паровое пространство определяет чистоту и сухость вторичного пара. Унос вместе с паром жидкости, содержащей концентрируемый продукт, загрязняет вторичный пар, уменьшая выход готового продукта;

— циркуляционной трубы для возврата раствора в греющую камеру (диаметром до 300 мм);

— брызгоотделителя — для отделения брызг раствора от вторичного пара. Различают дисковые, жалюзийные и сетчатые брызгоотделители, которые выбирают, исходя из условий работы и вида упариваемого раствора.

Выпарной аппарат с центральной циркуляционной трубой. Аппарат с центральной циркуляционной трубой (рис. 7.2) имеет соосную греющую камеру 1, состоящую из кипятильных трубок 3 и обогреваемую паром. Исходный раствор циркулирует по кипятильным трубкам снизу вверх и опускается вниз по циркуляционной трубе 2. Наличие сепаратора 4 достаточных размеров и брызгоотделителя 5 обеспечивает хорошее отделение вторичного пара от уносимых капелек жидкости.

Циркуляция в аппарате происходит за счет разности плотностей жидкости в циркуляционной трубе, где кипение не столь интенсивно, и парожидкостной эмульсии в кипятильных трубках.

В аппарате на каждую единицу объема жидкости в кипятильных трубках приходится значительно бо́льшая поверхность нагрева труб (пропорционально их диаметру).

Благодаря устройству циркуляционной трубы усиливается естественная циркуляция, увеличивается коэффициент теплоотдачи и уменьшается осаждение накипи и твердых частичек на внутренних поверхностях кипятильных труб. Этот выпарной аппарат компактен, удобен в обслуживании, но вызывает затруднения замена греющей камеры.

Выпарной аппарат с соосной греющей камерой. Выпарной аппарат с естественной циркуляцией и соосной греющей камерой (рис. 7.3) состоит из греющей камеры 1, сепаратора 3 с отбойником и брызгоотделителем 2 и циркуляционной трубы 5.

Различают два исполнения этих аппаратов: 1) с кипением раствора в трубках; 2) с вынесенной зоной кипения.

В первом исполнении выпариваемый раствор, поднимаясь по трубкам греющей камеры, вскипает за счет теплоты греющего пара, поступающего в межтрубное пространство. Вторичный пар, проходя сепаратор и брызгоотделитель, освобождается от капель раствора и выходит из верхней части аппарата. Раствор опускается по циркуляционной трубе вниз и поступает в нижнюю часть трубок для дальнейшего выпаривания.

В аппаратах второго исполнения кипение раствора происходит не в греющих трубках, а в трубе вскипания 4, установленной внутри сепаратора над греющей камерой. Кипение в трубках предотвращается за счет гидростатического давления столба жидкости в трубе вскипания. Высота трубы вскипания условно принята равной 2 м.

Циркуляция раствора в аппарате происходит по контуру: сепаратор — циркуляционная труба — греющая камера — сепаратор. Уровень раствора должен поддерживаться по верхней кромке трубы вскипания. Снижение уровня раствора приводит к потере полезного напора и уменьшению скорости циркуляции, а значительное повышение этого уровня может вызвать повышенный унос раствора. В сепараторе предусмотрено устройство для осаждения и выведения образующихся кристаллов солей. Поэтому выпарные аппараты во втором исполнении применяются для выпаривания растворов, образующих на греющих поверхностях осадок, удаляемый при промывке.

Выпарной аппарат с вынесенной греющей камерой. Аппарат (рис. 7.4) состоит из греющей камеры 1, представляющей собой пучок труб, сепаратора 3 с брызгоуловителем 2 и циркуляционной трубы 4, присоединенной к нижней выпарной камере.

Выпариваемый раствор, поднимаясь по трубкам, нагревается и по мере подъема вскипает. Образовавшаяся парожидкостная

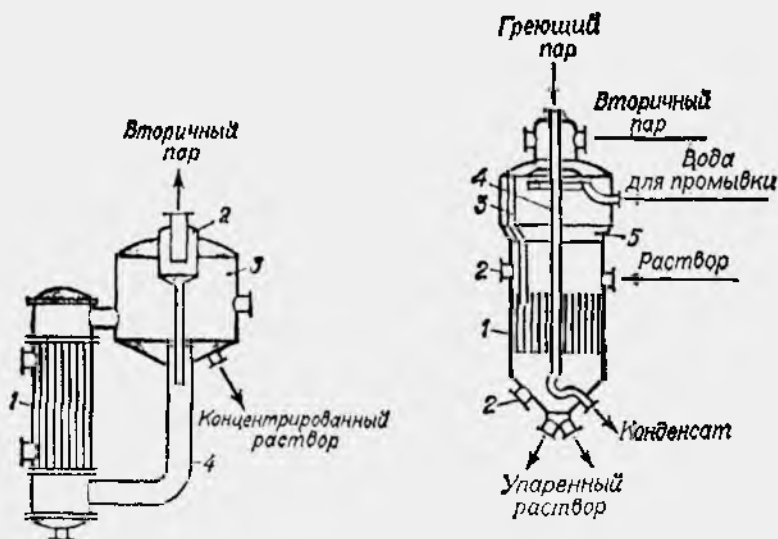


Рис. 7.4. Выпарной аппарат с вынесенной греющей камерой:

1—греющая камера; 2—орыстоушитель; 3—сепаратор; 4—циркуляционная труба

Рис. 7.5. Выпарной аппарат с подвешенной греющей камерой:

1—греющая камера; 2—лазы; 3—кольцевой трубопровод для промывки аппарата; 4—труба для ввода греющего пара; 5—сепаратор

смесь направляется в сепаратор, где происходит разделение жидкой и паровой фаз.

Высота парового пространства влияет на сепарацию из пара капелек жидкости, выбрасываемых из кипяtilьных труб и поднимающихся по инерции на определенную высоту.

Вторичный пар, проходя сепаратор и брызгоотделитель, освобождается от капель, и раствор возвращается по циркуляционной трубе в греющую камеру.

В таких аппаратах облегчается очистка поверхности от отложений, так как доступ к трубам легко осуществляется при открытой верхней крышке греющей камеры.

Поскольку циркуляционная труба не обогревается, создаются условия для интенсивной циркуляции раствора. При этом плотность раствора в выносной циркуляционной трубе больше, чем в циркуляционных трубах, размещенных в греющих камерах, что обеспечивает сравнительно высокую скорость циркуляции раствора и препятствует образованию отложений на поверхности нагрева.

Выпарной аппарат с подвесной греющей камерой. Аппараты с подвесной греющей камерой (рис. 7.5) применяют для упаривания кристаллизующихся, агрессивных и умеренно вязких растворов.

В греющую камеру 1 пар подводится через трубу 4. Роль циркуляционной трубы выполняет кольцевой зазор между корпусом аппарата и греющей камерой.

В таких аппаратах вследствие большого сечения кольцевого канала между обечайкой и внутренней паровой камерой улучшена циркуляция раствора, а свободная подвеска греющей камеры исключает возможность нарушения плотности вальцовочных соединений между трубами и решеткой при термической деформации.

Аппараты изготовляют с площадью поверхности нагрева от 100 до 400 м² и длиной греющих труб от 1520 до 3190 мм.

Достоинством аппарата является повышенный коэффициент теплопередачи за счет хорошего охлаждения раствора в кольцевом пространстве (со стороны корпуса) и легкость выемки греющей камеры из аппарата для очистки, ремонта или замены.

Выпарной аппарат с усиленной естественной циркуляцией (рис. 7.6) применяется для упаривания вязких и кристаллизующихся растворов.

Интенсификация работы аппарата происходит за счет установки направляющих перегородок и переноса процесса кипения в сепаратор.

Аппарат состоит из корпуса 1, трубных решеток 7, в которых развальцованы трубы 5. Над ними на высоте 3—4 м установлены концентрические перегородки 2, образующие кольцевые каналы. Внутри аппарата расположена длинная циркуляционная труба 4, внизу — камера 6 для осаждения кристаллов.

В трубках происходит нагрев раствора, и закипает он в каналах между перегородками, после чего парожидкостная смесь поступает в сепаратор 3, где происходит отделение вторичного пара.

При достаточной высоте парового пространства капли не достигают верха этого пространства и падают обратно на зеркало испарения. Жидкость возвращается в греющую камеру по циркуляционной трубке 4.

В выпарном аппарате с усиленной естественной циркуляцией наибольшая интенсивность теплообмена достигается при скорости циркуляции жидкости, равной 2,5 м/с.

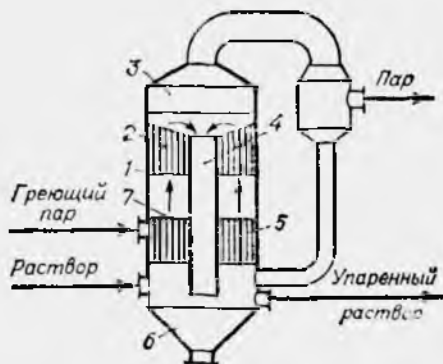


Рис. 7.6. Выпарной аппарат с усиленной естественной циркуляцией:

1—корпус; 2—концентрические перегородки; 3—сепаратор; 4—циркуляционная труба; 5—трубы; 6—камера для осаждения кристаллов; 7—трубные решетки

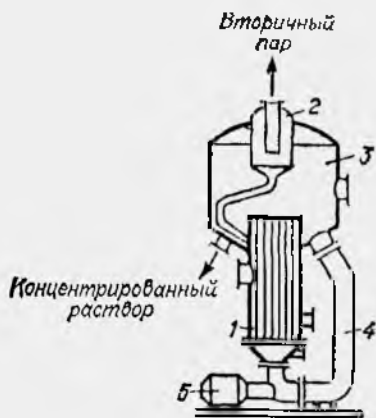


Рис. 7.7. Выпарной аппарат с принудительной циркуляцией и соосной греющей камерой: 1 — греющая камера; 2 — брызгоотделитель; 3 — сепаратор; 4 — циркуляционная труба; 5 — циркуляционный насос

Выпарные аппараты с принудительной циркуляцией. С целью повышения интенсивности циркуляции раствора и увеличения коэффициента теплопередачи применяют аппараты с принудительной циркуляцией. Их целесообразно использовать при упаривании вязких жидкостей, когда естественная циркуляция затруднена. Аппараты с принудительной циркуляцией имеют высокие показатели при меньших перепадах температур.

Принудительная циркуляция организуется с помощью мешалок, насосов или подачи газа. Циркуляция раствора может создаваться также путем вращения либо вибрацией поверхности нагрева.

Выпарной аппарат с соосной греющей камерой. Различают два исполнения такого аппарата: 1) с кипением раствора в трубах; 2) с вынесенной зоной кипения.

Выпарной аппарат с принудительной циркуляцией, соосной греющей камерой и кипением раствора в трубах (рис. 7.7) состоит из греющей камеры 1, представляющей собой пучок труб, заключенный в цилиндрическую обечайку (в межтрубном пространстве пропускается пар), сепаратора 3 с отбойником и брызгоотделителем 2, циркуляционной трубы 4 и циркуляционного насоса 5 с электроприводом.

Циркуляция раствора в аппарате осуществляется при помощи осевого насоса, который обеспечивает скорость потока в трубах 2—2,5 м/с.

Выпариваемый раствор, поднимаясь по трубам, нагревается и закипает. Образовавшаяся парожидкостная смесь попадает в сепаратор, где вторичный пар отделяется от капель, а раствор поступает в циркуляционную трубу и насосом подается в греющую камеру аппарата.

В аппаратах второго исполнения, т. е. с вынесенной зоной кипения, кипение раствора происходит не в трубах, а непосредственно в трубе вскипания, установленной над греющей камерой. Кипение в трубах предотвращается за счет гидростатического столба жидкости в трубе вскипания.

Для предотвращения попадания кристаллов, выделяющихся в процессе кипения раствора, в сепараторе предусмотрено устройство для их осаждения.

Для предотвращения попадания кристаллов, выделяющихся в процессе кипения раствора, в сепараторе предусмотрено устройство для их осаждения.

Недостатком аппаратов является необходимость расхода электроэнергии на работу насоса.

Выпарной аппарат с вынесенной греющей камерой и зоной кипения. Практически этот аппарат мало отличается от выпарного аппарата, изображенного на рис. 7.4.

Циркуляция раствора в аппарате осуществляется по замкнутому контуру: сепаратор — циркуляционная труба — насос — греющая камера — сепаратор. Кипение раствора происходит не в трубах греющей камеры, а в трубе вскипания при выходе раствора в сепаратор. Уровень раствора в аппарате должен поддерживаться по нижней кромке штуцера входа парожидкостной смеси в сепаратор.

Выпариваемый раствор, поднимаясь по трубам, перегревается и по мере выхода из трубы вскипания в сепаратор закипает. Образовавшаяся парожидкостная смесь направляется тангенциально в сепаратор, где происходит отделение вторичного пара от жидкой фазы.

Расположение греющей камеры отдельно от сепаратора удобно для ремонта и чистки труб, а также дает возможность упаривания растворов, образующих на греющей поверхности нерастворимый осадок.

Пленочные выпарные аппараты используют для упаривания очень вязких и пастообразных растворов. Кроме того, их применяют для выпарки чистых некристаллизующихся растворов и растворов, чувствительных к высоким температурам.

В пленочных аппаратах выпариваемый раствор движется вдоль поверхности теплообмена в виде тонкой пленки, что дает возможность осуществлять упаривание при однократном прохождении раствора вдоль поверхности без его циркуляции. В таких аппаратах происходит снижение потерь полезной разности температур и повышение коэффициента теплопередачи.

Температурный напор в пленочных испарителях составляет 2—3 градуса, т. е. значительно ниже чем в испарителях с заполненными жидкостью трубами (5—8 К). Это дает возможность при заданном температурном напоре в установке снизить удельный расход теплоты на выпаривание и увеличить производительность выпарной установки.

По способу организации движения пленки испаряемой жидкости пленочные выпарные аппараты и испарители делятся на вертикальные с падающей и восходящей пленкой и горизонтальные — трубные и роторные.

По принципу действия их разделяют на аппараты с гравитационным течением пленки по поверхности нагрева и аппараты с размазыванием раствора по поверхности теплообмена роторными мешалками.

Выпарной аппарат пленочного типа с восходящей пленкой и соосной греющей камерой

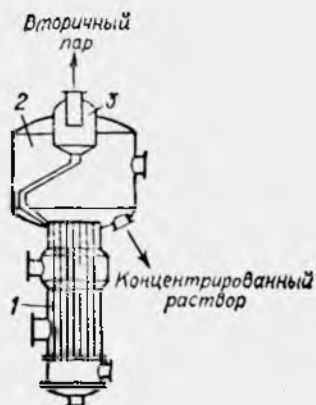


Рис. 7.8. Выпарной аппарат пленочного типа с восходящей пленкой и соосной греющей камерой:

1 — греющая камера; 2 — центробежный сепаратор; 3 — брызгоотделитель

(рис. 7.8) отличается наличием длинных труб ($l = 5,7$ и 9 м), которые заполняются на 20—25 % их высоты. Раствор поступает в нижнюю часть аппарата и распределяется по трубкам греющей камеры 1.

При достижении температуры кипения в растворе бурно образуются пузырьки, которые, двигаясь вверх, увлекают за собой раствор, распределяя его тонким слоем по внутренней поверхности кипяtilьных трубок. Следовательно, парожидкостная смесь расслаивается на пленку жидкости около стенок и пар в центре трубок так, что жидкая пленка увлекается вверх трением о струю пара. Испарение жидкости происходит при этом в тонком слое, движущемся с большой скоростью (20 м/с). Парожидкостная эмульсия по выходе из верхней части трубок поступает в центробежный сепаратор 2, где происходит отделение жидкости от пара. Вторичный пар уходит через верхний штуцер, а концентрированный раствор отбирается из нижней части сепаратора для производственных целей или отводится в следующий корпус.

В таком выпарном аппарате отсутствует циркуляция раствора, т. е. каждая частица раствора однократно омывает обогреваемую поверхность. Поэтому эффективность аппарата зависит от уровня раствора. При снижении уровня раствора ниже оптимального жидкость превращается в пар, не достигнув поверхности нагрева.

Для достижения высокой производительности выпарного аппарата с восходящей пленкой необходимо поддерживать оптимальный уровень раствора в кипяtilьных трубах, определяемый опытным путем.

Максимальный эффект от процесса кипения раствора в пленке достигается большой длиной греющих труб. За счет этого увеличивается скорость движения парожидкостной эмульсии и уменьшается средняя толщина пленки раствора. Скорость пара, образующегося при кипении пленки, повышается за счет роста его удельного объема; с уменьшением гидростатического давления понижается температура кипения раствора и увеличивается коэффициент теплоотдачи от стенки к пленке.

Выпарные аппараты с восходящей пленкой применяют для выпаривания маловязких и пенящихся растворов, чувствительных к высоким температурам.

Рис. 7.9. Выпарный аппарат со свободно падающей пленкой:

1 — греющая камера; 2 — сепаратор; 3 — брызгоотделитель

К недостаткам этих аппаратов относятся: возможность температурных деформаций длинных труб с последующим изгибом и нарушением плотности вальцевых соединений в трубных решетках; трудность очистки труб от накипи и необходимость постройки зданий большой высоты.

Выпарной аппарат со свободно падающей пленкой. В аппарате с падающей пленкой (рис. 7.9) выпариваемый раствор подается сверху в греющую камеру 1, которая состоит из пучка труб, заключенного в цилиндрическую обечайку. Верхние и нижние концы труб завальцованы в трубные решетки, приваренные к торцам обечайки. К нижней трубной решетке подсоединена переходная камера со штуцером для соединения с сепаратором 2.

Раствор равномерно распределяется на верхней трубной решетке и движется вниз под действием сил тяжести вместе с паром. При стекании пленки исключается нарушение ее сплошности и обнажение некоторой части поверхности нагрева.

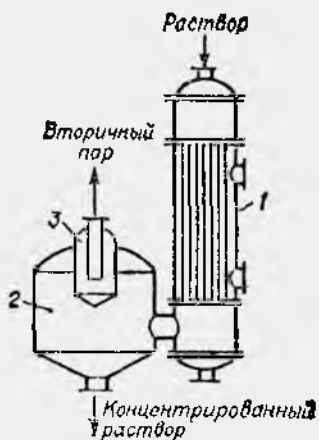
Разделение парожидкостной смеси происходит в сепараторе 2, представляющем собой цилиндрический сосуд с коническим дном и эллиптической верхней крышкой. Брызгоотделитель 3 расположен в верхней части сепаратора. Вторичный пар уходит через штуцер в крышке сепаратора, а упаренный раствор отводится из нижней его части.

Эффективность испарения растворителя зависит от толщины пленки, скорости течения пленки, физико-химических свойств жидкости и температурного перепада между поверхностью и жидкостью.

При пленочном течении жидкости коэффициенты теплопередачи сравнительно высоки. Такие аппараты применяют для упаривания растворов термически нестойких веществ и вязких растворов.

Горизонтальный выпарной аппарат с падающей пленкой. Аппараты этого типа (рис. 7.10) применяются в качестве опреснителей.

В горизонтальном цилиндрическом корпусе 2 расположены греющие трубки 1, по которым пропускается греющий пар. Выпариваемый раствор поступает в верхнюю часть корпуса и с помощью распределителя 3 стекает последовательно по



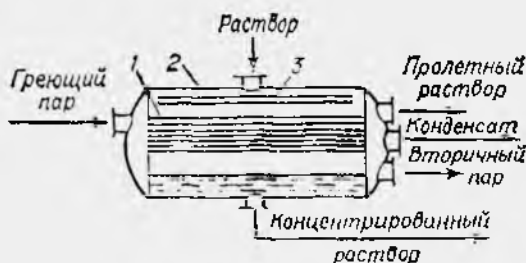


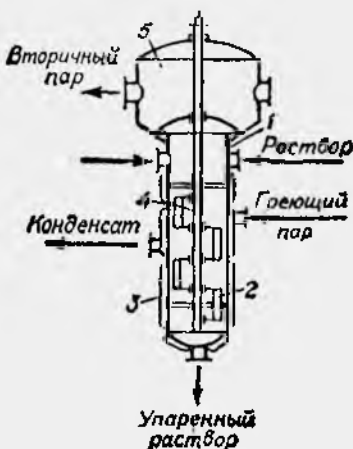
Рис. 7.10. Горизонтальный выпарной аппарат с падающей пленкой:
1—греющие трубки; 2—корпус; 3—распределитель

поверхности всех труб в нижнюю часть корпуса, нагреваясь и испаряясь при этом. Вторичный пар отводится через штуцер боковой крышки, а упаренный раствор — через штуцер в нижней части аппарата.

Достоинствами горизонтальных выпарных аппаратов с падающей пленкой являются простота конструкции, уменьшение расхода энергии на рециркуляцию жидкости, возможность расположения нескольких аппаратов один над другим. К недостаткам можно отнести трудность равномерного смачивания и надежного формирования пленки на всех трубах.

Роторный пленочный испаритель. Для выпаривания и дистилляции температурноустойчивых вязких и пастообразных растворов в химической промышленности применяются роторные пленочные аппараты (рис. 7.11). Благодаря малому времени пребывания в зоне нагрева, незначительности количества продукта в этой зоне и снижению температуры кипения, обработка продукта происходит без его разложения и снижения качества.

В роторных испарителях пленка образуется либо при вращении корпуса испарителя, либо при вращении испаряемой жидкости.



Внутри цилиндрического корпуса 1, снабженного паровыми рубашками 3, вращается ротор 4, в котором подвижно на шарнирах закреплены лопатки (скребки) 2. Под действием центробежной силы они прижимаются к поверхности теплообмена и распределяют по ней исходный продукт в виде турбулентно движущейся тонкой пленки.

При упаривании пленки за счет парового обогрева на поверхности

Рис. 7.11. Роторный пленочный аппарат:
1—цилиндрический корпус; 2—скребки; 3—паровая рубашка; 4—ротор; 5—сепаратор

теплообмена аппарата образуется тонкий слой отложений, который непрерывно снимается с помощью лопаток.

Обогрев аппарата осуществляется насыщенным водяным паром или органическим теплоносителем.

Роторные испарители — непрерывнодействующие аппараты. Их применяют как в виде отдельных установок, так и в виде последней ступени многокорпусной выпарной установки.

Различают роторные аппараты типа РП — с подвижными лопатками и площадью поверхности теплообмена от 0,8 до 20 м² и типа ИРС — со ступенчатым корпусом и площадью поверхности теплообмена от 0,8 до 24 м².

Даже при переработке очень вязких продуктов обеспечивается высокая удельная производительность этих аппаратов.

К недостаткам роторных аппаратов относится сложность в изготовлении и высокая стоимость эксплуатации.

Выпарные аппараты контактного типа

Степень концентрирования растворов можно значительно повысить в выпарных установках без разделяющей поверхности теплообмена, т. е. при непосредственном соприкосновении упариваемого раствора с горячим теплоносителем.

Контактные выпарные аппараты могут различаться по типу теплоносителя: им является газ, жидкость или твердое вещество. Наибольшее распространение получили нагреватели типа газ — жидкость.

Отходящие газы различных технологических агрегатов при использовании их в контактных аппаратах частично очищаются. При этом улучшается состояние воздушной среды.

Выпарные аппараты с барботажем топочных газов. Для эффективного нагрева и выпаривания растворов применяются аппараты (рис. 7.12) с барботажем топочных газов через слой жидкости. Топочные газы, попадая в корпус 1, проходят через барботажную решетку 2, распыляются в растворе на мелкие пузырьки и образуют большую поверхность теплообмена. Растворитель интенсивно испаряется за счет насыщения водяным паром газовых пузырьков, которые всплывают на поверхность раствора, лопаются и выносят парогазовую смесь в надрастворное пространство. В результате температура парогазовой смеси в над-

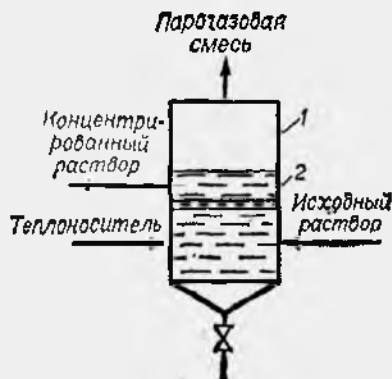


Рис. 7.12. Выпарной аппарат с барботажем топочных газов:

1 — корпус; 2 — барботажная решетка

растворном пространстве превышает температуру жидкости на 2—5°С.

Барботажные аппараты могут выполняться с одной барботажной решеткой и секционированными. Применяют также барботажные аппараты с мешалками.

Аппараты отличаются простотой в изготовлении и эксплуатации; к недостаткам их следует отнести возможность загрязнения упариваемого раствора продуктами сгорания.

Выпарные аппараты с погружными горелками. Аппараты погружного горения (АПГ) получили широкое распространение для выпаривания до высоких концентраций растворов соляной, серной, фосфорной и других химически агрессивных кислот, а также растворов хлористого магния и натрия, сульфата натрия, железного купороса и других солей. АПГ эффективно используют для выпаривания кристаллизующихся растворов.

Горячим теплоносителем в АПГ являются топочные газы, получаемые в результате сжигания жидкого или газообразного топлива в горелках, погруженных непосредственно в выпариваемый раствор (отсюда название — выпарные аппараты с погружным горением). Продукты сгорания выходят из горелки через распределительное устройство и барботируют через раствор.

Вторичный пар из аппарата удаляется вместе с топочными газами и больше не используется.

Парогазовая смесь из аппарата отводится в конденсатор, где конденсируются пары растворителя, а газ направляется в атмосферу или поступает в аппарат для поглощения газов жидкостями (абсорбер) с целью очистки.

При непосредственном контакте дымовых газов с выпариваемым раствором процесс теплообмена имеет очень низкие потери.

Выпарные аппараты большой производительности могут иметь до трех погружных горелок.

По конструктивным признакам различают туннельные и циклонные погружные горелки (рис. 7.13). Погружная горелка со-

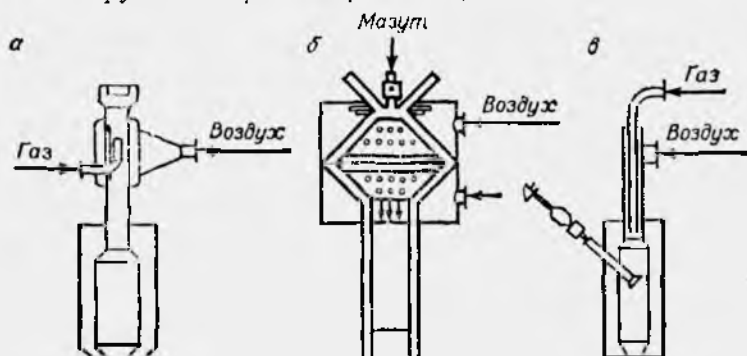
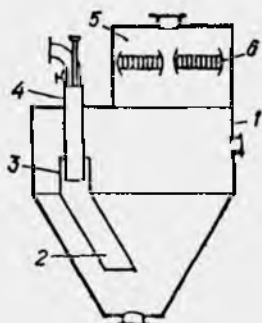


Рис. 7.13. Погружные горелки:

а — циклонного типа для сжигания газа; б — для сжигания жидкого топлива; в — туннельного типа для сжигания газа

Рис. 7.14. Аппарат с погружной горелкой, расположенной в циркуляционной трубе:

1—корпус; 2—циркуляционная труба; 3—окна; 4—погружная горелка; 5—сепаратор; 6—брызгоотделитель



стоит из смесителя для смешения топлива и воздуха и камеры сгорания этой смеси. Продукты сгорания из камеры подаются в жидкость на оптимальную глубину.

По принципу работы и конструктивным особенностям аппаратуры погружного горения делятся на следующие виды: с барботажной трубой и вынесенной камерой горения; с погружной горелкой, расположенной в циркуляционной трубе; аппараты эрлифтного типа.

Аппарат с погружной горелкой, расположенной в циркуляционной трубе, применяют для упаривания промышленных сточных вод при интенсивном их перемешивании для предотвращения осаждения солей и шламов (рис. 7.14). Погружная горелка 4 выполняет роль газлифтного устройства и размещается в циркуляционной трубе 2.

При выходе из сопла горелки продукты сгорания распределяются в жидкости в виде пузырьков и струек, которые всплывая, увлекают за собой жидкость по кольцевому пространству и выбрасывают через окна 3 циркуляционной трубы. При этом в нижней части циркуляционной трубы вследствие разности гидростатических давлений в корпусе аппарата и внутри циркуляционной трубы возникает интенсивная циркуляция раствора.

Для извлечения капель и брызг из парогазовой смеси в верхней части аппарата имеется сепаратор 5 с жалюзийным брызгоотделителем 6.

Уровень жидкости в аппарате поддерживается автоматическим регулированием.

Для исключения возможности взрыва газовой смеси в АПГ в крышке сепаратора ставится взрывная мембрана.

Достоинствами аппаратов с погружным горением являются простота устройства, отсутствие греющих поверхностей нагрева и высокий коэффициент использования теплоты сгорания топлива.

К недостаткам АПГ следует отнести: необходимость более строгого контроля за процессом горения для исключения возможности взрыва газовой смеси в аппарате; сравнительно большие габариты аппаратов (диаметр до 3,6 м и высота 7,2 м); необходимость установки громоздких конденсаторов для разделения парогазовой смеси.

7.3. ОСНОВЫ ВЫБОРА ВЫПАРНЫХ АППАРАТОВ. КОНСТРУКЦИОННЫЕ МАТЕРИАЛЫ

Выпарной аппарат должен отвечать определенным требованиям: быть простым, компактным, надежным в работе и эксплуатации; иметь высокую производительность; допускать возможно большие напряжения поверхности нагрева и высокие коэффициенты теплопередачи при минимальной массе и стоимости 1 м^2 поверхности нагрева.

Практически невозможно изготовить такой выпарной аппарат, который удовлетворял бы всем перечисленным требованиям (далеко не полным). Чаще всего достижение одного высокого показателя осуществляется за счет снижения другого.

При выпаривании маловязких ($6 \cdot 10^{-3}$ — $8 \cdot 10^{-3}$ Па·с), некристаллизующихся и непенящихся растворов применяют аппараты с многократной естественной циркуляцией раствора.

Выпарные аппараты с естественной циркуляцией, вынесенной греющей камерой и кипением раствора в трубках используют для упаривания растворов, не образующих значительного осадка на греющей поверхности, и пенящихся растворов.

Выпаривание сильно кристаллизующихся растворов умеренной вязкости (до $0,05$ Па·с) можно проводить в аппаратах с принудительной циркуляцией раствора или в аппаратах со свободно падающей пленкой.

Пленочные выпарные аппараты применяют для упаривания пенящихся и чувствительных к высокой температуре растворов. В аппаратах пленочного типа целесообразно выпаривать некристаллизующиеся растворы, так как очистка длинных труб от накипи затруднительна.

Пенящиеся некристаллизующиеся растворы выпаривают в аппаратах с восходящей пленкой и соосной греющей камерой.

Роторные пленочные испарители применяют для выпаривания растворов, чувствительных к повышенным температурам, и высоковязких растворов.

Контактные выпарные аппараты используют для выпаривания химически агрессивных и высококипящих растворов. Выпарные аппараты с погружными горелками (АПГ) применяют для концентрирования минеральных кислот и солей. АПГ изготовляют из легированных или цветных металлов; корпуса футеруют кислотоупорными материалами: керамической, диабазовой, углеродистой плиткой или резиной, полихлорвинилом и др.

Для изготовления выпарных аппаратов в качестве конструктивных материалов применяются углеродистые, кислотостойкие стали и медь.

Выпарные аппараты и отдельные элементы изготовляют из сталей, разрешенных к применению Госгортехнадзором и ОСТ 26-291: ВСтЗсп, ВСтЗгпс, 06ХН28МДТ, 20К, 0912С, 16ГС1, 08Х18Г8Н2Т, М2Т, 08Х22Н6Т, 08Х21Н, 12Х18Н10Т, 10Х17Н13М2Т, и двухслойных сталей с плакирующим слоем: 08Х13, 12Х18Н10Т, 10Х17Н13М2Т.

Для изготовления оболочек, соприкасающихся с морской водой, применяют двухслойную сталь СтЗ+1Х18Н10Т; внутренние устройства аппаратов выполняют из нержавеющей стали 1Х18Н10Т. Детали аппаратуры, соприкасающиеся с паром и дистиллятом, готовят из углеродистой стали.

Для выпаривания высококонцентрированных растворов щелочи применяют чугунные выпарные аппараты с медными теплообменными трубами.

7.4. РАСЧЕТ ВЫПАРНОГО АППАРАТА

Материальный баланс

Из материального баланса определяют количество выпаренной воды и конечную концентрацию раствора.

Уравнение материального баланса всего процесса выпаривания имеет вид:

$$G_n = G_k + W. \quad (7.1)$$

Здесь G_n и G_k — массовые расходы начального (исходного) и конечного (упаренного) раствора, кг/с; W — массовый расход выпариваемой воды, кг/с.

Уравнение материального баланса по абсолютно сухому веществу, находящемуся в растворе:

$$G_n x_n = G_k x_k, \quad (7.2)$$

где x_n и x_k — массовые доли растворенного вещества в начальном и конечном растворе,

Из этих уравнений определяют: 1) количество упаренного раствора $G_k = G_n x_n / x_k$; 2) конечная концентрация раствора $x_k = G_n x_n / (G_n - W)$; 3) количество выпаренной воды $W = G_n - G_k = G_n - G_n (x_n / x_k) = G_n [1 - (x_n / x_k)]$; 4) количество выпаренной воды, приходящееся на 1 кг раствора начальной концентрации, $\omega = 1 - (x_n / x_k) = (x_k - x_n) / x_k$.

Тепловой баланс

Введем дополнительные обозначения: Q — расход теплоты на выпаривание, Вт; c_n, c_k — удельная теплоемкость начального (исходного) и конечного (упаренного) раствора, Дж/(кг·К); t_n, t_k — температура начального раствора на входе его в аппарат и конечного раствора на выходе его из аппарата, °С; $i_{вт}$ — удельная энтальпия вторичного пара на выходе его из аппарата,

Дж/кг; $Q_{\text{пот}}$ — расход теплоты на компенсацию потерь в окружающую среду, Вт.

Составим тепловой баланс процесса выпаривания в однокорпусной установке:

Приход теплоты	Расход теплоты
С поступающим раствором $G_n c_n t_n$	С уходящим раствором $G_k c_k t_k$
Отдается греющим паром Q	С вторичным паром $W i_k$
	Потери в окружающую среду $Q_{\text{пот}}$

Уравнение теплового баланса примет вид:

$$Q + G_n c_n t_n = G_k c_k t_k + W i_{\text{вт}} + Q_{\text{пот}}, \quad (7.3)$$

или

$$Q = G_n c_n (t_k - t_n) + W (i_{\text{вт}} + c_v t_k) + Q_{\text{пот}}, \quad (7.4)$$

где c_v — удельная теплоемкость воды при t_k , Дж/(кг·К).

В тепловом балансе должны учитываться также затраты теплоты на дегидратацию, т. е. на повышение концентрации раствора. Обычно это величина мала и ею можно пренебречь.

Потери в окружающую среду $Q_{\text{пот}}$ при расчетах принимают в размере 3—5 % от тепловой нагрузки аппарата.

Тогда, пренебрегая потерями теплоты $Q_{\text{пот}}$ и теплотой дегидратации, получаем:

$$Q = G_n c_n (t_k - t_n) + W (i_{\text{вт}} - c_v t_k). \quad (7.5)$$

Первый член правой части уравнения (7.5) выражает расход теплоты на нагревание исходного раствора до температуры кипения, второй — расход теплоты на испарение воды.

Расход греющего пара D_n определяется по уравнению:

$$D_n = \frac{Q}{(i'' - i')} x = \frac{Q}{r_n x}, \quad (7.6)$$

где i'' — удельная энтальпия сухого насыщенного пара, Дж/кг; i' — удельная энтальпия конденсата при температуре конденсации, Дж/кг; x — паросодержание греющего пара; r_n — удельная теплота конденсации греющего пара, Дж/кг.

Удельный расход греющего пара на выпаривание:

$$d_n = D_n / W. \quad (7.7)$$

Площадь поверхности теплообмена

Площадь поверхности теплообмена выпарного аппарата определяется из уравнения теплопередачи

$$F = Q / (K \Delta t_{\text{пол}}). \quad (7.8)$$

Здесь Q — тепловая нагрузка аппарата, Вт; $K = 1 / \left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2} \right)$ — коэффициент теплопередачи, зависящий от удельной тепловой нагрузки, тем-

пературы и концентрации раствора; $\Delta t_{\text{пол}}$ — полезная разность температур, равная разности температур насыщения греющего пара $t_{г.п}$ и кипения раствора $t_{\text{кнп}}$:

$$\Delta t_{\text{пол}} = t_{г.п} - t_{\text{кнп}} \quad (7.9)$$

При определении площади поверхности нагрева выпарного аппарата полезная разность температур выражает средний температурный напор $\Delta t_{\text{ср}}$.

Общая разность температур. Температурные потери. Температура кипения раствора

Общая разность температур — это разность между температурой пара, греющего первый корпус, и температурой пара, уходящего из последнего корпуса и конденсатор, т. е. разность температуры теплоносителя $t_{г.п}$ и температуры кипения чистого растворителя t_0 :

$$\Delta t_{\text{общ}} = t_{г.п} - t_0 \quad (7.10)$$

Полезная разность температур $\Delta t_{\text{пол}}$ всегда меньше $\Delta t_{\text{общ}}$ на величину температурных потерь $\sum \Delta t_{\text{пот}}$:

$$\Delta t_{\text{пол}} = \Delta t_{\text{общ}} - \sum \Delta t_{\text{пот}}$$

так как температура кипения раствора выше температуры кипения чистого растворителя, а давление раствора выше давления в паровом пространстве. В результате повышения давления увеличивается температура кипения раствора, что приводит к потерям полезной разности температур. Эти потери складываются из температурной, гидростатической и гидравлической депрессий, т. е. $\sum \Delta t_{\text{пот}} = \Delta t_{\text{депр}} + \Delta t_{г.з} + \Delta t_{г.с}$.

Разность между температурами кипения раствора и чистого растворителя называется *температурной депрессией* $\Delta t_{\text{депр}}$. Она зависит от свойств растворителя и растворенного вещества, концентрации раствора и давления. Если известна температурная депрессия $\Delta t_{\text{депр}}^{\text{атм}}$ при атмосферном давлении, то можно найти $\Delta t_{\text{депр}}$ (в К) и при других давлениях по эмпирической формуле:

$$\Delta t_{\text{депр}} = 16,2 \Delta t_{\text{депр}}^{\text{атм}} \frac{T^2}{r}, \quad (7.11)$$

где T , r — температура кипения (в К) и удельная теплота испарения (в Дж/кг) воды при данном давлении.

Гидростатическая депрессия $\Delta t_{г.з}$, или повышение температуры кипения раствора вследствие гидростатического давления столба жидкости в аппарате (*гидростатический эффект*):

$$\Delta t_{г.з} = t_{ср} - t_1$$

Здесь $t_{ср}$ — температура кипения воды при давлении $p_{ср} = p_1 + 0,5 \rho_p g H_{\text{овт}}$; t_1 — температура вторичного пара в сепараторе выпарного аппарата, К; ρ_p — плотность раствора; $H_{\text{овт}}$ — оптимальная высота уровня раствора по водомерному стеклу.

Обычно в зависимости от высоты трубок в аппарате и степени их заполнения раствором принимают для каждого корпуса $\Delta t_{г.с} = 1 \div 3 \text{ К}$.

Гидравлическая депрессия $\Delta t_{г.с}$, или изменение температуры вторичного пара на участке сепаратор — барометрический конденсатор, вызванное падением давления пара из-за гидравлического сопротивления паропровода вторичного пара, определяется по уравнению:

$$\Delta t_{г.с} = t_1 - t_0,$$

где t_0 — температура вторичного пара в барометрическом конденсаторе, К.

Величину $\Delta t_{г.с}$ принимают по практическим данным равной 0,5—1,5 К.

Температура кипения раствора $t_{\text{кип}}$ с учетом температурных потерь $\sum \Delta t_{\text{пот}}$ составляет:

$$t_{\text{кип}} = t_0 + \sum \Delta t_{\text{пот}},$$

где t_0 — температура насыщения вторичного пара, К.

7.5. МНОГОКОРПУСНЫЕ ВЫПАРНЫЕ УСТАНОВКИ

На современных предприятиях химической промышленности экономичность и интенсификация процессов выпаривания достигается применением многокорпусных (многоступенчатых) установок непрерывного действия. В многокорпусной выпарной установке (МВУ) греющий пар поступает только на обогрев первого корпуса, последующие корпуса обогреваются вторичным паром предыдущих. Таким образом значительно снижается потребление греющего пара.

Для кипения раствора в каждом корпусе необходимо обеспечить соответствующую разность между температурами вторичного пара предыдущего корпуса и кипящего раствора следующего за ним корпуса. Эта разность температур создается благодаря снижению давления в каждом последующем корпусе по сравнению с предыдущим.

Первые корпуса МВУ обычно работают при атмосферном и повышенном давлении, а последующие — под вакуумом. Ввиду низкого давления в последнем корпусе получающийся в нем вторичный пар (с низкой температурой) не используется как теплоноситель, а конденсируется в барометрическом конденсаторе смещения (см. рис. 6.32). В результате конденсации за счет непосредственного контакта охлаждающей воды с паром образуется вакуум, который обеспечивает оптимальный режим работы выпарной установки.

Температура кипения раствора в многокорпусной установке понижается от первого корпуса к последнему, и раствор при переходе из какого-либо корпуса в следующий за ним попадает в пространство, где давление и температура ниже, поэтому он

охлаждается. За счет выделившейся при этом теплоты испаряется некоторое количество воды из раствора без участия теплоты греющего пара. Это явление происходит во всех корпусах МВУ, кроме первого, и носит название *самоиспарения раствора*.

В многокорпусных выпарных установках вследствие многократного использования теплоты значительно снижается удельный расход греющего пара. В однокорпусном выпарном аппарате с помощью 1 кг греющего пара можно выпарить приблизительно 1 кг воды, но с учетом потерь теплоты с недоиспользованием конденсата и в окружающую среду удельный расход пара практически возрастает до 1,1—1,2 кг/кг испаряемой влаги. В МВУ расход пара на выпаривание 1 кг воды обратно пропорционален числу корпусов.

Опытные данные показали, что при переходе от однокорпусной установки к двухкорпусной экономия в удельном расходе греющего пара составляет около 50 %, от четырехкорпусной к пятикорпусной — 10 %, а от десятикорпусной к одиннадцатикорпусной — меньше 1 %.

С увеличением числа корпусов возрастают температурные потери, уменьшается полезная разность температур между корпусами. Кроме того, с увеличением числа корпусов повышается расход металла, начальные затраты на установку и амортизационные отчисления, расходы на текущие ремонты, усложняется эксплуатация.

Оптимальное число корпусов выпарной установки определяют с помощью расчета на электронно-вычислительных машинах, исходя из технико-экономических данных.

Наиболее часто применяются трех- и четырехкорпусные МВУ, но встречаются даже десятикорпусные.

Схемы многокорпусных выпарных установок

По технологическим признакам различают следующие схемы промышленных выпарных установок непрерывного действия: 1) по числу ступеней — одноступенчатые и многоступенчатые (в одной ступени может быть несколько корпусов, соединенных параллельно); 2) по давлению вторичного пара в последней ступени — работающие под разрежением, под давлением, при ухудшенном вакууме; 3) в зависимости от технологии обработки раствора — одностадийные и многостадийные, где раствор может поступать на дополнительную обработку с возвратом на довыпаривание; 4) по подводу греющего пара — с подачей пара в первую ступень, с нуль-корпусом, где используется пар двух давлений; 5) по наличию отбора пара — на подогрев раствора или для отпуска пара на сторону; 6) по направлению движения греющего пара и выпариваемого раствора — прямоточные, противоточные, с параллельным и смешанным питанием корпусов.

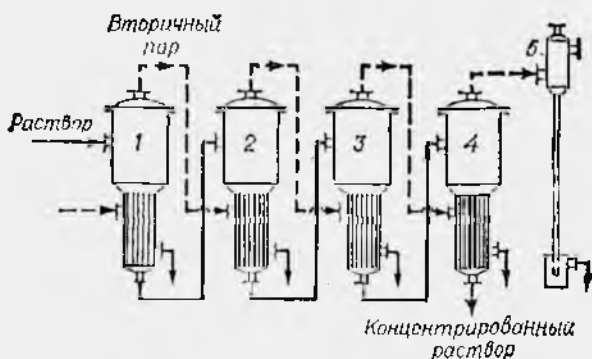


Рис. 7.15. Схема с проточным питанием:
1 — подогреватель; 2—4 — корпуса; 5 — барометрический конденсатор

В промышленности наибольшее применение нашли выпарные установки с проточным питанием (рис. 7.15), в которых греющий пар, вторичный пар и выпариваемый раствор проходят в одном направлении. В такой установке предварительно подогретый в подогревателе 1 раствор переходит из одного корпуса в другой (2—4) благодаря разности давлений в корпусах. Из корпуса 4 вторичный пар направляется в барометрический конденсатор 5. За счет конденсации пара в установке создается необходимое разрежение. Выпаренный раствор отбирается из последнего корпуса 4. Достоинством этой схемы является возможность перемещения упариваемого раствора без применения насосов, только за счет понижения давления от первого корпуса к последнему. К недостаткам проточной схемы следует отнести повышение вязкости раствора в последнем корпусе вследствие снижения температуры и повышения концентрации от первого корпуса к последнему. В результате резко снижаются коэффициенты теплопередачи в той же последовательности.

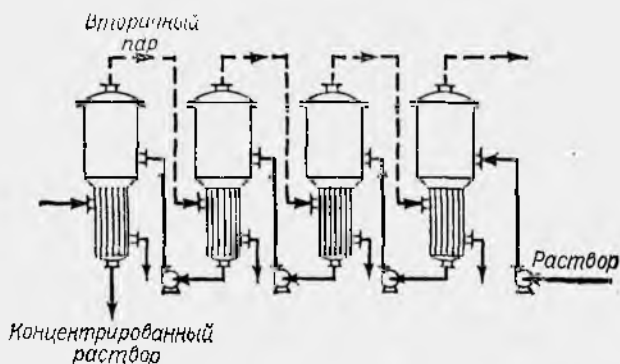


Рис. 7.16. Схема с противоточным питанием

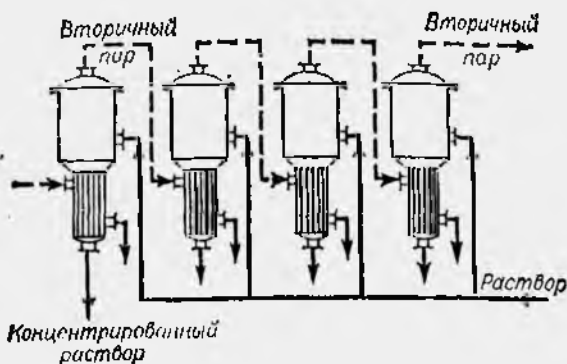


Рис. 7.17. Схема с параллельным питанием

При схеме с противоточным питанием (рис. 7.16) этот недостаток устраняется тем, что раствор и вторичный пар движутся в противоположных направлениях и по мере концентрирования раствора от последнего корпуса к первому температура в корпусах повышается. Вследствие этого вязкость раствора и коэффициенты теплопередачи изменяются по корпусам значительно меньше, чем при прямотоке. Это позволяет выпаривать растворы до более высоких концентраций с недопущением выпадения кристаллов на поверхности теплообмена, снижающих коэффициенты теплопередачи. Противоточными установками пользуются при упаривании растворов, вязкость которых резко возрастает с увеличением концентрации. Недостатками противоточной схемы являются некоторое увеличение расхода греющего пара (на 10—15 %) по сравнению с прямотоком и дополнительный расход электроэнергии на перекачивание раствора из корпуса в корпус в направлении возрастающих давлений.

Выпарные установки с параллельным питанием (рис. 7.17) применяются при выпаривании кристаллизующихся растворов и в тех случаях, когда не требуется большого концентрирования раствора. Выпариваемый раствор поступает одновременно во все корпуса, греющий пар поступает в первый корпус, а вторичные пары — из корпуса в корпус. Упаренный раствор отбирается также из каждого корпуса. Достоинством параллельной схемы является простая система коммуникаций для подачи исходного и отбора упаренного раствора.

Схема смешанного тока (рис. 7.18) может найти применение в тех случаях, когда применяется схема противотока. Преимуществом схемы смешанного тока по сравнению с противоточной является уменьшение числа перекачивающих насосов. Используется эта схема для упаривания растворов с повышенной вязкостью.

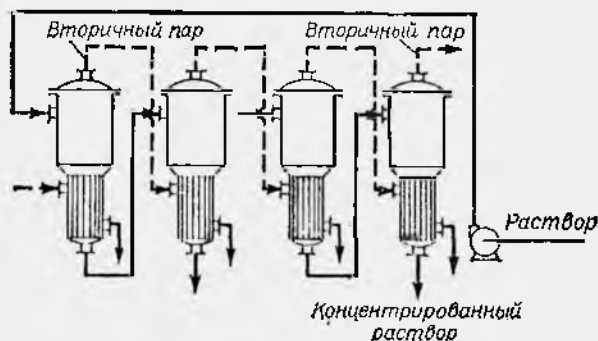


Рис. 7.18. Схема смешанного тока

В промышленных многокорпусных выпарных установках аппараты часто соединяются коммуникациями так, чтобы их можно было собирать в различные схемы. Таким образом, часть корпусов включается параллельно, другая часть — последовательно.

Расчет многокорпусных выпарных установок

Материальный баланс двухкорпусной установки

$$G_n x_n = (G_n - W_1 - W_2) x_{k2},$$

где x_{k2} и $(G_n - W_1 - W_2)$ — концентрация и количество упаренного раствора, уходящего из второго корпуса установки.

Для выпарной установки, состоящей из n корпусов, материальный баланс будет иметь вид:

$$G_n x_n = (G_n - W_1 - W_2 - \dots - W_n) x_{kn}. \quad (7.12)$$

где x_{kn} — концентрация раствора на выходе из n -го корпуса многокорпусной выпарной установки.

Общее количество выпариваемой во всех корпусах воды составляет:

$$W = G_n \left(1 - \frac{x_n}{x_k} \right). \quad (7.13)$$

Здесь G_n — расход исходного раствора, кг/с; x_n , x_k — концентрация исходного и упаренного растворов.

Общее количество выпаренной воды равно сумме количеств воды, выпариваемой по корпусам:

$$W = W_1 + W_2 + W_3 + \dots + W_n.$$

где W_1 , W_2 , W_3 , ..., W_n — количества воды, выпариваемой в первом, втором, третьем и последнем корпусах, кг/с.

Концентрации раствора на выходе из первого, второго, ..., n -го корпуса многокорпусной установки:

$$x_{k1} = \frac{G_n x_n}{G_n - W_1}; \quad x_{k2} = \frac{G_n x_n}{G_n - W_1 - W_2}; \quad \dots; \\ x_{kn} = \frac{G_n x_n}{G_n - W_1 - W_2 - \dots - W_n}. \quad (7.14)$$

Тепловые расчеты. Определение общей разности температур $\Delta t_{\text{общ}}$ осуществляется по формуле (7.10).

Общая полезная разность температур в многокорпусной установке равна разности между температурой греющего пара первого корпуса и температурой насыщения в конденсаторе за вычетом суммы температурных потерь $\sum \Delta t_{\text{пот}}$ во всех корпусах:

$$\Delta t_{\text{пол}} = t_{\text{г. п}} - t_0 - \sum \Delta t_{\text{пот}} = \Delta t_{\text{общ}} - \sum \Delta t_{\text{пот}},$$

где $\sum \Delta t_{\text{пот}} = \Delta t_{\text{депр}} + \Delta t_{\text{г. э}} + \Delta t_{\text{г. с}}$ — сумма температурных потерь во всех корпусах.

При распределении полезной разности температур между отдельными корпусами следует принять во внимание следующее: $\Delta t_{\text{пол}}$ необходимо увеличивать от первого корпуса к последнему, для аппаратов с естественной циркуляцией минимальная величина для каждого корпуса должна быть $\Delta t_{\text{пол}} = 6 \div 7$ К, а для аппаратов с принудительной циркуляцией — 4—5 К.

При расчете многокорпусной выпарной установки ее корпуса могут иметь одинаковые поверхности нагрева или минимальную поверхность нагрева. В отдельных случаях ставится условие, чтобы суммарная поверхность нагрева всей установки была минимальной и одновременно поверхности нагрева всех аппаратов были одинаковыми.

В случае расчета на равную площадь поверхности корпусов, т. е. $F_1 = F_2 = F_3 = \dots = F_n$, полезная разность температур между отдельными корпусами распределяется пропорционально отношениям тепловых нагрузок к коэффициентам теплопередачи:

$$\Delta t_i = \Delta t_{\text{пол}} \frac{Q_i / K_i}{\sum Q_i / K_i},$$

где Q_i — тепловая нагрузка корпуса; K_i — коэффициент теплопередачи.

При расчете на минимальную общую поверхность нагрева полезная разность температур распределяется по корпусам пропорционально квадратным корням из отношений тепловых нагрузок к коэффициентам теплопередачи, т. е.

$$\Delta t_i = \Delta t_{\text{пол}} \frac{\sqrt{Q_i / K_i}}{\sum \sqrt{Q_i / K_i}}.$$

С точки зрения унификации оборудования, а также удобства монтажа и обслуживания, целесообразно ориентирование на многокорпусные установки с корпусами одинаковой греющей поверхности ($F_1 = F_2 = \dots$).

Количество греющего пара $D_{пн}$, поступающего в корпус n , равно количеству воды W_{n-1} , выпаренной в корпусе $(n-1)$ за вычетом количества экстра-пара e_{n-1} , отбираемого из корпуса $(n-1)$: $D_{пн} = W_{n-1} - e_{n-1}$. Если установка работает без отбора экстра-пара: $D_{пн} = W_{n-1}$.

Расход греющего пара, подаваемого в корпус 1, равен количеству воды, выпариваемой в этом корпусе:

$$D_{п1} = W_1 = \frac{W}{n} + \frac{n-1}{n} e_1 + \frac{n-2}{n} e_2 + \dots + \frac{2}{n} e_{n-2} + \frac{1}{n} e_{n-1}.$$

Для любого n -го корпуса расход греющего пара $D_{пн}$ может быть найден по уравнению:

$$D_{пн} = G_k \frac{c_k t'_{к} - c_n t''_{н} + x_k \Delta q}{t'' - t'} + W \frac{t_{пн} - c_n t''_{н}}{t'' - t'} + \frac{Q_{пот}}{t'' - t'}. \quad (7.15)$$

Здесь G_k — конечное количество раствора, кг/с; W — количество выпариваемой воды, кг/с; t' , t'' , $t_{пн}$ — удельные энтальпии конденсата, греющего пара и вторичного пара, Дж/кг; c_n , c_k — удельные теплоемкости поступающего и уходящего растворов, Дж/(кг·К); x_k — концентрации уходящего раствора; Δq — удельная теплота изменения концентрации раствора, Дж/кг твердого вещества; $Q_{пот}$ — потери теплоты в окружающую среду, Вт.

Все указанные величины и физические константы берутся конкретно для n -го корпуса.

Выбор числа корпусов. Расход греющего пара, как было указано выше, снижается с увеличением числа корпусов выпарной установки. Однако с увеличением числа корпусов растут и температурные потери, и полезная разность температур в каждом корпусе уменьшается. Это вызывает увеличение поверхности нагрева каждого корпуса и ограничивает возможное число корпусов.

Рассмотрим пример выпаривания в многокорпусной установке при температуре греющего пара $t_{г.п.}$, равной 160°C , и температуре уходящего вторичного пара t_0 , равной 60°C . Сумма температурных потерь для одного корпуса $\Delta t_{пот}$ равна $25\text{ K} = 25^\circ\text{C}$ (принимая их равными для всех корпусов). Полезная разность температур на каждый корпус составит: 1) для однокорпусной установки

$$\Delta t_{пол.1} = t_{г.п.} - t_0 - \sum \Delta t_{пот} = 160 - 60 - 25 = 75^\circ\text{C};$$

2) для двухкорпусной установки

$$\Delta t_{пол.2} = (t_{г.п.} - t_0 - \sum \Delta t_{пот})/2 = (160 - 60 - 2 \cdot 25)/2 = 25^\circ\text{C};$$

3) для трехкорпусной установки

$$\Delta t_{пол.3} = (t_{г.п.} - t_0 - \sum \Delta t_{пот})/3 = (160 - 60 - 3 \cdot 25)/3 = 8,3^\circ\text{C};$$

Рис. 7.19. Определение оптимального числа корпусов многокорпусной выпарной установки:
1—суммарные расходы; 2—расходы на производство греющего пара; 3—амортизационные расходы; 4—затраты на обслуживание

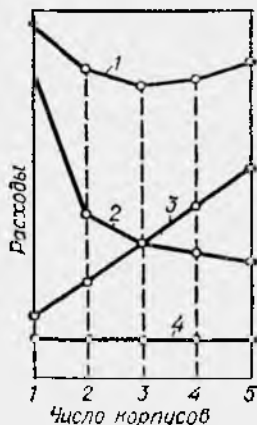
4) для четырехкорпусной установки

$$\Delta t_{\text{пол. 4}} = (160 - 60 - 4 \cdot 25) / 4 = 0.$$

В данном случае предельно возможны три корпуса. Число корпусов, при котором полезная разность температур принимает минимальное (для аппаратов с естественной циркуляцией 5—7 К) положительное значение, является предельным, т. е. увеличение числа корпусов ограничено необходимостью обеспечения каждого корпуса требуемой полезной разностью температур.

Обычно число корпусов для различных условий принимается от 2 до 6, но наиболее часто эксплуатируются установки с 3—4 корпусами.

Если упрощенно представить экономические затраты на процесс выпаривания в виде трех основных характеристик стоимости теплоты, затрат на обслуживание и амортизационных расходов, то можно общие расходы на выпаривание в установках с различным числом корпусов представить в виде графика (рис. 7.19). С увеличением числа корпусов расход пара снижается, затраты на обслуживание не изменяются, амортизационные расходы растут пропорционально числу корпусов. Складывая ординаты получим кривую суммарных расходов на выпаривание, имеющую минимум, при котором общие расходы будут наименьшими, что для современных выпарных установок соответствует 3—4 корпусам.



7.6. АДИАБАТНЫЕ ВЫПАРНЫЕ УСТАНОВКИ

Установки адиабатного испарения часто называют *установками мгновенного испарения* (УМИ). Концентрирование раствора в них осуществляется путем испарения перегретой жидкости, подаваемой в камеру, давление в которой ниже давления насыщения, соответствующего температуре поступающей в камеру жидкости. Применяются такие установки для выпаривания воды из растворов минеральных солей.

В одноступенчатой установке мгновенного испарения (рис. 7.20) исходная жидкость насосом 1 подается в конденсатор 2, нагреваясь образующимися при испарении парами, откуда идет в подогреватель 3 с внешним подводом теплоты, из которого направляется в камеру испарения 4. Образующийся в камере пар проходит через сепаратор 5 и конденсатор 2 и в виде конденсата (дистиллята) стекает в лоток (поддон) 6.

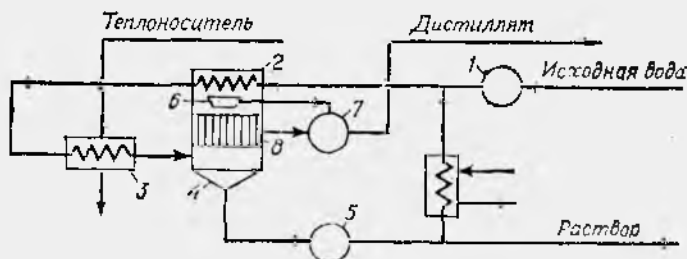


Рис. 7.20. Схема одноступенчатой установки мгновенного испарения:

1, 5, 7 — насосы; 2 — конденсатор; 3 — головной подогреватель; 4 — камера испарения; 6 — под-
дон; 8 — сепаратор

Раствор из испарителя с помощью насоса подается на рециркуляцию и на следующую технологическую стадию.

В головном подогревателе и в конденсаторе происходит только нагревание раствора без вскипания, которое затем осуществляется в камере испарения.

В промышленности используют многоступенчатые УМИ, в которых раствор подогревается последовательно в конденсаторах, далее поступает в головной конденсатор, а отсюда каскадом перетекает из ступени в ступень, испаряясь при этом.

Большое распространение получили опреснительные установки, которые имеют от 40 до 50 адиабатных ступеней. Перепад температур в каждой ступени равен 2—3 К. Производительность таких установок составляет от нескольких десятков до сотен тысяч тонн дистиллята в 1 ч.

Увеличение ступеней испарения значительно снижает удельный расход теплоты, но при этом возрастают удельная поверхность нагрева и удельный расход электроэнергии на перекачивание раствора.

7.7. ВЫПАРНЫЕ УСТАНОВКИ С ТЕПЛОВЫМ НАСОСОМ

Использование вторичного пара осуществляется не только в многокорпусных установках, но и в однокорпусном выпарном аппарате при применении так называемого теплового насоса. Образующийся в аппарате вторичный пар сжимается до давления рабочего пара и используется в том же аппарате. Таким образом, свежий греющий пар необходим только для пуска установки. Для сжатия пара применяются турбокомпрессоры или пароструйные компрессоры — инжекторы.

В однокорпусной выпарной установке с механическим тепловым насосом (рис. 7.21) вторичный пар при давлении p_2 поступает в турбокомпрессор 2 с приводом от электродвигателя или турбины, где сжимается до давления греющего пара p_1 и направляется в греющую камеру того же аппарата 1. В связи с потерями теплоты в окружающую среду требуется небольшая добавка свежего пара, при запуске требуется также

пар со стороны. В такой установке используется весь вторичный пар, но имеет место затрата электрической энергии для привода турбокомпрессора.

Более экономичной и простой является конструкция выпарного аппарата с пароструйным инжектором (рис. 7.22). В инжекторе 2 для сжатия вторичного пара с давлением p_2 применяется относительно дешевая энергия водяного пара высокого давления p_1 (0,6—1 МПа). Проходя сопло, пар расширяется, давление его падает, а скорость возрастает; выходя из сопла, он увлекает за собой вторичный пар, смешиваясь с ним. При выходе смеси из диффузора инжектора получается пар требуемого давления p_3 , идущий в греющую камеру аппарата; излишек используется для обогрева корпусов многокорпусной установки или на другие технологические нужды.

Экономичность применения теплового насоса определяется отношением стоимости энергии, затрачиваемой на сжатие вторичного пара, к стоимости первичного пара.

Расход греющего пара в аппарате с пароструйным инжектором обратно пропорционален коэффициенту инжекции. С уменьшением коэффициента инжекции расход греющего пара увеличивается, и применение таких аппаратов становится невыгодным. Поэтому установки с тепловым насосом применяются только для выпаривания растворов с малой температурной дисперсией.

Выпарные аппараты с тепловым насосом применяют при условии, что при сжатии пара его температура насыщения повышается не более чем на 10—12 °С. Иначе теряется экономическая целесообразность их применения из-за большого расхода электрической энергии или пара.

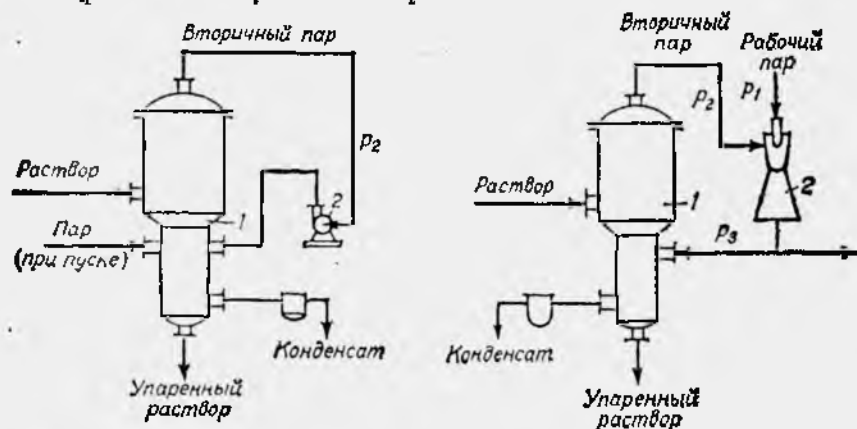


Рис. 7.21. Схема однокорпусной выпарной установки с термокомпрессором
1—выпарной аппарат; 2—турбокомпрессор

Рис. 7.22. Схема выпарной установки с терминжектором:
1—выпарной аппарат; 2—терминжектор (струйный компрессор)

ИСКУССТВЕННОЕ ОХЛАЖДЕНИЕ

Процесс понижения температуры тела называется *охлаждением*.

Естественное охлаждение с помощью холодной воды или воздуха дает возможность охладить тело до температуры охлаждающей среды.

Для охлаждения до температур, более низких, чем температура охлаждающей среды (воздух, холодная вода), применяется *искусственное охлаждение*, которое можно получить с помощью любого физического процесса, связанного с отводом теплоты.

Искусственное охлаждение применяется во многих производствах: в процессах абсорбции, кристаллизации, разделения газов, сублимационной сушки, кондиционирования воздуха.

С помощью холодильных смесей можно получить довольно низкие температуры. Так, при использовании смеси льда и NaCl (23 %) можно получить температуру минус $21,2^\circ\text{C}$, а смесь льда и CaCl_2 (30 %) дает температуру минус 55°C . Однако при этом требуется много льда и соли, поэтому данный способ ограничен в применении.

Для получения искусственного холода в настоящее время применяются *холодильные машины*, в которых используются свойства ряда легкокипящих сжиженных газов (аммиака, хладонов, диоксида углерода и др.) при испарении поглощать из охлаждающей среды большие количества теплоты.

Искусственное охлаждение условно делят на умеренное (до 173 К) и глубокое (до температур ниже 173 К).

Глубокое охлаждение классифицируется следующим образом: 1) техника глубокого охлаждения от 173 К до 55 К); 2) криогенная техника (от 40 до 0,3 К); 3) техника ультранизких температур.

Глубоким охлаждением пользуются для разделения парогазовых и газовых смесей путем их сжижения. Полученные таким способом газы широко используются в химической промышленности: азот — для получения химических удобрений; кислород, метан, этилен — для производства минеральных кислот и т. п.

Современная криогенная техника позволяет получать ультранизкие температуры, отличающиеся от абсолютного нуля только на тысячные доли градуса.

8.1. СПОСОБЫ ПОЛУЧЕНИЯ ИСКУССТВЕННОГО ХОЛОДА

Работа холодильных и криогенных установок определяется процессами внутреннего охлаждения, с помощью которых происходит необходимое понижение температуры рабочего тела. По агрегатному состоянию рабочего тела холодильные установки

делятся на газовые, газожидкостные, парожидкостные и с использованием твердой фазы (адсорбция).

Искусственное охлаждение в большинстве случаев осуществляется: 1) испарением низкокипящих жидкостей; 2) расширением различных предварительно сжатых газов с помощью дросселирования или детандирования.

При испарении низкокипящих жидкостей они охлаждаются за счет уменьшения энтальпии до температуры кипения при давлении испарения. Так, у жидкого аммиака, испаряемого при давлении 0,1 МПа (1 кгс/см²), температура снижается до минус 34°C (это температура кипения при $p = 1$ кгс/см²). Для охлаждения до более низких температур испарение должно проходить при повышенном давлении.

Дросселирование — это расширение газа при прохождении его через сужение, в результате чего давление газа снижается. Энергия, необходимая для расширения газа при дросселировании, когда поступление теплоты извне отсутствует, может быть получена только за счет внутренней энергии самого газа. Дроссельный эффект (эффект Джоуля — Томсона) характеризуется изменением температуры газа при отсутствии подвода к газу или отвода от него теплоты.

Детандирование — это расширение газа в расширительной машине — детандере, устроенном подобно поршневому компрессору или турбокомпрессору. Газ охлаждается при расширении его в детандере за счет уменьшения внутренней энергии и совершения внешней работы.

Существует ряд других перспективных, но еще недостаточно часто используемых способов: 1) *основанный на эффекте понижения температуры* при взаимном растворении веществ (гелия-3 в сверхтекучем гелии-4); 2) *основанный на эффекте Пельтье*: при пропускании электрического тока через спай соединенных попарно разных полупроводников (p - и n -типов), один из которых охлаждается, а другой нагревается; 3) *основанный на эффекте Ранка* с помощью вихревой трубы, в которой идет расслоение на холодный и горячий потоки; 4) *с использованием магнитно-калорического эффекта* для получения ультранизких температур (при воздействии сильного магнитного поля на парамагнитное вещество с последующим адиабатическим размагничиванием).

8.2. УМЕРЕННОЕ ОХЛАЖДЕНИЕ

Холодильные машины

За нижний предел температур, получаемых с помощью умеренного охлаждения, принято считать температуру минус 100°C.

Агрегаты, применяемые для получения умеренного холода, называют холодильными машинами (установками).

В зависимости от вида затрачиваемой энергии холодильные машины можно разделить на работающие с затратой механической энергии (паровые, компрессионные) и работающие с затратой теплоты (абсорбционные и парожеткторные).

Парокомпрессионные машины вырабатывают холод, используя кипение жидкостей при низких температурах с последующим сжатием образовавшихся паров и их конденсацией.

В газоконпрессионных машинах охлаждение среды происходит за счет расширения предварительно сжатых газов.

Абсорбционные холодильные машины вырабатывают холод, используя способность веществ абсорбировать рабочее тело. Сжатие пара в таких машинах основано на абсорбции рабочего тела (CaCl_2) при температуре окружающей среды и его десорбции при более высокой температуре.

Парожеткторные холодильные машины работают с затратой тепловой энергии. Сжатие хладагента осуществляется паровым эжектором, а конденсация — смешением с водой.

Наибольшее распространение получили парокомпрессионные холодильные машины.

Хладагенты

Вещества, применяемые в качестве рабочего тела в холодильных машинах, называются *холодильными агентами* или *хладагентами* (табл. 8.1), в криогенных установках — *криагентами*.

Хладагенты должны обладать способностью при испарении поглощать большое количество теплоты, иметь малые удельные

Таблица 8.1

Основные свойства холодильных агентов

Обозначение	Рабочее вещество	Химическая формула	Температура кипения при 0,1 МПа, °С	Теплота парообразования, кДж/кг
R-717	Аммиак	NH_3	—33,35	1370
	Диоксид углерода	CO_2	—78,52	571,5
R-10	Четыреххлористый углерод	CCl_4	76,7	—
R-11	Монофтортрихлорметан	CFCl_3	23,7	183,5
R-12	Дифтордихлорметан	CF_2Cl_2	—29,8	167,2
R-13	Трифтормонохлорметан	CF_3Cl	—81,5	149,2
R-13B1	Трифтормонобромметан	CF_3Br	—58,7	—
R-14	Тетрафторметан	CF_4	—128,0	143,19
R-21	Монофтордихлорметан	CHFCl_2	8,9	—
R-22	Дифтормонохлорметан	CHF_2Cl	—40,8	234
R-23	Трифторметан	CHF_3	—82,2	287,4
R-113	Трифтортрихлорэтан	$\text{C}_2\text{F}_3\text{Cl}_3$	—36,6	145,5
R-114	Тетрафтордихлорэтан	$\text{C}_2\text{F}_4\text{Cl}_2$	3,8	136,5
R-115	Пентафтормонохлорэтан	$\text{C}_2\text{F}_5\text{Cl}$	—38,0	131,47
R-152	Дифторэтан	$\text{C}_2\text{H}_4\text{F}_2$	—25,0	—

объемы пара, они не должны иметь высокую критическую температуру, должны быть безвредными, пожаробезопасными, а также доступными и недорогими.

Вязкость и плотность хладагентов должны быть по возможности малыми, чтобы снизить сопротивления при протекании хладагента в системе; коэффициенты теплоотдачи и теплопередачи должны быть высокими, что уменьшает поверхность теплообмена. Хладагенты должны быть растворимы в воде и нерастворимы в смазочном масле и т. д.

Полностью удовлетворить все эти требования не может ни один из применяемых в настоящее время хладагентов. Поэтому при выборе хладагента учитывают назначение холодильной машины, условия работы и конструктивные ее особенности.

Например, для холодильных машин с поршневыми компрессорами удельная холодопроизводительность должна быть возможно большей, так как это способствует уменьшению размеров компрессора.

Для холодильных машин малой производительности надо использовать хладагенты с небольшой массовой холодопроизводительностью; в результате увеличивается количество циркулирующей в системе жидкости, что упрощает конструкцию автоматических регулирующих вентилей.

Наиболее распространенные хладагенты — аммиак и хладоны (насыщенные фторуглероды, часто содержащие хлор, реже — бром).

По термодинамическим свойствам, низкой стоимости и доступности аммиак является одним из лучших хладагентов. Удельная холодопроизводительность его относительно хладонов велика, поэтому аммиачные компрессоры имеют малые размеры. Вязкость и плотность аммиака малы, а коэффициент теплоотдачи высок. Однако аммиак ядовит, обладает высокой воспламеняемостью, взрывоопасен в смесях с воздухом. Хладоны лишены этих недостатков.

Химическая формула хладона (старое название — фреон), полученного на базе насыщенного углеводорода C_nH_n , имеет вид $C_nH_xF_yCl_z$ при этом $x + y + z = n$. С уменьшением x понижается воспламеняемость хладона, а с увеличением y падают его токсичность и коррозионная активность. Хладоны относительно безвредны, пожаробезопасны, имеют хорошие термодинамические свойства, обладают химической стойкостью и инертностью к металлам и смазочным маслам, однако аммиак имеет большую (в 5—10 раз) теплоту парообразования (табл. 8.1), чем хладоны. Это значит, что 1 кг аммиака способен отобрать больше теплоты, чем 1 кг хладона.

Поэтому в каждом отдельном случае выбирают соответствующий условиям хладагент с учетом его свойств. Например, в каскадной парокомпрессорной установке в нижней ступени каскада применяют хладагенты с более низкой температурой кипения

(хладоны R-13, R-14, R-23), а верхняя ступень каскада работает на аммиаке, хладагоне R-12, R-115 (см. табл. 8.1).

В холодильной технике наряду с чистыми холодильными агентами применяют их смеси, например хладона R-12 и хладона R-22.

Передача холода на расстояние с помощью промежуточных хладоносителей

Искусственный холод может передаваться непосредственно потребителям или с помощью промежуточных, предварительно охлажденных хладоносителей.

Хладоносители — это жидкости с низкими температурами замерзания, применяемые для транспортировки холода от холодильных установок к потребителям. Хладоносители применяются при обслуживании нескольких аппаратов одной холодильной установкой, а также в холодильных установках, работающих на аммиаке, для безопасности обслуживающего персонала.

При помощи насоса хладоносители циркулируют между испарителем холодильной машины (место охлаждения) и аппаратом-потребителем, отдавая ему холод и нагреваясь при этом. Выбор хладоносителя и его концентрации зависит от необходимой температуры охлаждения, которая должна быть выше *криогенной точки* (температуры замерзания рассола).

В качестве хладоносителей используются водные растворы (рассолы) хлористого натрия, хлористого кальция, хлористого магния, пропиленгликоля, которые не замерзают при низких температурах. Например, растворы CaCl_2 применяются в качестве хладоносителей до температуры минус 50°C , NaCl — до минус 16°C , этиленгликоля — до минус 6°C , а хладона R-11 — до минус 100°C .

Недостатками использования промежуточных хладоносителей является повышенный расход энергии (до 20 %) в холодильных установках, использующих их, в коррозионная активность рассолов по отношению к металлам.

8.3. КОМПРЕССИОННЫЕ ХОЛОДИЛЬНЫЕ МАШИНЫ

Компрессорные холодильные машины являются наиболее распространенными и экономичными. В них используются хладагенты, испаряющиеся при температурах ниже 0°C и после предварительного сжатия в компрессорах или турбокомпрессорах снова превращающиеся в конденсаторе в жидкость. При понижении давления хладагент испаряется со снижением температуры до $t_{\text{кип}}$ жидкого хладагента при данном давлении.

Цикл идеальной компрессорной холодильной машины

Задачей холодильной машины является отнятие теплоты у тел, температура которых ниже температуры окружающей среды.

Рис. 8.1. Цикл идеальной компрессионной машины:

1—компрессор; 2—испаритель; 3—детандер; 4—конденсатор

Для перехода теплоты от тела с меньшей температурой к телу, температура которого выше, холодильная машина должна получать механическую энергию от внешнего источника. Наименьшая заплата энергии достигается с использованием теоретического цикла идеальной холодильной компрессионной машины, соответствующему обратному циклу Карно (совершаемому против часовой стрелки).

В идеальной компрессионной машине (рис. 8.1) пары хладагента засасываются в компрессор 1, сжимаются до давления сжижения и поступают в конденсатор 4. Этот процесс адиабатического сжатия на диаграмме $T-S$ (рис. 8.2) изображен адиабатой 1—2. Конденсация паров идет изотермически (горизонтальная линия 2—3). Жидкий хладагент из конденсатора поступает в расширительный цилиндр (детандер 3 на рис. 8.1), где адиабатически расширяется (адиабата 3—4) до давления и температуры испарения, и направляется в испаритель 2 (см. рис. 8.1), где испаряется (изотерма 4—1), отнимая при этом теплоту от охлаждаемой среды. Пары засасываются в компрессор 1 (см. рис. 8.1), и цикл повторяется.

При конденсации паров хладагента (изотерма 2—3) расходуется теплота Q , отдаваемая воде при температуре T . При ис-

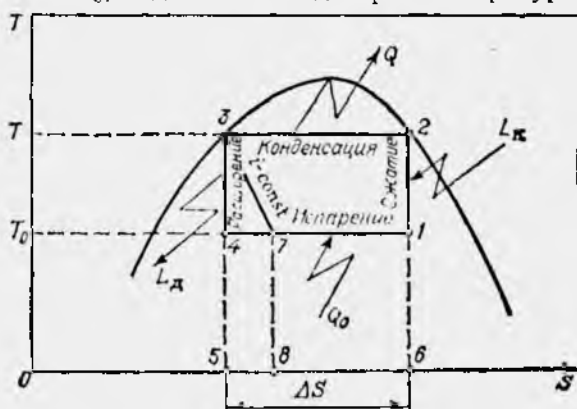
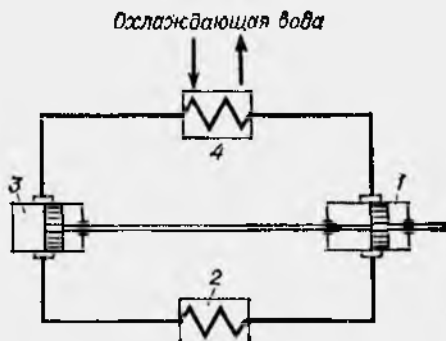


Рис. 8.2. Диаграмма $T-S$:

1—2—3—4—цикл идеальной компрессионной машины; 3—7—дресселирование в дроссельном вентиле

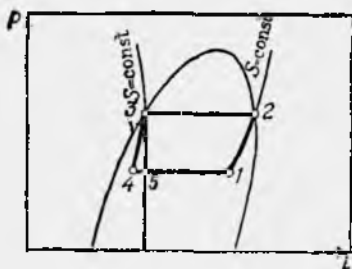


Рис. 8.3. Диаграмма $p-i$:

1—2—3—4—цикл идеальной компрессионной машины; 3—5—дросселирование в дроссельном вентиле

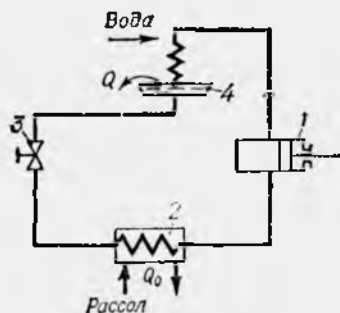


Рис. 8.4. Цикл действительной холодильной машины:

1—компрессор; 2—испаритель; 3—дроссельный вентиль; 4—конденсатор

парения (изотерма 4—1) расход теплоты Q_0 , получаемой хладагентом от охлаждаемой среды при температуре T_0 , называется **холодопроизводительностью**.

Величина мощности, которая необходима для осуществления цикла, эквивалентна площади 1—2—3—4 и является **теоретической мощностью L** , затрачиваемой в цикле:

$$L = L_k - L_d = Q - Q_0,$$

где L_k — мощность, затрачиваемая в компрессоре при сжатии пара хладагента, Вт; L_d — мощность, получаемая при расширении хладагента в детандере, Вт.

Отношение холодопроизводительности Q_0 к мощности L называется **холодильным коэффициентом ε** и показывает, какое количество теплоты воспринимается хладагентом от охлаждаемой среды на одну единицу затраченной мощности:

$$\varepsilon = \frac{Q_0}{L} = \frac{Q_0}{L_k - L_d} = \frac{Q_0}{Q - Q_0} = \frac{T_0}{T - T_0}. \quad (8.1)$$

Для идеальной холодильной машины можно записать:

$$\varepsilon = \frac{\text{Площадь } 1-4-5-6}{\text{Площадь } 1-2-3-4} = \frac{\Delta S T_0}{\Delta S (T - T_0)} = \frac{T_0}{T - T_0} = \frac{1}{(T/T_0) - 1}.$$

Для идеального цикла холодильный коэффициент не зависит от природы хладагента. Величина холодильного коэффициента зависит от разности температур $T - T_0$ между окружающей средой и холодильной камерой. При уменьшении этой разности холодильный коэффициент ε увеличивается, а величина затраченной мощности L уменьшается и имеет тем большее значение, чем меньше разность температур $T - T_0$ и отношение T/T_0 .

На диаграмме $p-i$ цикла идеальной компрессионной холодильной машины (рис. 8.3) холодопроизводительность Q_0 и за-

трата мощности L изображены прямолинейными отрезками. Сжатие паров хладагента в компрессоре — отрезок 1—2, конденсация паров — отрезок 2—3, расширение хладагента в детандере — 3—4, испарение жидкого хладагента в испарителе — 4—1.

Цикл действительной компрессионной холодильной машины

В действительной холодильной машине (рис. 8.4) вместо сложного расширительного цилиндра (детандера) используется дроссельный регулирующий вентиль 3. Следовательно, обратимое расширение газа изоэнтропического процесса (рис. 8.2, отрезок 3—4) заменяется необратимым процессом дросселирования (рис. 8.2, отрезок 3—7), что уменьшает холодопроизводительность на величину площади 4—5—8—7 (рис. 8.2) и увеличивает расход мощности на величину L_d .

Парокомпрессионные холодильные машины могут работать с «влажным ходом» или «сухим ходом» компрессора.

Для влажного цикла паровой компрессионной машины 1—2—3—7 (рис. 8.2) *холодильный коэффициент*:

$$\varepsilon = \frac{Q_0}{L} = \frac{Q_0}{Q - Q_0} = \frac{i_1 - i_7}{i_2 - i_1} = \frac{i_1 - i_3}{i_2 - i_1}, \quad (8.2)$$

где i_1, i_2, i_3, i_7 — удельные энтальпии хладагента в соответствующих точках цикла (рис. 8.2), Дж/кг; Q_0 — холодопроизводительность, Вт; L — теоретическая мощность, затрачиваемая в цикле, Вт; Q — расход теплоты, отдаваемой хладагентом в конденсаторе, Вт.

В цикле с «влажным ходом» холодильный коэффициент больше, чем в цикле с «сухим ходом» компрессора. Однако при «сухом ходе» компрессора уменьшаются потери при теплообмене хладагента со стенками цилиндра, повышается коэффициент подачи компрессора и отсутствуют гидравлические удары. Поэтому в большинстве случаев парокомпрессионные машины работают с «сухим ходом» компрессора и перегревом сжатого пара.

В цикле действительной холодильной машины сжатие хладагента компрессором происходит не в области влажного, а в области перегретого пара; после конденсации паров хладагента жидкий хладагент охлаждают до температуры, более низкой, чем температура конденсации.

В цикле с «сухим ходом» (рис. 8.5 и рис. 8.6) компрессор всасывает сухой пар и сжимает его по адиабате 1—2 до рабочего давления. Далее следует охлаждение перегретого пара до состояния насыщения по изобаре 2—3, конденсация по изотерме 3—4, переохлаждение 4—5, дросселирование по изоэнтальпии 5—6 и испарение по изотерме 6—1.

Линия 4—4' — показывает процесс дросселирования без переохлаждения хладагента в конденсаторе. При переохлаждении хладагента до температуры T_0 холодопроизводительность цикла увеличивается на величину, соответствующую площади 6—4'—8—7 (рис. 8.5), а расход энергии при этом не изменяется.

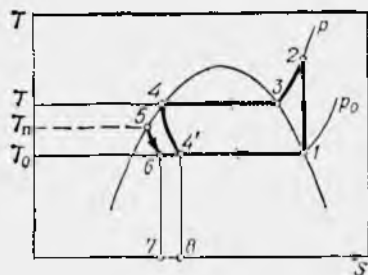


Рис. 8.5. Сухой цикл действительной компрессионной холодильной машины в координатах $T-S$

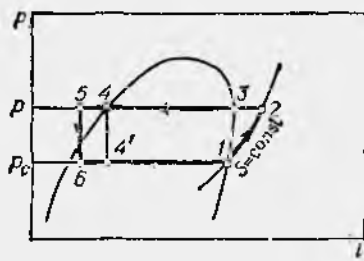


Рис. 8.6. Сухой цикл действительной компрессионной машины в координатах $p-i$

Таким образом, для сухого цикла одноступенчатой паровой компрессионной холодильной установки с помощью диаграмм $T-S$ (рис. 8.5) и $p-i$ (рис. 8.6) можно определить все ее основные параметры: 1) холодопроизводительность установки (в Вт)

$$Q_0 = G (i_1 - i_6); \quad (8.3)$$

2) удельную объемную холодопроизводительность холодильного агента (в Дж/м³)

$$q_v = \rho (i_1 - i_6); \quad (8.4)$$

3) теоретическую мощность, затрачиваемую компрессором (в Вт)

$$L = Q - Q_0 = G (i_2 - i_1); \quad (8.5)$$

4) расход теплоты, отдаваемой хладагентом воде в конденсаторе, включая переохлаждение жидкого хладагента (в Вт)

$$Q = G (i_2 - i_5);$$

5) холодильный коэффициент (без переохлаждения жидкого хладагента, процесс 1-2-3-4-4')

$$\epsilon = \frac{Q_0}{L} = \frac{i_1 - i_{4'}}{i_2 - i_1} = \frac{i_1 - i_4}{i_2 - i_1};$$

6) холодильный коэффициент (с переохлаждением жидкого хладагента, процесс 1-2-3-4-5-6)

$$\epsilon = \frac{Q_0}{L} = \frac{i_1 - i_6}{i_2 - i_1} = \frac{i_1 - i_5}{i_2 - i_1},$$

где G — расход хладагента в цикле, кг/с; $i_1, i_2, i_4, i_{4'}, i_5, i_6$ — удельные энтальпии в соответствующих точках цикла, Дж/кг; ρ — плотность пара хладагента, всасываемого компрессором, кг/м³.

Учитывая, что требуемое переохлаждение жидкого хладагента не всегда может быть достигнуто в конденсаторе, перед дроссельным вентилем в принципиальную схему действительных компрессионных холодильных машин включают переохладитель

жидкости. Для обеспечения «сухого хода» перед компрессором устанавливается отделитель жидкости.

Действительная мощность N (в кВт), расходуемая компрессионной холодильной установкой:

$$N = L / (100\eta). \quad (8.6)$$

Здесь L — теоретическая мощность, Вт; η — общий к. п. д. компрессора.

Холодопроизводительность Q_0 (в Вт) компрессора рассчитывается по формуле:

$$Q_0 = \lambda V_{\Gamma} q_v, \quad (8.7)$$

где λ — коэффициент подачи компрессора; V_{Γ} — геометрический объем, описываемый поршнем в единицу времени, м³/с; q_v — удельная объемная холодопроизводительность, Дж/м³.

Для сравнительной оценки холодопроизводительности холодильных компрессоров исходят из нормальных условий, в качестве которых принимаются: температура испарения $T_0 = -15^\circ\text{C}$, температура переохлаждения $T_n = 25^\circ\text{C}$ и температура конденсации $T = 30^\circ\text{C}$.

Одноступенчатые компрессионные холодильные машины применяются до степени сжатия $p/p_0 < 6 \div 8$. При больших степенях сжатия используют многоступенчатые установки.

Многоступенчатые холодильные машины

Для получения относительно низких температур (от минус 40°C до минус 80°C) используют многоступенчатые (двух- и трехступенчатые) компрессионные холодильные машины. Их применяют в тех случаях, когда разность температур T и T_0 велика и отношение давлений p/p_0 становится слишком большим для одноступенчатого сжатия. При $p/p_0 \approx 8 \div 10$ используются двухступенчатые холодильные установки, а при $p/p_0 > 8 \div 10$ — трехступенчатые.

Обычно двухступенчатые компрессионные холодильные установки применяют в диапазоне температур испарения нижней ступени от минус 60°C до минус 80°C . При более низких температурах используют трехступенчатые каскадные холодильные установки.

Двухступенчатая установка представляет собой систему, состоящую из двух одноступенчатых установок, соединенных между собой через промежуточный сосуд. При двухступенчатом сжатии вводится промежуточное охлаждение и появляется возможность двухступенчатого регулирования.

В двухступенчатой компрессионной холодильной машине (рис. 8.7) пары хладагента при давлении p засасываются из испарителя I , сжимаются в цилиндре низкого давления (ЦНД) до давления p_1 и через холодильник II поступает в сосуд-отделитель III , где они барботируют через слой кипящего жидкого хладагента. Пары отделяются от жидкости и засасываются в ци-

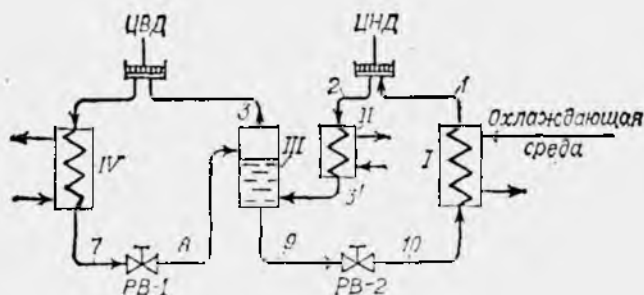


Рис. 8.7. Схема двухступенчатой компрессионной холодильной машины:

I — испаритель; II — холодильник; III — сосуд-отделитель; IV — конденсатор; ЦНД, ЦВД — цилиндры низкого и высокого давления, соответственно; PB-1, PB-2 — регулирующие вентили; арабские цифры соответствуют аналогичным точкам на рис. 8.8 и 8.9)

цилиндр высокого давления (ЦВД). Далее они сжимаются до давления p_2 и направляются в конденсатор IV. Образовавшаяся жидкость проходит через регулирующий вентиль (PB-1) и дросселируется до давления p_1 , после чего поступает в сосуд-отделитель III, где охлаждает пары, поступающие при том же давлении из холодильника II.

Далее неиспарившаяся часть хладагента дросселируется, проходя через регулирующий вентиль (PB-2), до давления испарения p и поступает в испаритель I, где отнимает теплоту от охлаждаемой среды. Пары засасываются в цилиндр низкого давления (ЦНД) и цикл повторяется.

На диаграммах $T-S$ и $p-i$ (рис. 8.8 и рис. 8.9) пары хладагента сжимаются в цилиндре низкого давления по адиабате 1—2, охлаждаются в холодильнике II по изобаре 2—3' и в сосуде-отделителе III до температуры насыщения по изобаре 3'—3, затем сжимаются в цилиндре высокого давления (ЦВД) по адиабате 3—4 до перегретого состояния, охлаждаются в конденсаторе IV по изобаре 4—5 с конденсацией паров по изобаре (изотерме) 5—6 с дальнейшим пересохлаждением по изобаре

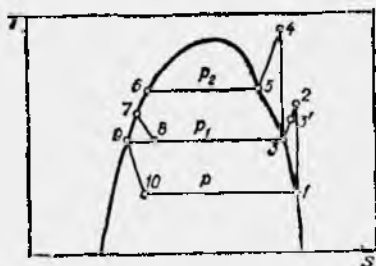
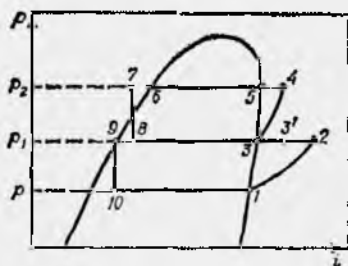


Рис. 8.8. Цикл двухступенчатой компрессионной холодильной машины на диаграмме $T-S$

Рис. 8.9. Цикл двухступенчатой компрессионной холодильной машины на диаграмме $p-i$



1) Такой же прием использован и для некоторых других приводимых ниже схем.

6—7. Дросселирование в *PВ-1* характеризуется изоэнтальпой 7—8. Получаемый после расширения влажный пар (точка 8) разделяется в сосуде-отделителе *III* на паровую и жидкую фазы. Жидкий хладагент дросселирует через регулирующий вентиль *PВ-2* до давления p по изоэнтальпе 9—10 и испаряется в испарителе *I* по изотерме 10—1.

Все арабские цифры, проставленные на рис. 8.7, соответствуют точкам на диаграммах $T-S$ и $p-i$ (рис. 8.8 и рис. 8.9).

Оборудование парокомпрессионной холодильной установки

Комплект холодильной машины со вспомогательной аппаратурой, осуществляющей процессы производства, распределения и потребления холода, называется холодильной установкой.

Холодильная машина состоит из компрессора, конденсатора и испарителя. Кроме холодильной машины установка включает в себя вспомогательную аппаратуру, приборы охлаждения, разветвленную сеть трубопроводов, вспомогательные системы (система обратного водоснабжения, ресиверы, осушители и теплообменники), энергетическое оборудование и др.

Компрессоры холодильных машин служат для отсасывания паров из испарителя и нагнетания их в конденсатор.

В парокомпрессионных холодильных установках используют компрессоры следующих типов: поршневые, ротационные, винтовые и турбокомпрессоры.

Каждому типоразмеру компрессоров соответствует определенное обозначение — марка. Марка холодильного агента обозначается начальной буквой его названия: аммиак — А, хладон (фреон) — Ф. Расположение и число цилиндров показывают буквами В, У и УУ, что, соответственно обозначает: вертикальный двухцилиндровый, У-образный (V-образный) четырехцилиндровый и УУ-образный (W-образный, веерообразный) восьмицилиндровый. После буквенных обозначений в конце марки пишут число, показывающее холодопроизводительность компрессора при нормальном режиме работы компрессора.

Конденсаторы служат для передачи теплоты от хладагента окружающей среде — воде или воздуху. По этому признаку различают конденсаторы с водяным и воздушным охлаждением. Из различных конструкций конденсаторов с водяным охлаждением наибольшее распространение получили элементные, горизонтальные и вертикальные кожухотрубные, а также оросительные. ими комплектуют хладоновые и аммиачные холодильные машины средней и большой холодопроизводительности. Конденсаторы с воздушным охлаждением обычно применяют в малых хладоновых машинах.

Конструкционным материалом для конденсаторов и других аппаратов аммиачной холодильной установки служит сталь.

В хладоновых конденсаторах применяются медные теплообменные трубы с оребрением со стороны хладона.

В испарителе осуществляется переход теплоты от охлаждаемой среды к кипящему холодильному агенту. По принципу действия испарители аналогичны конденсаторам. Разница заключается в том, что в конденсаторах хладагент отдает теплоту, а в испарителях получает ее. Чаще других применяются кожухотрубчатые испарители.

Холодильные агрегаты — это конструктивные объединения отдельных элементов холодильной машины на одной раме, что обеспечивает компактность машины, удобство монтажа и эксплуатации, а также полной автоматизации.

Наиболее распространенными являются компрессорно-конденсаторные агрегаты (АК), в которых объединены компрессор с электродвигателем, конденсатором и вспомогательным оборудованием. Обозначение таких агрегатов в типоразмерах: ФГК — хладоновый (фреоновый) герметичный компрессорно-конденсаторный агрегат; АК — аммиачный компрессорно-конденсаторный агрегат и т. п. Широко применяются также агрегаты испарительно-регулирующие (АИР), которые собирают на общей раме из испарителя, ресивера, теплообменника и регулирующей станции с соответствующими вентилями и контрольно-измерительными приборами. Такие агрегаты комплектуют с определенным типом компрессорно-конденсаторных агрегатов, образующих вместе со щитами управления и сигнализации автоматизированную холодильную машину.

Испарительно-конденсаторные агрегаты (АИК) состоят из испарителя, конденсатора, запорной арматуры, фильтров, осушителей, теплообменника, приборов автоматики (терморегуляторы ТРВ, соленоидные вентили СВ, термореле ТРД) и контроля (манометры).

Комплексные агрегаты выполняются с воздухоотводителями непосредственного охлаждения и с рассольными испарителями. Они полностью автоматизированы и используются для холодильных шкафов, транспортных установок и кондиционирования воздуха.

Ресиверы служат для создания запаса жидкого хладагента, что обеспечивает бесперебойную подачу жидкости к регулирующему вентилю. Они устанавливаются после конденсатора.

Фильтры применяются для улавливания механических загрязнений (ржавчины, песка и др.).

Осушители рассчитаны для поглощения воды из хладонов при заполнении системы и во время эксплуатации.

Теплообменники необходимы для переохлаждения жидкого хладона и для перегрева парообразного хладона, поступающего из испарителя в компрессор.

8.1. АБСОРБЦИОННЫЕ ХОЛОДИЛЬНЫЕ МАШИНЫ

Абсорбционные холодильные машины дают возможность использовать теплоту низкого потенциала, например отработанный пар, отходящие газы, дымовые газы и др.

Принцип работы абсорбционных холодильных машин основан на поглощении (абсорбции) паров хладагента каким-либо абсорбентом при давлении испарения и последующем его выделении (десорбции) при давлении конденсации путем нагревания.

Наибольшее применение получили водоаммиачные абсорбционные установки, в которых хладагентом является аммиак, а поглотителем (абсорбентом) — вода. Аммиак активно абсорбируется водой: при 0°C в единице объема воды растворяется до 1148 объемов парообразного аммиака. Абсорбция (поглощение) жидкого аммиака в воде сопровождается выделением теплоты (около 800 кДж/кг аммиака), а при растворении в воде паров аммиака происходит выделение теплоты парообразования (приблизительно 1260 кДж/кг).

Раствор аммиака в воде имеет температуру кипения, значительно более высокую, чем температура кипения самого аммиака.

В водоаммиачной холодильной машине (рис. 8.10) концентрированный водоаммиачный раствор поступает в кипятильник 1, откуда образовавшиеся пары аммиака поступают в конденсатор 2, где конденсируются, отдавая теплоту охлаждающей воде. Сжиженный аммиак проходит через дросселирующий вентиль 3 и испаряется в испарителе 4, отнимая теплоту от охлаждаемой среды. Холодопроизводительность машины определяется количеством отнимаемой теплоты.

Из испарителя 4 газообразный аммиак направляется в абсорбер 5, где поглощается водой с образованием концентрированного (приблизительно 50 %-го) раствора. Полученный раствор нагнетается насосом 6 через теплообменник 7 в кипятильник 1, где за счет нагревания водяным паром большая часть аммиака испаряется и в виде газа поступает в конденсатор 2, а слабый раствор (приблизительно 20 %-ный) отводится из кипятильника в абсорбер 5, где вновь

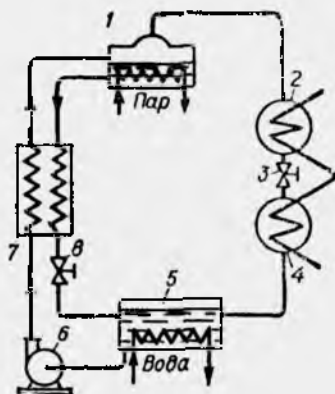


Рис. 8.10. Схема абсорбционной холодильной машины:

1 — кипятильник; 2 — конденсатор; 3, 8 — вентили; 4 — испаритель; 5 — абсорбер; 6 — насос; 7 — теплообменник

концентрируется в результате абсорбции газообразного аммиака из испарителя.

Таким образом, в абсорбционной холодильной машине роль компрессора выполняет термокомпрессор — агрегат, включающий кипятыльник, абсорбер и теплообменник.

Холодильный коэффициент ε абсорбционной холодильной машины определяется отношением холодопроизводительности Q_0 и количеством затраченной теплоты в генераторе (кипятильнике) Q_{Γ} , т. е. $\varepsilon = Q_0/Q_{\Gamma}$.

Для абсорбционных установок требуются меньшие затраты и менее сложное оборудование, чем для компрессионных машин; кроме того, в них энергия расходуется только на насос для водоаммиачного раствора.

В промышленности наибольшее распространение нашли два типа абсорбционных установок: водоаммиачные с холодопроизводительностью от 2330 кВт (АВХМ-2000/34) до 17 000 кВт (АВХМ-14 000/12), применяемые при отрицательных температурах (минус 10 — минус 30 °С), и бромистолитиевые с холодопроизводительностью от 580 кВт (АВХМ-500) до 5800 кВт (АВХМ-5000), производящие холод для систем кондиционирования при положительных температурах (4—7 °С).

8.5. ПАРОЭЖЕКТОРНЫЕ ХОЛОДИЛЬНЫЕ МАШИНЫ

Применение пароструйных эжекторов вместо поршневых компрессоров позволяет использовать в качестве хладагента воду.

Как хладагент вода обладает высокой теплотой парообразования (почти в два раза больше, чем у аммиака, и в 10 раз больше, чем у диоксида углерода), абсолютно безвредна и дешева.

Пароэжекторные установки работают за счет использования кинетической энергии расширяющегося потока газа или пара.

В пароводяной эжекторной холодильной машине (рис. 8.11) рабочий пар давлением около 0,6 МПа из парового котла поступает в сопло эжектора 1, где при расширении пара создается вакуум. В результате из испарителя 5 в эжектор засасываются холодильные водяные пары, а остаточное давление в испарителе

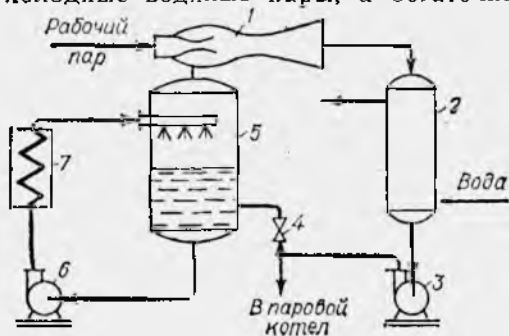


Рис. 8.11. Схема пароводяной эжекторной холодильной машины:

1 — эжектор; 2 — конденсатор; 3, 6 — насосы; 4 — регулирующий вентиль; 5 — испаритель; 7 — потребитель холода

снижается до 0,266—0,532 кПа. Циркулирующая вода вследствие частичного испарения охлаждается и откачивается насосом 6 через потребляющий холод аппарат 7, где отдает холод, и, нагреваясь, вновь попадает в испаритель. Водяной пар (смесь) после выхода из эжектора конденсируется в конденсаторе 2 с помощью охлаждающей воды. Конденсат откачивается насосом в паровой котел, при этом часть конденсата через регулирующий вентиль 4 поступает в испаритель для компенсации убыли воды за счет ее частичного испарения.

Холодопроизводительность определяют количеством холодного пара, отсасываемого из испарителя.

В парозежекторных машинах холодопроизводительность и расход пара в значительной степени зависят от температуры охлаждаемой воды.

Холодильные коэффициенты парозежекторных холодильных установок равны приблизительно 0,2 и представляют собой отношение холодопроизводительности Q_0 к теплоте Q_k , затраченной на получение рабочего пара: $\varepsilon = Q_0/Q_k$.

К достоинствам парозежекторных холодильных установок следует отнести взрывобезопасность, отсутствие вредных выделений, простоту изготовления. Недостатками их являются большой расход воды и сложность регулирования холодопроизводительности.

Парозежекторные холодильные установки могут конкурировать с другими типами холодильных машин в тех случаях, когда требуется охлаждение не ниже, чем 1,7—2 °С, например для кондиционирования воздуха.

В нашей стране парозежекторные холодильные установки выпускаются холодопроизводительностью от 350 кВт (типоразмер 18Э) до 1750 кВт (15Э).

8.6. ГЛУБОКОЕ ОХЛАЖДЕНИЕ

Принципы получения глубокого холода. Глубокое охлаждение предполагает охлаждение до температур ниже минус 100 °С. Техника глубокого охлаждения применяется для сжижения и разделения газов, например воздуха, коксового газа, природных газов и т. д. Помимо с-получением кислорода методами глубокого охлаждения получают редкие газы: аргон, гелий, неон, криптон, ксенон. В технике глубокого охлаждения применяют два основных метода получения низких температур: 1) расширение газов без совершения внешней работы — дросселирование (с использованием эффекта Джоуля — Томсона); 2) расширение газов с совершением внешней работы в детандере.

Пользуются также комбинированием дросселирования газа с последующим расширением его в детандере.

Эффект дросселирования заключается в том, что при расширении сжатого газа до более низкого давления без совершения

внешней работы и без обмена теплотой с окружающей средой температура газа понижается.

Дросселирование проводится в расширительном (дроссельном) вентиле.

Изменение температуры газа при дросселировании происходит в результате того, что все реальные газы при обычных температурах обладают несколько большей сжимаемостью, чем это следует из закона Бойля — Марриотта. В связи с тем, что при сжатии газа молекулы его сближаются, возникает дополнительное действие сил взаимного притяжения. При дальнейшем расширении сжатого газа до первоначального объема тратится дополнительная работа, осуществляемая за счет внутренней энергии сжатого газа, т. е. путем затраты соответствующего количества содержащейся в нем теплоты, поэтому температура расширяющегося газа понижается.

Различают дифференциальный и интегральный дроссельные эффекты.

Дифференциальным дроссельным эффектом называется отношение бесконечно малого изменения температуры к вызывающему его бесконечно малому понижению давления газа. Практически дифференциальным эффектом считают изменение температуры при падении давления на 0,1 МПа (1 кгс/см²), что дает понижение температуры примерно на 0,25 °С.

Интегральный дроссельный эффект соответствует изменению температуры при больших изменениях давления.

Дроссельный эффект Джоуля — Томсона может быть положительным и отрицательным: если при дросселировании газ охлаждается — *положительным*, а если нагревается — *отрицательным*.

Большинство газов при дросселировании охлаждаются. Воздух, кислород и азот можно охладить дросселированием при комнатной температуре, а водород и гелий необходимо предварительно охладить для получения положительного дроссельного эффекта.

Эффект Джоуля — Томсона, выраженный через разность энтальпий газа до и после дросселирования при начальной постоянной температуре, называется *изотермическим*.

Циклы, основанные на использовании эффекта Джоуля — Томсона при дросселировании, называют *циклами Линде*.

Второй способ получения холода основан на явлении охлаждения газа при его расширении в расширительной машине с совершением внешней работы. Расширение сжатого газа происходит без обмена теплотой с окружающей средой, и совершаемая при этом работа производится за счет его внутренней энергии.

Расширительные машины могут быть как поршневого типа — поршневые детандеры, так и центробежные — турбодетандеры (*цикл Каланы*).

При расширении газа в детандере достигается больший эффект охлаждения, чем при дросселировании.

Конечную температуру, полученную при адиабатическом расширении газа с отдачей внешней работы, можно подсчитать по формуле

$$T_2 = T_1 (p_2/p_1)^{(k-1)/k},$$

Здесь T_1 — начальная температура газа перед расширением; T_2 — конечная температура газа после расширения; p_1 — начальное давление газа перед расширением; p_2 — конечное давление газа после расширения; k — показатель адиабаты расширения.

При расширении в области между сравнительно высокими давлениями эффективным является процесс дросселирования, а если перепад давлений при расширении велик или расширение начинается при сравнительно высоких температурах, предпочтительнее будет детандирование. Для повышения холодопроизводительности методы расширения газа в детандере и дросселирования газа комбинируют друг с другом.

Цикл высокого давления с однократным дросселированием (рис. 8.12 и 8.13) применяется для сжижения газов, например воздуха. Воздух при температуре T_1 и давлении p_1 сжимается в компрессоре I до давления p_2 (до 20 МПа) по изотерме $1-2$ и охлаждается в водяном холодильнике II до первоначальной температуры.

Затем сжатый воздух охлаждается в противоточном теплообменнике III по изобаре $2-3$ за счет дросселированного газа, идущего из сборника жидкого воздуха. После теплообменника сжатый воздух проходит через дроссель IV , давление его снижается до p_1 , воздух охлаждается по изохорной $3-4$ и часть

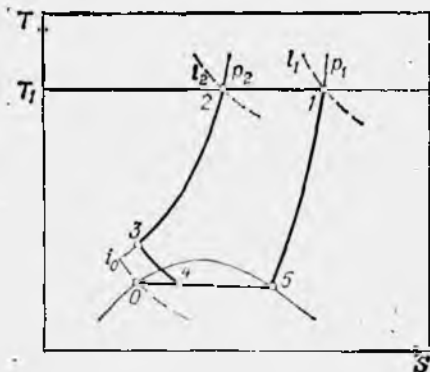
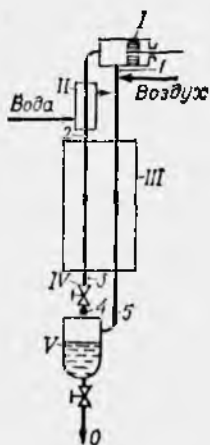


Рис. 8.12. Схема цикла с однократным дросселированием:

I — компрессор; II — теплообменник; III — сборник жидкого воздуха; IV — дроссель; V — водяной холодильник

Рис. 8.13. Диаграмма $T-S$ цикла с однократным дросселированием

его переходит в жидкое состояние. Несжиженный воздух идет в теплообменник, где нагревается до первоначальной температуры по изобаре 5—1, снова засасывается компрессором, и цикл повторяется.

Отрезок 4—5 характеризует долю сжиженного газа, а отрезок 0—4 — долю несжиженного газа.

Удельная холодопроизводительность q (в Дж/кг) цикла:

$$q = i_1 - i_2,$$

где i_1 и i_2 — удельные энтальпии расширенного и сжатого воздуха при температуре входа в теплообменник, Дж/кг.

Ожижаемая доля воздуха:

$$y = \frac{q - q_{\text{пот}}}{i_1 - i_0} = \frac{i_1 - i_2 - q_{\text{пот}}}{i_1 - i_0}.$$

Здесь i_0 — удельная энтальпия жидкого воздуха (при давлении расширенного воздуха), Дж/кг; $q_{\text{пот}}$ — суммарные потери холода (в окружающую среду, с уходящим жидким продуктом и от недорекуперации), отнесенные к 1 кг перерабатываемого воздуха.

Холодильный коэффициент определяется по формуле:

$$\epsilon = \frac{i_1 - i_2}{1,69RT_1 \ln(p_2/p_1)}.$$

Цикл с однократным дросселированием и предварительным аммиачным охлаждением относится к усовершенствованным циклам Линде. Предварительное охлаждение является совершенно обязательным при охлаждении таких газов, как водород и гелий (их необходимо охладить, соответственно, ниже 180 и 40 К).

Предварительное аммиачное охлаждение позволяет повысить изотермический дроссельный эффект и уменьшить расход энергии на получение 1 кг сжиженного воздуха.

В этом цикле (рис. 8.14 и 8.15) газ сжимается до 20 МПа в компрессоре I по изотерме 1—2 и поступает в предварительный теплообменник III, где охлаждается обратным (дросселированным) газом по линии 2—3', обратный газ нагревается по линии 6—1. Затем газ поступает в аммиачный теплообменник IV, где охлаждается испаряющимся аммиаком до минус 45 °С (линия 3'—3) и направляется в основной теплообменник V, где дополнительно охлаждается обратным газом (линия 3—4), который в свою очередь нагревается (линия 5'—6). Далее, охлажденный газ дросселируется (линия 4—5) и поступает в разделительный сосуд, где отделяется сжиженная часть, выводимая из установки как готовый продукт. Несжиженная часть газа идет в качестве хладагента в теплообменники III и V и характеризуется отрезком 0—5.

За счет предварительного охлаждения в аммиачном теплообменнике эффективность дроссельного цикла значительно увеличивается. Изотермический эффект дросселирования опреде-

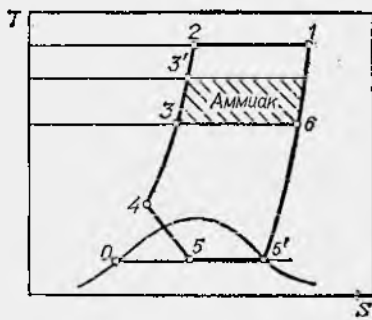
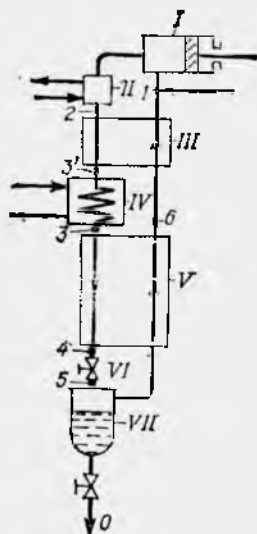


Рис. 8.14. Схема цикла с однократным дросселированием и предварительным аммиачным охлаждением: *I* — компрессор; *II* — холодильник компрессора; *III* — предварительный регенеративный теплообменник; *IV* — аммиачный холодильник; *V* — основной регенеративный теплообменник; *VI* — регулирующий вентиль; *VII* — сборник жидкого продукта

Рис. 8.15. Диаграмма *T-S* регенеративного цикла с однократным дросселированием и предварительным аммиачным охлаждением

ляется при температуре предварительного аммиачного охлаждения.

Удельная холодопроизводительность цикла:

$$q = i_6 - i_3,$$

где i_6 и i_3 — удельные энтальпии расширенного и сжатого газа при температуре входа в основной теплообменник после аммиачного холодильника, Дж/кг.

Ожижаемая доля газа:

$$y = \frac{i_6 - i_3 - q_{\text{пот}}}{i_6 - i_0},$$

где i_0 — удельная энтальпия жидкого воздуха, Дж/кг; $q_{\text{пот}}$ — суммарные потери холода, отнесенные к 1 кг перерабатываемого газа.

Цикл с двухкратным дросселированием и циркуляцией газа под давлением. Для повышения экономичности производства сжиженного газа применяется цикл с двухкратным дросселированием и циркуляцией газа под давлением.

В этом цикле (рис. 8.16 и 8.17) газ первоначально дросселируется не до низкого конечного, а до некоторого промежуточного давления и несжиженная часть газа возвращается на сжатие до высокого давления. В результате получается значительный выигрыш в общем расходе энергии на сжатие газа.

Газ изотермически сжимается в компрессоре низкого давления *I* до промежуточного давления p_1 , приблизительно равного 5 МПа (линия 1—2), после чего к нему добавляется циркулирующий газ того же давления и смесь сжимается в компрессоре высокого давления *III* до давления p_2 , приблизительно равного 20 МПа (линия 2—3). Сжатый газ проходит через теплообмен-

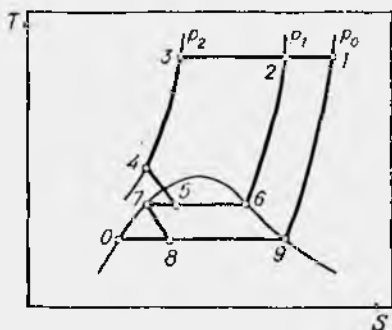
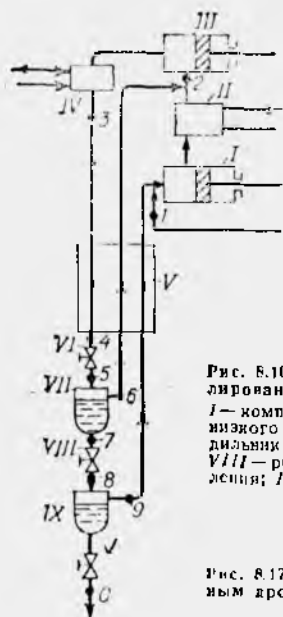


Рис. 8.16. Схема регенеративного цикла с двукратным дросселированием и циркуляцией газа под давлением:

I — компрессор низкого давления; *II* — холодильник компрессора низкого давления; *III* — компрессор высокого давления; *IV* — холодильник компрессора высокого давления; *V* — теплообменник; *VI*, *VII* — регулирующие вентили; *VIII* — сборник промежуточного давления; *IX* — сборник жидкого продукта

Рис. 8.17. Диаграмма *T-S* регенеративного цикла с двукратным дросселированием и циркуляцией газа под давлением

ник *V*, где охлаждается несжиженным после дросселирования газом (линия 3—4).

Охлажденный газ дросселируется (линия 4—5) до промежуточного давления p_1 регулирующим вентилем *VI*, частично сжимается и поступает в сборник *VII* промежуточного давления, откуда несжиженная часть газа (1—*M*) направляется в теплообменник *V* и после отдачи холода (линия 6—2) — в компрессор *III*.

Сжиженная часть газа в количестве *M* вторично дросселируется (линия 7—8) в регулирующем вентиле *VIII*, попадает в сборник жидкого продукта *IX* и выводится из установки (точка 0). Испаренная часть газа из сборника *IX* идет через теплообменник *V*, отнимая теплоту от газа высокого давления (линия 9—1), и вновь засасывается компрессором *I*.

Удельная холодопроизводительность q (в Дж/кг):

$$q = (i_2 - i_3) + M(i_1 - i_2).$$

Здесь i_1 , i_2 , i_3 — удельные энтальпии расширенного воздуха, сжатого воздуха среднего давления и сжатого воздуха высокого давления, соответственно, при температуре входа в основной теплообменник, Дж/кг; *M* — доля воздуха, дросселируемого до низкого давления (обычно 0,2—0,4).

Ожижаемая доля газа (действительный коэффициент сжижения):

$$y = \frac{(i_2 - i_3) + M(i_1 - i_2) - q_{\text{пот}}}{i_1 - i_0},$$

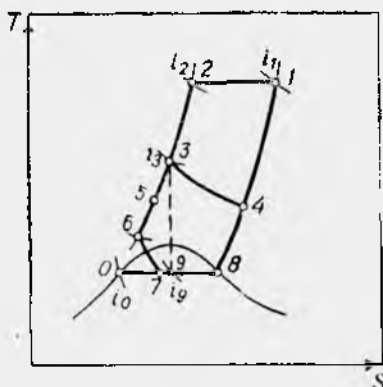
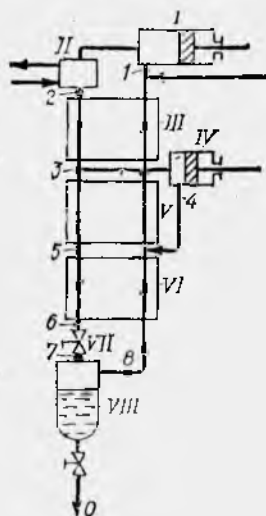


Рис. 8.18. Схема цикла среднего давления с детандером, I — компрессор; II — холодильник компрессора; III, V, VI — регенеративные теплообменники; IV — детандер; VII — регулирующий вентиль (дрессель); VIII — сборник жидкого продукта

Рис. 8.19. Диаграмма $T-S$ цикла среднего давления с детандером

где i_0 — удельная энтальпия жидкого газа, Дж/кг; $q_{\text{пот}}$ — суммарные потери холода, отнесенные к 1 кг перерабатываемого газа.

Цикл среднего давления с расширением сжатого газа в детандере (цикл Клода). При сжижении газов расширение в детандере используют для предварительного охлаждения с последующим дросселированием до температуры сжижения. Эти комбинированные циклы различаются величиной давления, до которого сжимается сжижаемый газ, и конструкцией детандера.

Цикл среднего давления (рис. 8.18 и 8.19) основан на адиабатическом расширении газа с отдачей внешней работы. Газ сжимается компрессором I до высокого давления (2,5—4 МПа) по изотерме 1—2, охлаждаясь затем в холодильнике II до температуры всасывания. Далее газ охлаждается в регенеративном противоточном теплообменнике III обратными газами (по изобаре 2—3) и разделяется на два потока. Первый поток (1—M) направляется на дальнейшее охлаждение в теплообменники V (изобара 3—5) и VI (изобара 5—6). Второй поток газа в количестве M расширится в детандере IV (по адиабате 3—4) и последовательно проходит два теплообменника V и III, где отнимает теплоту у сжатого газа, нагреваясь при этом до первоначальной температуры (линия 4—1). Сжатый газ после охлаждения в теплообменнике VI дросселируется (линия 6—7) в регулирующем вентиле VII до атмосферного давления, частично сжижается и поступает в сборник жидкого продукта VIII (точка 0 — состояние жидкости, точка 8 — состояние сухого насыщенного пара после дросселирования). Несжиженная часть газа идет на охлаждение сжатого газа в теплообменниках VI, V, III, после чего вновь засасывается компрессором.

Холодильный цикл Клода до настоящего времени наиболее экономичен в тех случаях, когда разделенные компоненты необходимо получать в виде жидкостей.

Расход энергии на сжижение газа при изоэнтропическом расширении уменьшается на величину работы, совершаемой детандером.

Удельная холодопроизводительность цикла q (в Дж/кг):

$$q = (i_1 - i_2) + M(i_3 - i_4),$$

где i_1, i_2 — удельные энтальпии расширенного и сжатого воздуха при температуре входа в основную теплообменник, Дж/кг; i_3, i_4 — удельные энтальпии сжатого воздуха при входе в детандер и при выходе из него, Дж/кг; M — доля воздуха, направляемого в детандер (обычно принимают $M = 0,8$).

Для воздуха, расширяющегося в детандере, в этом цикле обычно принимают:

$$i_3 - i_4 = 0,65 \Delta i_{из} = 0,65 (i_3 - i_9).$$

Здесь $\Delta i_{из}$ — изменение удельной энтальпии воздуха при изоэнтропическом процессе, Дж/кг; i_9 — удельная энтальпия воздуха при давлении после детандера и при той же энтропии, что и i_3 , Дж/кг.

Ожиженная доля газа с учетом холодопотерь:

$$y = \frac{(i_1 - i_2) + M(i_3 - i_4) - q_{пот}}{i_1 - i_0},$$

где i_0 — удельная энтальпия сжиженного газа, Дж/кг.

Цикл высокого давления с расширением сжатого газа в детандере без регенерации (цикл Гейландта). В отличие от цикла Клода в этом цикле в детандер направляется часть сжатого газа до его охлаждения в регенеративных теплообменниках. Детандер работает на более высоком температурном уровне, в результате коэффициенты полезного действия детандера и цикла значительно повышаются.

В цикле высокого давления (рис. 8.20 и 8.21) газ, сжатый до высокого давления (приблизительно 20 МПа) в компрессоре I (изотерма 1—2), разделяется на два потока. Один поток в количестве $(1 - M)$ направляется в регенеративные теплообменники III и V (линия 2—4—5), а другой в количестве M поступает в детандер IV и, расширяясь (по линии 2—3), совершает внешнюю работу. Сжатый и охлажденный в теплообменниках III и V газ дросселируется в регулирующем вентиле VI до атмосферного давления (изоэнтальпа 5—6) и частично сжимается, а затем направляется в сборник VII, откуда сжиженная часть (точка 0 — состояние жидкого продукта) выводится из установки, а несжиженная часть (точка 7 — состояние сухого насыщенного пара после дросселирования) идет в качестве хладагента в теплообменники V и III, изобарически нагреваясь до первоначальной температуры (линия 7—1).

Удельная холодопроизводительность цикла q (в Дж/кг):

$$q = (i_1 - i_2) + M(i_2 - i_3).$$

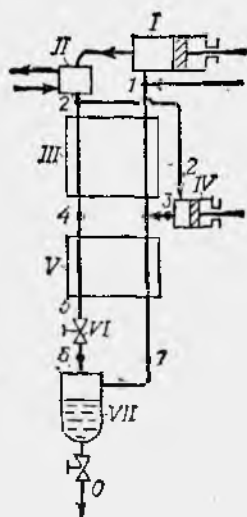


Рис. 8.20. Схема цикла высокого давления с детандером: I — компрессор; II — холодильник компрессора; III — регенеративный теплообменник, использующий холод детандерного цикла; IV — детандер; V — регенеративный теплообменник; VI — регулирующий вентиль; VII — сборник жидкого продукта

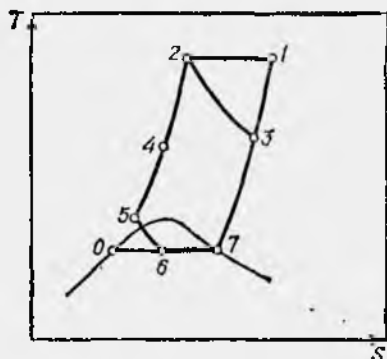


Рис. 8.21. Диаграмма $T-S$ цикла высокого давления с детандером

Здесь i_1, i_2 — удельные энтальпии расширенного и сжатого газа при температуре входа в основной теплообменник и детандер, Дж/кг; i_3 — удельная энтальпия газа по выходе из детандера, Дж/кг; M — доля газа, направляемого в детандер (обычно принимают $M = 0,45 \div 0,5$); $(i_1 - i_2)$ — холодопроизводительность, получаемая в результате дросселирования; $(i_2 - i_3)$ — холодопроизводительность, соответствующая работе, отданной в детандере.

Ожижаемая доля газа:

$$y = \frac{(i_1 - i_2) + M(i_2 - i_3) - q_{\text{пот}}}{i_1 - i_0}$$

Коэффициент полезного действия детандера в условиях данного цикла составляет примерно 0,7—0,8.

Цикл низкого давления с расширением сжатого газа в турбодетандере (цикл Калицы). Этот цикл дает наибольший эффект при разделении газовых смесей с получением газообразных компонентов.

Эффективность расширения газа в детандере достигнута за счет использования вместо поршневых машин одноступенчатого турбодетандера (к. п. д. равен 0,8), сконструированного академиком П. Л. Калицей.

Применение одноступенчатого турбодетандера дает возможность сжимать газ при давлении не более 0,6 МПа (6 кгс/см²), что позволяет использовать регенеративные теплообменники, характеризующиеся малой недорекуперацией.

В цикле низкого давления (рис. 8.22 и 8.23) газ сжимается турбокомпрессором I по изотерме 1—2 до $59 \cdot 10^4$ Па и поступает на охлаждение в регенератор III, после чего делится на две части. Одна часть поступает в турбодетандер IV и, расширяясь (линия 3—4), совершает внешнюю работу, а другая часть

направляется в регенератор *V*, где охлаждается до более низкой температуры и сжимается (линия 3—3'—5) за счет холода газа, поступающего после расширения в турбодетандер. Сжиженный газ дросселируется до первоначального давления (линия 5—6) и поступает в сборник жидкого продукта. Несжиженный газ идет на охлаждение в регенератор *V* и *III*.

Удельная холодопроизводительность цикла *q* (в Дж/кг):

$$q = (i_1 - i_2) + (1 - ay)(i_3 - i_4).$$

Здесь *i*₁, *i*₂ — удельные энтальпии расширенного и сжатого воздуха при температуре входа в основной теплообменник, Дж/кг; *i*₃, *i*₄ — удельные энтальпии сжатого воздуха перед турбодетандером и после него, Дж/кг; *a* — коэффициент, учитывающий испарение при дросселировании жидкости от давления конденсации до атмосферного давления.

Ожижаемая доля газа:

$$y = \frac{(i_1 - i_2) + (1 - ay)(i_3 - i_4) - q_{\text{пот}}}{i_1 - i_0}.$$

Можно принять для воздуха, расширяющегося в турбодетандере:

$$i_3 - i_4 = 0,8 \Delta i_{из} = 0,8 (i_3 - i_7),$$

где $\Delta i_{из}$ — изменение удельной энтальпии воздуха при изоэнтропическом процессе, Дж/кг; *i*₇ — удельная энтальпия воздуха при давлении после детандера и при той же энтропии, что и *i*₃, Дж/кг.

Цикл Капицы отличается высокой производительностью (за счет применения турбодетандера вместо поршневых детандеров).

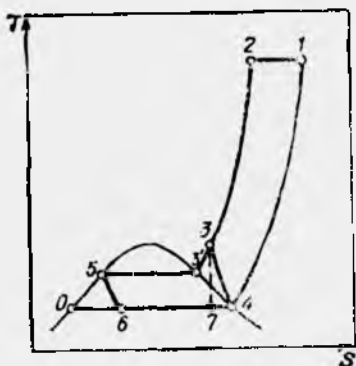
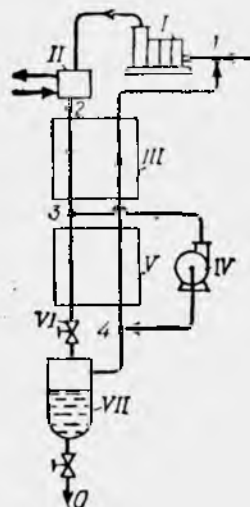


Рис. 8.22. Схема цикла низкого давления с турбодетандером:

I — турбокомпрессор; *II* — холодильник турбокомпрессора; *III*, *V* — регенераторы; *IV* — турбодетандер; *VI* — регулирующий клапан; *VII* — сборник жидкого продукта

Рис. 8.23. Диаграмма *T-S* цикла низкого давления с детандером

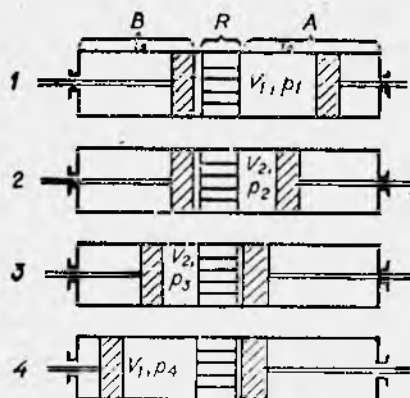


Рис. 8.24. Схема устройства и работы холодильной машины фирмы «Филипс»: А — компрессорная часть; В — детандерная часть; R — регенератор

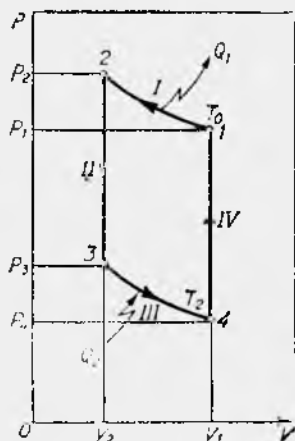


Рис. 8.25. Диаграмма p — V цикла Стирлинга

Цикл газовой регенеративной холодильной машины ХГМ (обратный цикл Стирлинга). Этот цикл положен в основу холодильной машины фирмы «Филипс» (Голландия).

Цилиндр машины (рис. 8.24) разделен на компрессорную А (так называемая теплая сторона) и детандерную В (так называемая холодная сторона) части, между которыми находится регенератор R, изготовленный из теплоемкой пористой массы. Газ, идущий из компрессора в детандер, охлаждается в регенераторе; при обратном ходе газ, идущий из детандера в компрессор, нагревается в регенераторе.

В цикле (рис. 8.25) осуществляются следующие процессы: I — изотермическое сжатие 1—2 (теплота Q_1 отводится охлаждающей водой); II — изохорное охлаждение 2—3 (при прохождении через регенератор); III — изотермическое расширение 3—4 с отдачей на сторону работы (теплота Q_2 подводится за счет охлаждения постороннего тела); IV — изохорное нагревание 4—1.

Получение холода осуществляется на стадии расширения газа в детандерной части цилиндра (рис. 8.24, 3), где теплота расширения отнимается холодильным агентом от охлаждаемой среды.

Холодопроизводительность Q_2 равна работе, отведенной в детандере:

$$Q_2 = L_d = RT_2 \ln (V_1/V_2).$$

Работа компрессора:

$$L_k = Q_1 = RT_0 \ln (V_1/V_2).$$

Холодильный коэффициент цикла:

$$\varepsilon = \frac{Q_2}{Q_1 - Q_2} = \frac{RT_2 \ln(V_1/V_2)}{R(T_0 - T_2) \ln(V_1/V_2)} = \frac{T_2}{T_0 - T_2}.$$

В качестве холодильного агента используется водород или гелий. Удельный расход энергии на сжижение воздуха с помощью машины фирмы «Филипс» составляет примерно 1,1 кВт·ч/кг при давлении сжатия 1,6—3,5 МПа.

Достоинством этих машин является простота конструкции и эксплуатации, малая чувствительность к загрязнениям и высокий к. п. д.

В СССР выпускается машина ЗИВ-1000, работающая по обратному циклу Стирлинга. В сочетании со специальной ректификационной колонной машина ЗИВ-1002 обеспечивает производительность 10 дм³/г жидкого азота.

Сравнение основных циклов глубокого охлаждения и особенности их аппаратного оформления. Сравнительной характеристикой циклов глубокого охлаждения является удельный расход энергии $N_{уд}$, т. е. расход энергии в кВт·ч на 1 кг жидкого воздуха:

Ниже приведены значения удельного расхода энергии в основных холодильных циклах при оптимальных режимах с учетом тепловых потерь:

Холодильные циклы	$N_{уд}$, кВт·ч/кг жидкого воздуха
Цикл с однократным дросселированием	4,50
Цикл с однократным дросселированием и предварительным аммиачным охлаждением	1,47
Цикл с дросселированием и циркуляцией газа под давлением с предварительным охлаждением	1,12
Цикл с расширением сжатого газа в детандере:	
среднего давления (цикл Клода)	1,12
высокого давления (цикл Гейландта)	1,10
низкого давления (цикл Капицы)	1,20
Цикл Стирлинга	1,10

Сравнение энергетических показателей цикла глубокого охлаждения можно осуществить только применительно к конкретному случаю сжижения того или иного газа.

Промышленные установки в зависимости от их назначения имеют самые разнообразные технологические схемы, которые отличаются способом очистки воздуха от CO₂, влаги и пыли, особенностями холодильного цикла, схемы ректификации и т. д.

Технологический процесс разделения воздушной смеси состоит из следующих основных стадий: очистки воздуха от пыли и механических примесей; сжатия воздуха в компрессоре; очистки воздуха от диоксида углерода; осушки сжатого воздуха; охлаждения и ректификации воздуха.

Очистка воздуха осуществляется в масляных воздушных фильтрах или специальных пылеулавливающих камерах, состоящих из кассет. Очистка от CO_2 осуществляется в скрубберах, декарбонизаторах или вымораживанием в регенераторах.

Воздух осушивают химическим способом, адсорбцией и вымораживанием влаги.

Охлаждение, сжижение и ректификация воздуха с целью разделения его на азот и кислород проводятся в специальной аппаратуре (в блоке глубокого охлаждения).

МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

ГЛАВА 9

ОСНОВЫ МАССОПЕРЕДАЧИ

9.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ О МАССООБМЕННЫХ ПРОЦЕССАХ

Промышленные процессы массопередачи

Процессы, сущность которых состоит в переходе вещества из одной фазы в другую, называются *массообменными* (диффузионными). В промышленности широко распространены следующие процессы массопередачи.

Абсорбция — избирательное поглощение газов (паров) из газовой смеси жидким поглотителем (абсорбентом).

Перегонка и ректификация — частичное или полное разделение гомогенных жидких смесей на компоненты в результате различия их летучести и противоточного взаимодействия жидкости и пара.

Адсорбция — избирательное поглощение газов, паров или растворяемых в жидкости веществ поверхностью пористого твердого поглотителя. Разновидностью адсорбции является **ионный обмен** — процесс разделения, основанный на способности некоторых твердых веществ (ионитов) обменивать свои подвижные ионы на ионы растворов электролитов.

Сушка — удаление влаги из твердых материалов ее испарением.

Экстракция (в системе жидкость — жидкость) — извлечение вещества, растворенного в жидкости, другой жидкостью (растворителем, или экстрагентом), практически не смешивающейся с первой.

Экстрагирование (в системе твердое тело — жидкость) — извлечение вещества из твердого пористого материала с помощью растворителя.

Кристаллизация — выделение твердой фазы в виде кристаллов из пересыщенных растворов или расплавов.

Растворение — переход твердой фазы в жидкую (растворитель).

Массопередачей называется перенос вещества (или нескольких веществ) из одной фазы в другую в направлении достижения равновесия.

Следует различать массообменные процессы, при которых не происходит химического взаимодействия, и процессы, осложненные химическими превращениями.

Способы выражения состава фаз

Для двухкомпонентных систем способы выражения состава фаз представлены в табл. 9.1.

Содержание компонента в газовой фазе может быть также выражено его парциальным давлением. По закону Дальтона

Таблица 9.1

Способы выражения состава фаз двухкомпонентных систем

Состав	Обозначение содержания компонента А	
	в жидкой фазе	в газовой (паровой) фазе
Мольная доля, кмоль А/кмоль (А + В)	x	y
Массовая доля, кг А/кг (А + В)	$\bar{x}$	$\bar{y}$
Относительная мольная доля, кмоль А/кмоль В	X	Y
Относительная массовая доля, кг А/кг В	$\bar{X}$	$\bar{Y}$
Молярная концентрация, кмоль А/м³ (А + В)	C_x	C_y
Массовая концентрация, кг А/м³ (А + В)	$\bar{C}_x$	$\bar{C}_y$

мольная (объемная) доля y любого компонента смеси идеальных газов равна:

$$y = p/P, \quad (9.1)$$

где p — парциальное давление компонента газовой смеси; $P = p_1 + p_2 + \dots + p_n$ — общее давление смеси газов, равное сумме парциальных давлений всех компонентов (1, 2, ..., n).

9.2. СТАТИКА МАССООБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ

Равновесие между фазами

Равновесие — термодинамическое состояние системы, при котором скорости прямого и обратного процессов равны, или такое термодинамическое состояние системы, которое при постоянных температуре и давлении не изменяется во времени.

В общем виде связь между составом фаз при равновесии может быть выражена зависимостью

$$y^* = f(x), \quad (9.2)$$

где y^* — равновесное содержание целевого компонента в газовой (паровой) фазе; x — содержание условного компонента в жидкой фазе.

Графическое изображение этой зависимости называется *линией равновесия*.

Отношение составов фаз при равновесии называется *коэффициентом распределения*:

$$m = y^*/x. \quad (9.3)$$

Коэффициент распределения — это тангенс угла наклона линии равновесия. Для криволинейной зависимости m является тангенсом угла наклона касательной к данной точке равновесной кривой.

Материальный баланс массообменных процессов. Рабочая линия

Рассмотрим схему массообменного противоточного аппарата, работающего в режиме полного (идеального) вытеснения при противоточном движении фаз (рис. 9.1).

Пусть в процессе массопередачи целевой компонент переходит из газовой фазы (G) в жидкую (L), причем фазы инертны по отношению друг к другу и к целевому компоненту. Следовательно, в процессе массообмена $G = \text{const}$ и $L = \text{const}$.

Уравнение *материального баланса* по целевому компоненту можно записать таким образом:

$$G y_{\text{в}} + L x_{\text{н}} = G y_{\text{к}} + L x_{\text{к}} \quad (9.4)$$

или

$$G (y_{\text{н}} - y_{\text{к}}) = L (x_{\text{к}} - x_{\text{н}}). \quad (9.5)$$

Для произвольного сечения аппарата, в котором текущие составы целевого компонента равны y и x , уравнение материального баланса для части аппарата будет иметь вид:

$$G y + L x = G y_{\text{к}} + L x_{\text{к}}. \quad (9.6)$$

Решая уравнение (9.6) относительно y , получаем зависимость, выражающую связь между рабочими составами распределяемого компонента в фазах, т. е. уравнение линии рабочих концентраций (*рабочая линия*):

$$y = \frac{L}{G} x + \left(y_{\text{к}} - \frac{L}{G} x_{\text{к}} \right). \quad (9.7)$$

Это уравнение прямой с тангенсом угла наклона L/G . Рабочая линия для всего аппарата ограничена точками с координатами $x_{\text{н}}$, $y_{\text{н}}$ и $y_{\text{к}}$, $x_{\text{к}}$, т. е.

$$\frac{L}{G} = \frac{y_{\text{н}} - y_{\text{к}}}{x_{\text{к}} - x_{\text{н}}}. \quad (9.8)$$

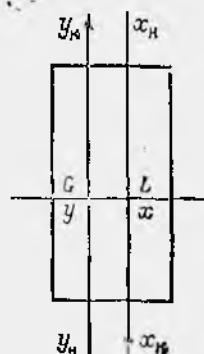


Рис. 9.1. К выводу уравнения материального баланса

Направление массопередачи и движущая сила массобменных процессов

Массообмен возможен только при наличии неравновесных фаз. Целевой компонент переходит всегда из фазы, где его содержание выше равновесного, в фазу, в которой содержание его ниже равновесного, и чем больше отклонение от состояния равновесия, тем интенсивнее идет процесс массопередачи.

Движущая сила любого массообменного процесса определяется степенью отклонения от равновесного состояния и может быть выражена как разность содержаний целевого компонента Δy или Δx . Направление переноса распределяемого вещества, т. е. направление массопередачи, удобно определять на диаграмме $y-x$ по расположению равновесной и рабочей линий.

Если рабочая линия расположена выше линии равновесия (рис. 9.2, а), то для любой точки (например, точки А) рабочей линии $y > y^*$ и $x < x^*$, где y^* и x^* — равновесные составы фаз. Следовательно, в этом случае целевой компонент будет переходить из газовой фазы в жидкую, и движущая сила процесса будет равна $\Delta y = y - y^*$ и $\Delta x = x^* - x$. Примером такого процесса является абсорбция.

Если рабочая линия расположена ниже линии равновесия (см. рис. 9.2, б), то для произвольно выбранной на рабочей линии точки А содержание $y < y^*$ и $x > x^*$, при этом целевой компонент будет переходить из жидкой фазы в газовую, и движущая сила этого процесса будет равна $\Delta y = y^* - y$ и $\Delta x = x - x^*$. Такой переход осуществляется, например, в процессе ректификации.

Скорость массопередачи

Перенос вещества внутри фазы может происходить путем молекулярной диффузии (обусловленной беспорядочным движением молекул), если среда неподвижна, либо путем конвекции

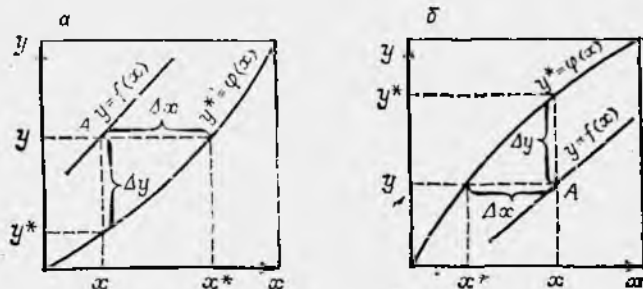


Рис. 9.2. Определение направления массопередачи по $y-x$ -диаграмме:

а — рабочая линия расположена выше линии равновесия; б — рабочая линия расположена ниже линии равновесия

и молекулярной диффузии одновременно, если перенос осуществляется в движущейся среде.

Молекулярная диффузия описывается *первым законом Фика*, согласно которому масса вещества M , продиффундировавшего за время τ через поверхность F (нормальную к направлению диффузии), пропорциональна изменению концентрации c этого вещества по толщине слоя δ :

$$M = DF \Delta c \tau / \delta. \quad (9.9)$$

Коэффициент пропорциональности D в выражении закона Фика называется *коэффициентом молекулярной диффузии*. Следует помнить, что молекулярная диффузия всегда протекает в направлении уменьшения концентрации распределяемого компонента. Единица измерения коэффициента диффузии:

$$[D] = \left[\frac{\text{кг} \cdot \text{м}}{\text{кг/м}^3 \cdot \text{м}^2 \cdot \text{с}} \right] = \left[\frac{\text{м}^2}{\text{с}} \right].$$

Коэффициент диффузии показывает, какое количество вещества диффундирует в единицу времени через единицу поверхности при изменении концентрации, равном единице, через единицу толщины слоя. Коэффициент молекулярной диффузии представляет собой физическую константу, характеризующую способность данного вещества проникать вследствие диффузии в неподвижную среду. Значения D являются функцией свойств распределяемого вещества и свойств среды, через которую оно диффундирует, а также температуры и давления.

Молекулярная диффузия является весьма медленным процессом, особенно в жидкостях и твердых телах. Собственно молекулярная диффузия наблюдается редко. Она обычно сопровождается конвективной диффузией, т. е. переносом массы в движущейся среде, в частности, турбулентной диффузией.

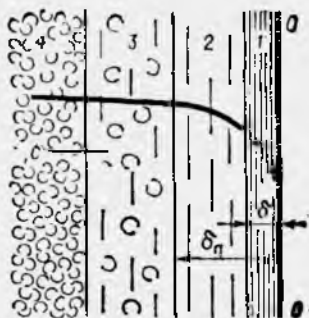
Конвективная диффузия — это диффузия в движущейся среде. Масса целевого компонента переходит из одной фазы в другую не только за счет молекулярного движения, но и в результате движения более крупных частиц одной фазы относительно другой. При конвективной диффузии перенос вещества осуществляется со скоростью, во много раз большей скорости переноса при молекулярной диффузии.

Конвективная диффузия определяет любой вид массового движения — массоотдачу. Массоотдача наблюдается при переносе вещества в газе или жидкости, при их турбулентном движении или перемешивании. При конвективной диффузии происходит перенос вещества не только в направлении потока, но и в его поперечном сечении.

Перенос вещества, например, из фазы G в фазу L за счет массоотдачи в каждой из фаз можно выразить с помощью представления о *пограничном слое* (рис. 9.3).

В каждой фазе выделяется ядро потока (т. е. основная масса потока) и пограничный слой у поверхности раздела фаз. В ядре потока происходит интенсивное перемешивание (за счет кон-

Рис. 9.3. Структура потока и профиль концентрации: 00 — граница раздела фаз; 1 — диффузионный подслой; 2 — вязкий подслой; 3 — турбулентный пограничный слой; 4 — ядро потока



вективной диффузии) и концентрация c целевого компонента близка к постоянной. Резкое изменение концентрации происходит в пределах пограничного слоя (за счет конвективной и молекулярной диффузии).

На рис. 9.3 (в соответствии с теорией диффузионного пограничного слоя) показано, как переносится целевой компонент (распределяемое вещество) в потоке. По мере приближения к пограничному диффузионному слою затухает турбулентный перенос и начинает преобладать молекулярная диффузия. Воспринимающая целевой компонент фаза считается (в данном случае) твердой или близкой к ней, т. е. способной гасить турбулентные пульсации потока.

Закон конвективной диффузии позволяет определить количество вещества, переносимого из одной фазы к границе другой, как

$$M = \beta \Delta c F \tau. \quad (9.10)$$

Здесь β — коэффициент массоотдачи; Δc — движущая сила (разность концентраций $c - c_{\text{н}}$); F — поверхность контакта фаз; τ — время.

Коэффициент молекулярной диффузии является переменной величиной $D = f(T, p)$. Численные значения D берут из справочной литературы [1—5] или рассчитывают по эмпирическим формулам. Например, для газа А в газе В (или газа В в газе А):

$$D_r = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} T^{3/2}}{p (v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}, \quad (9.11)$$

где D_r — коэффициент молекулярной диффузии, $\text{м}^2/\text{с}$; T — температура, К; p — давление (абсолютное), $\text{кг}/\text{см}^2$ или МПа; M_A и M_B — молярные массы газов А и В; v_A и v_B — молярные объемы газов А и В, определяемые как сумма атомных объемов элементов, входящих в состав газа [1—3].

Для жидкостей при 20°C :

$$D_{\text{ж}} = \frac{1 \cdot 10^{-6}}{AB \sqrt{\mu} (v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}. \quad (9.12)$$

Здесь $D_{\text{ж}}$ — коэффициент диффузии, $\text{м}^2/\text{с}$; μ — динамический коэффициент вязкости жидкости, МПа·с; v_A и v_B — молярные объемы растворенного вещества и растворителя; M_A и M_B — молярные массы растворенного вещества и растворителя; A и B — коэффициенты, зависящие от свойств растворенного вещества и растворителя [1—3].

При изменении температуры и давления коэффициенты диффузии газов связаны соотношением:

$$D_2 = D_1 \frac{p_1}{p_2} \left(\frac{T_2}{T_1} \right)^{3/2}. \quad (9.13)$$

Коэффициент диффузии газа в жидкости D_t (при температуре t) связан с коэффициентом диффузии D_{20} (при температуре 20°C) приближенной зависимостью:

$$D_t = D_{20} [1 + b(t - 20)], \quad (9.14)$$

где $b = 0,2 \sqrt{\mu} / \sqrt{\rho}$ — температурный коэффициент; μ — динамический коэффициент вязкости жидкости при 20°C , $\text{мПа}\cdot\text{с}$; ρ — плотность жидкости при 20°C , кг/м^3 .

Как молекулярная, так и конвективная диффузия вещества в среде или в потоке протекает под воздействием разности концентраций и потому часто называется *концентрационной диффузией*. Однако диффузия может происходить и вследствие разности температур. Перенос вещества под воздействием перепада температур носит название *термодиффузии* (например, при протекании нагретой смеси газов у холодной стенки более легкие молекулы перемещаются к стенке, а тяжелые — в направлении источника теплоты).

Дифференциальное уравнение переноса массы в потоке

Выделим в потоке движущейся фазы неподвижный элементарный параллелепипед с ребрами dx , dy , dz , параллельными осям координат (рис. 9.4).

Распределяемое вещество проходит сквозь грани параллелепипеда как путем конвективного переноса, так и путем молекулярной диффузии.

Обозначим концентрацию распределяемого вещества в плоскости левой грани параллелепипеда через c , а на противоположной — через

$$c + \frac{\partial c}{\partial x} dx.$$

Рассмотрим количество вещества, прошедшее через выделенный объем в направлении оси x за время $d\tau$ (см. табл. 9.2). Суммарно изменение массы

$$dM_x = \left(D \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} - w_x \frac{\partial c}{\partial x} \right) V d\tau.$$

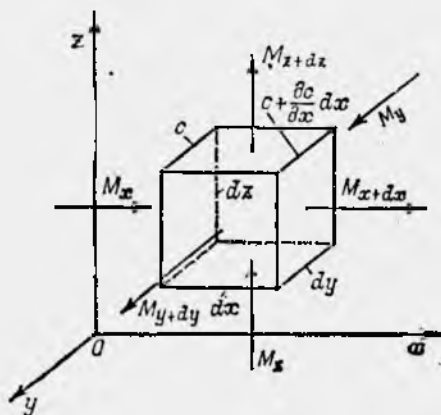


Рис. 9.4. К выводу дифференциального уравнения переноса массы в потоке

К выводу дифференциального уравнения переноса массы в потоке

Способ переноса массы	M_x	M_{x+dx}	$M_{dx} = M_x - M_{x+dx}$
Молекулярная диффузия	$-D \frac{\partial c}{\partial x} dx dy dz d\tau$	$-D \left(c + \frac{\partial c}{\partial x} dx \right) \times$ $\times dy dz d\tau$	$D \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} dx dy dz d\tau$
Конвекция	$w_x dx dy dz c d\tau$	$w_x dy dz \left(c + \frac{\partial c}{\partial x} dx \right) d\tau$	$-w_x \frac{\partial c}{\partial x} dx dy dz d\tau$

Аналогично можно записать балансовые уравнения для осей y и z . Тогда изменение массы целевого компонента в выделенном элементарном объеме dV за время $d\tau$ будет равно:

$$dM = dM_x + dM_y + dM_z = - \left[D \left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right) - \left(w_x \frac{\partial c}{\partial x} + w_y \frac{\partial c}{\partial y} + w_z \frac{\partial c}{\partial z} \right) \right] V d\tau.$$

Рассматриваемый элементарный объем неподвижен, поэтому изменение содержания целевого компонента в нем можно определить по частной производной концентрации по времени:

$$dM = V \frac{\partial c}{\partial \tau} d\tau.$$

При условии, что $D \neq f(c)$, приравниваем последние два выражения. Тогда

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} = D \left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right) - \left(w_x \frac{\partial c}{\partial x} + w_y \frac{\partial c}{\partial y} + w_z \frac{\partial c}{\partial z} \right),$$

т.е. изменение содержания целевого компонента во времени определится переносом массы за счет молекулярной диффузии и за счет конвекции. Это уравнение можно записать иначе:

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} + w_x \frac{\partial c}{\partial x} + w_y \frac{\partial c}{\partial y} + w_z \frac{\partial c}{\partial z} = D \nabla^2 c.$$

Левая часть уравнения — полный дифференциал концентрации по времени, или субстанциональная производная. Тогда дифференциальное уравнение конвективного массообмена (второй закон Фика) будет иметь вид:

$$dc/d\tau = D \nabla^2 c. \quad (9.15)$$

При использовании ряда упрощающих допущений получены частные решения этого уравнения, описывающие некоторые случаи массопередачи.

Уравнения массоотдачи и массопередачи

Процесс перехода вещества из одной фазы в другую происходит путем молекулярной и турбулентной диффузии. Рассмотрим процесс перехода целевого компонента из газовой фазы G в жидкую фазу L (рис. 9.5, на котором изображен элементарный участок поверхности раздела фаз). Схематически можно представить себе три последовательные стадии процесса: диффузия переходящего вещества в потоке фазы G к поверхности раздела фаз, проникновение через эту поверхность и дальнейшая диффузия в поток фазы L . Точное математическое описание этого сложного процесса встречается пока затруднения, поэтому предложены его приближенные описания на основе упрощенных моделей. Наиболее ранней и наглядной является двух-пленочная модель Льюиса и Уитмена, согласно которой по обе стороны межфазной поверхности находятся пограничные пленки контактирующих фаз, создающие основное сопротивление переходу вещества из одной фазы в другую (рис. 9.5). При этом на межфазной поверхности достигается равновесие обеих фаз, а количество переходящего (диффундирующего) вещества M в пределах каждой фазы в единицу времени можно выразить уравнениями

$$M = \frac{D_1}{\delta_1} (y - y_{гр}) F = \frac{D_2}{\delta_2} (x_{гр} - x) F, \quad (9.16)$$

где D_1 и D_2 — коэффициенты молекулярной диффузии переходящего вещества в контактирующих фазах; δ_1 и δ_2 — толщины пограничных слоев (пленок); y и x — концентрации переходящего вещества в основной массе каждой фазы; $y_{гр}$ и $x_{гр}$ — концентрации переходящего вещества на поверхности раздела фаз (межфазной поверхности); F — площадь межфазной поверхности.

Недостатком пленочной теории является игнорирование гидродинамической обстановки вблизи межфазной поверхности, вклад молекулярной и турбулентной диффузии, роли физических и геометрических параметров системы. На практике не оправдывается линейная зависимость $M \sim D$, непосредственное измерение δ невозможно, не поддаются пока измерению также концентрации $y_{гр}$ и $x_{гр}$.

Для нахождения скорости перехода вещества из одной фазы к межфазной поверхности и от последней во вторую фазу по аналогии с конвектив-

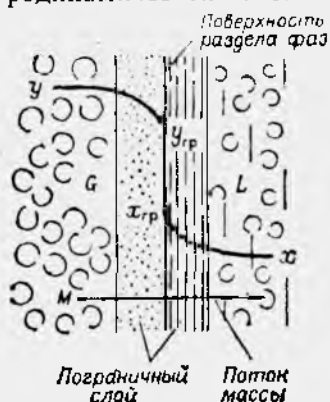


Рис. 9.5. Схема процесса массопередачи

ным теплообменом используют уравнения массоотдачи:

$$M = \beta_y (y - y_{гр}) F = \beta_x (x_{гр} - x) F. \quad (9.17)$$

Здесь $(y - y_{гр})$ и $(x_{гр} - x)$ — движущие силы процесса массоотдачи соответственно в фазах G и L . Коэффициенты пропорциональности β_y и β_x в данных уравнениях называются *коэффициентами массоотдачи*.

Коэффициенты массоотдачи β_y (в фазе G) и β_x (в фазе L) показывают, какое количество вещества переходит из основной массы фазы к поверхности раздела (или в обратном направлении) через единицу площади поверхности в единицу времени при движущей силе, равной единице.

Коэффициент массоотдачи может быть выражен различным образом в зависимости от выбора единиц измерения количества целевого компонента и движущей силы. Если принять, что количество целевого компонента измеряется в килограммах, то коэффициент массоотдачи выразится следующим образом:

$$[\beta] = \left[\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с (ед. движ. силы)}} \right].$$

При этом единица измерения β в каждом конкретном случае будет связана с единицами, принятыми для определения движущей силы.

Отмеченные недостатки двухпленочной модели массообмена, постулирующей стационарный режим массообмена, обусловили появление других моделей (Р. Хигби, В. И. Стабникова, Р. Данквертса, М. Х. Кишиневского, В. В. Кафарова), постулирующих нестационарный режим процесса. Так, пенетрационная модель Хигби (модель обновления поверхности контакта фаз) предполагает, что переход вещества совершается в результате сменяющих друг друга элементов данной фазы (жидкости, газа, пара) на межфазной поверхности, куда они доставляются из основной массы молекулярной диффузией. Вследствие быстрой смены этих элементов происходит пульсирующее обновление межфазной поверхности, причем из-за кратковременности контакта с ней каждого элемента массообмен протекает в условиях нестационарного режима, т. е. количество переходящего вещества изменяется во времени.

В модели Кафарова в основу положено предположение о паличии при массообмене развитой межфазной турбулентности, приводящей к изменению вязкости, плотности и поверхностного натяжения.

Отсутствие достоверного математического описания механизма процесса массообмена заставляет использовать для инженерных расчетов уравнения массоотдачи и отыскивать закономерности изменения коэффициентов массоотдачи экспериментальным путем.

Для массообменных процессов имеем:

$$y - y_{\text{гр}} = \frac{1}{\beta_y} \frac{M}{F}; \quad (9.18) \quad x_{\text{гр}} - x = \frac{1}{\beta_x} \frac{M}{F}. \quad (9.19)$$

Уравнение линии равновесия: $y^* = mx$. Примем, что содержания целевого компонента непосредственно у границы раздела фаз равновесны, следовательно, $y_{\text{гр}} = mx_{\text{гр}}$. Из этих равновесных зависимостей определим содержания целевого компонента в фазе L :

$$x = y^*/m; \quad x_{\text{гр}} = y_{\text{гр}}/m.$$

Подставляя значения $x_{\text{гр}}$ и x в уравнение (9.19), получаем:

$$y_{\text{гр}} - y^* = \frac{m}{\beta_x} \frac{M}{F}. \quad (9.20)$$

Складывая почленно правые и левые части уравнений (9.19) и (9.20), находим:

$$y - y^* = \left(\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x} \right) \frac{M}{F}$$

или

$$M = K_y \Delta y F, \quad (9.21)$$

где $K_y = 1 / \left(\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x} \right)$.

Если в уравнение (9.18) подставить значения y и $y_{\text{гр}}$ из равновесных зависимостей, то получим:

$$M = K_x \Delta x F, \quad (9.22)$$

где $K_x = 1 / \left(\frac{1}{\beta_x} + \frac{1}{m\beta_y} \right)$.

Уравнения (9.21) и (9.22) называются *уравнениями массопередачи*. Они описывают переход массы из одной фазы в другую. Величины, обратные коэффициентам массоотдачи, выражают диффузионные сопротивления на границе раздела фаз. Следовательно, зависимости для K_y и K_x (коэффициентов массопередачи) выражают аддитивность фазовых сопротивлений.

Если целевой компонент хорошо растворим в жидкости (основное сопротивление сосредоточено в газовой фазе), т. е. при $m/\beta_x \ll 1/\beta_y$, то $K_y \approx \beta_y$; если основное сопротивление сосредоточено в жидкой фазе (целевой компонент плохо растворим в жидкости), т. е. при $1/(m\beta_y) \ll 1/\beta_x$, то $K_x \approx \beta_x$.

Коэффициент массопередачи (K_y или K_x) показывает, какое количество вещества переходит из одной фазы в другую за единицу времени через единицу площади поверхности контакта фаз при движущей силе массопередачи, равной единице.

Единицы измерения коэффициентов массопередачи такие же, как и для коэффициентов массоотдачи.

Для расчета коэффициентов массоотдачи используют эмпирические уравнения, полученные на основе теории подобия.

Подобие диффузионных процессов. Критерии подобия

Общие условия подобия массообменного процесса включают: 1) геометрическое подобие — геометрические симплексы $\Gamma_1, \Gamma_2, \dots$; 2) гидродинамическое подобие — критерии Рейнольдса Re и Фруда Fr ; 3) массообменное подобие в ядре потока и массообменное подобие на границе раздела фаз.

Для вывода обобщенной переменной, характеризующей перенос вещества в основной массе (ядре) фазы, исходят из дифференциального уравнения конвективной диффузии (9.15).

Запишем это уравнение для случая одномерного потока для двух сопоставляемых систем: 1) для первой системы

$$\frac{\partial c_1}{\partial \tau_1} + \omega_1 \frac{\partial c_1}{\partial x_1} = D_1 \frac{\partial^2 c_1}{\partial x_1^2};$$

2) для второй системы

$$\frac{\partial c_2}{\partial \tau_2} + \omega_2 \frac{\partial c_2}{\partial x_2} = D_2 \frac{\partial^2 c_2}{\partial x_2^2}.$$

Если эти системы подобны, то отношения сходственных величин должны быть постоянны: $c_c = \partial c_1 / \partial c_2$; $c_\tau = \partial \tau_1 / \partial \tau_2$; $c_\omega = \omega_1 / \omega_2$ и т. д. Выразим характеристики первой системы через характеристики второй системы и константы подобия: $\partial c_1 = c_c \partial c_2$; $\partial \tau_1 = c_\tau \partial \tau_2$; $\omega_1 = c_\omega \omega_2$ и т. д. Перепишем уравнение, описывающее первую систему, введя в него полученные соотношения:

$$\frac{c_c}{c_\tau} \frac{\partial c_2}{\partial \tau_2} + \frac{c_\omega c_c}{c_l} \omega_2 \frac{\partial c_2}{\partial x_2} = \frac{c_D c_c}{c_l^2} D_2 \frac{\partial^2 c_2}{\partial x_2^2}$$

или

$$\frac{c_l^2}{c_\tau c_D} \frac{\partial c_2}{\partial \tau_2} + \frac{c_\omega c_l}{c_D} \omega_2 \frac{\partial c_2}{\partial x_2} = D_2 \frac{\partial^2 c_2}{\partial x_2^2}.$$

Это уравнение будет тождественно уравнению для второй системы, если коэффициенты, составленные из констант подобия (индикаторы подобия), в нем будут равны единице, т. е.

$$c_l^2 / (c_\tau c_D) = 1; \quad c_\omega c_l / c_D = 1.$$

Заменив константы подобия их выражениями, получим *диффузионный критерий Фурье*

$$Fo' = \tau D / l^2$$

и *диффузионный критерий Пекле*

$$Pe' = \omega l / D.$$

Диффузионный критерий Фурье характеризует нестационарность процесса массоотдачи. Критерий Pe' выражает меру отношения массы вещества, перешедшей путем конвекции, к массе, перешедшей путем молекулярной диффузии.

Во многих случаях вместо критерия Pe' используют отношение критериев Pe' и Re , которое представляет собой *диффузионный критерий Прандтля*:

$$Pr' = \frac{Pe'}{Re} = \frac{wl/D}{wl/\nu} = \frac{\nu}{D}.$$

Критерий Pr' следует рассматривать как меру подобия профилей скорости и концентрации в процессах массоотдачи, так как $w = f(\nu)$, а $c = f(D)$. Здесь ν — кинематическая вязкость.

Подобие граничных условий можно установить, допуская наличие пограничного слоя, в котором перенос осуществляется только молекулярной диффузией. Количество вещества, переходящего из ядра к границе фазы, в соответствии с уравнением массоотдачи составляет: $M = \beta_y(y - y_{гр})F$. То же количество вещества переносится молекулярной диффузией, и согласно уравнению Фика $M = -DF dy/dn$. Приравняв оба выражения для M и обозначив $y - y_{гр}$ через Δy , запишем граничное условие:

$$\beta_y \Delta y = -D \frac{dy}{dn}.$$

Записав два уравнения для двух подобных явлений и проведя преобразования, аналогичные рассмотренным выше, приходим к индикатору подобия $c_{\beta c_i}/c_D = 1$, из которого получим критерий подобия

$$Nu' = \beta l/D,$$

называемый *диффузионным критерием Нуссельта*.

Критерий Нуссельта является безразмерным выражением коэффициентов массоотдачи, который при расчетах обычно представляет собой определяемую величину.

Общая критериальная зависимость для конвективной массоотдачи может быть выражена как

$$Nu' = f(Pr', Re, Gr, \Gamma_1, \Gamma_2, \dots). \quad (9.23)$$

В расчетном виде уравнения обычно имеют форму степенного многочлена. Так, например, для установившегося процесса массоотдачи при отсутствии влияния силы тяжести уравнение будет иметь вид:

$$Nu' = c Re^a (Pr')^b. \quad (9.24)$$

По найденным значениям Nu'_y и Nu'_x определяют β_y и β_x , а отсюда и коэффициенты массопередачи K_y и K_x . Поверхность массопередачи рассчитывают из уравнения

$$M = K_y \Delta y_{cp} F \quad \text{или} \quad M = K_x \Delta x_{cp} F. \quad (9.25)$$

Средняя движущая сила массопередачи

Пусть процесс массопередачи протекает в противоточном колонном аппарате (см. рис. 9.1) при следующих условиях: 1) линия равновесия — кривая $y^* = f(x)$; 2) обе фазы инертны по от-

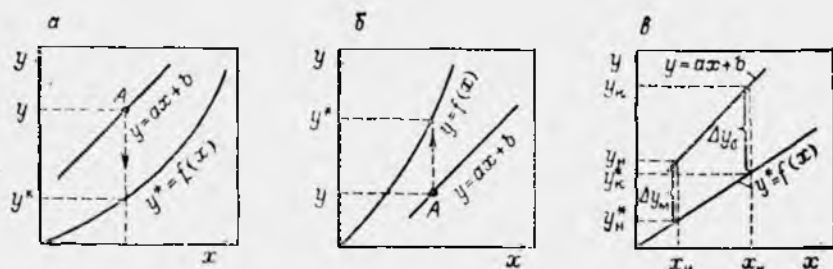


Рис. 9.6. Варианты (а—в) определения движущей силы

ношению друг к другу и расходы их постоянны ($G = \text{const}$ и $L = \text{const}$), т. е. рабочая линия является прямой; 3) коэффициенты массопередачи не изменяются по высоте аппарата ($K_x = \text{const}$, $K_y = \text{const}$).

Движущая сила при массообмене определяется разностью рабочих и равновесной концентраций (в зависимости от того, какая из них больше) и всегда положительна (рис. 9.6, а и б). Движущая сила выражается или разностью концентраций Δy целевого компонента в фазе G , или разностью концентраций Δx в фазе L .

Единицы движущей силы: в системе жидкость — жидкость — кг/м³ или мольные доли, в системе жидкость — газ — мольные доли или Па, если движущая сила выражена разностью парциальных давлений ($\Delta p = p - p^*$).

Движущая сила меняется по высоте аппарата (с изменением рабочих концентраций), поэтому для всего массообменного процесса (в данных пределах изменения концентраций) определяют среднюю движущую силу (рис. 9.6, в), которая и входит в общее уравнение массопередачи ($M = K_y \Delta y_{\text{ср}} F$ или $M \approx K_x \Delta x_{\text{ср}} F$):

$$\Delta y_{\text{ср}} = \frac{(y_n - y_n^*) - (y_\kappa - y_\kappa^*)}{\ln \frac{y_n - y_n^*}{y_\kappa - y_\kappa^*}} = \frac{\Delta y_6 - \Delta y_m}{\ln \frac{\Delta y_6}{\Delta y_m}} \quad (9.26)$$

Аналогично для другой фазы:

$$\Delta x_{\text{ср}} = \frac{(x_\kappa^* - x_\kappa) - (x_n^* - x_n)}{\ln \frac{x_\kappa^* - x_\kappa}{x_n^* - x_n}} = \frac{\Delta x_6 - \Delta x_m}{\ln \frac{\Delta x_6}{\Delta x_m}} \quad (9.27)$$

Если $\Delta y_6 / \Delta y_m \leq 2$ ($\Delta x_6 / \Delta x_m \leq 2$), средняя движущая сила может быть рассчитана как средняя арифметическая.

Уравнения для средней движущей силы процесса массопередачи были получены применительно к идеальному противотоку контактирующих фаз, предполагающему движение каждой из

этих фаз в режиме идеального вытеснения. Тогда массообменный аппарат работает с наибольшим градиентом концентраций по высоте аппарата и, следовательно, с максимальной движущей силой. Движение встречных потоков в реальных аппаратах происходит, однако, с большим или меньшим отклонением от режима идеального вытеснения. Это отклонение вызвано разными причинами: перемешиванием каждой фазы вдоль оси потока вследствие турбулентной диффузии, захватом частиц одной фазы встречным потоком другой фазы, неравномерным профилем скоростей в сечении каждого потока, наличием застойных зон и др. Результатом указанных отклонений является падение концентрации обеих фаз по высоте аппарата и, следовательно, уменьшение средней движущей силы процесса массообмена. Количественно влияние отклонения контактирующих потоков от идеального противотока на величину средней движущей силы процесса массообмена оценивается с помощью эмпирических зависимостей, устанавливаемых для каждого массообменного аппарата в зависимости от его конструкции, агрегатного состояния встречных потоков и режима их движения.

Способы определения общего числа единиц переноса

Для определения площади поверхности контакта фаз (в условиях, когда равновесная зависимость $y^* = f(x)$ криволинейна) удобно пользоваться понятием о *числе единиц переноса* в массообменном процессе.

Общее число единиц переноса обозначается n_{oy} либо n_{ox} и определяется как отношение разности начальной и конечной рабочих концентраций к средней движущей силе:

$$n_{oy} = (y_n - y_k) / \Delta y_{ср}; \quad n_{ox} = (x_n - x_k) / \Delta x_{ср}. \quad (9.28)$$

Таким образом, число единиц переноса определяет изменение рабочего состава фазы, приходящееся на единицу средней движущей силы.

Аналитический способ расчета. Общее число единиц переноса можно выразить в зависимости от числа единиц переноса в фазах, между которыми происходит массопередача. Из уравнений массопередачи (9.25) и (9.28) можно показать, что

$$n_{oy} = K_y F / G = (y_n - y_k) / \Delta y_{ср}.$$

Аналогично для массоотдачи в газовой фазе число единиц переноса $n_y = \beta_y F / G$ и в жидкой фазе $n_x = \beta_x F / L$. Иначе можно записать:

$$\frac{1}{K_y} = \frac{F}{G} \frac{1}{n_{oy}}; \quad \frac{1}{\beta_y} = \frac{F}{G} \frac{1}{n_y}; \quad \frac{1}{\beta_x} = \frac{F}{L} \frac{1}{n_x}. \quad (9.29)$$

По аддитивности фазовых сопротивлений имеем:

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}. \quad (9.30)$$

Следовательно,

$$\frac{1}{n_{oy}} = \frac{1}{n_y} + \frac{L}{G} \frac{m}{n_x} \quad (9.31)$$

Для некоторых процессов в литературе имеются эмпирические расчетные зависимости для определения n_y и n_x .

Графическое определение. Общее число единиц переноса можно определить также графическим методом (рис. 9.7). Для этого на диаграмме $y-x$ строят рабочую линию и линию равновесия. Проводят линию MN , делящую пополам отрезки ординат, заключенные между рабочей и равновесной линиями. Эти отрезки ординат равны $(y - y^*)$ и выражают движущую силу процесса. Затем через точку A на рабочей линии, определяющую состав фазы G на выходе из аппарата, проводят горизонталь, пересекающуюся с линией MN в точке B , и продолжают ее до точки C , причем отрезок AB должен быть равен отрезку BC . Из точки C проводят вертикаль CD до пересечения с рабочей линией.

Из подобия треугольников ACD и ABF следует $CD/BF = AC/AB$, но по построению $AC = 2AB$ и $FB = FE/2$. Таким образом,

$$CD = BF \frac{AC}{AB} = \frac{FE}{2} \frac{2AB}{AB} = FE.$$

Ступенька ACD соответствует некоторому участку аппарата, в котором изменение рабочих концентраций в газовой фазе равно CD , а в жидкой фазе соответствует AC . Отрезок FE выражает среднюю движущую силу на этом участке. Так как изменение рабочей концентрации CD по построению равно средней движущей силе FE , то ступенька ACD соответствует одной единице переноса.

Продолжая вписывать указанным выше способом ступеньки до пересечения с ординатой, отвечающей x_k , найдем графически общее число единиц переноса.

Рассмотренный метод применим в тех случаях, когда равновесная линия имеет малую кривизну. В противном случае отрезок FE не будет соответствовать средней движущей силе на данном участке.

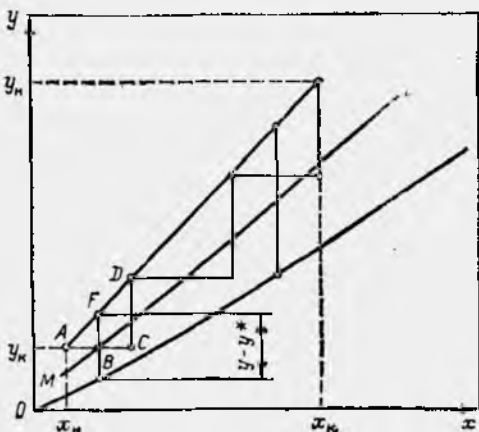


Рис. 9.7. Графическое определение общего числа единиц переноса

9.5. ОСНОВЫ РАСЧЕТА МАССООБМЕННЫХ АППАРАТОВ

Расчету подлежат высота H и диаметр $D_{\text{ап}}$ аппарата. Существуют два основных принципиально различных типа массообменных аппаратов: 1) аппараты с непрерывным контактом фаз — насадочные колонны, пленочные аппараты; 2) аппараты со ступенчатым контактом фаз — тарельчатые колонны, смесительно-отстойные аппараты.

Расчет непрерывно-противоточных аппаратов

Поверхность массопередачи при расчете некоторых непрерывно-противоточных аппаратов, например насадочной колонны (рис. 9.8), геометрически определима. Поверхность контакта фаз можно считать равной поверхности насадки:

$$F = HS\sigma\psi, \quad (9.32)$$

где H — высота насадки, м; S — площадь поперечного сечения колонны, м²; σ — удельная поверхность сухой насадки, м²/м³; ψ — коэффициент смоченности насадки.

По определению $K_y F / G = n_{oy}$, отсюда поверхность контакта фаз $F = (G / K_y) n_{oy}$. Приравниваем $HS\sigma\psi = (G / K_y) n_{oy}$, откуда

$$H = \frac{G}{K_y S \sigma \psi} n_{oy}. \quad (9.33)$$

Здесь $G / (K_y S \sigma \psi) = h_{oy}$ — высота рабочей части аппарата, эквивалентная одной единице переноса (ВЕР), м.

Общая высота рабочей части аппарата:

$$H = h_{oy} n_{oy}. \quad (9.34)$$

Высота единицы переноса h_{oy} определяется значением коэффициента массопередачи, т. е. отображает кинетику процесса. Очевидно, величина h_{oy} , а следовательно, и высота всего аппарата будет тем меньше, чем интенсивнее массопередача в этом аппарате.

Расчет ступенчато-противоточных аппаратов

На рис. 9.9 изображена схема тарельчатого колонного аппарата. В целом по всей колонне осуществляется противоток фаз, но на каждой тарелке

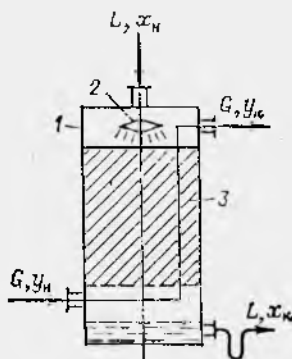


Рис. 9.8. Насадочная колонна:
1 — корпус; 2 — разбрызгиватель; 3 — насадка

Рис. 9.9. Тарельчатая колонна:
1—корпус; 2—тарелка; 3—переток

наблюдаются перекрестный ток и барботаж (газ в виде пузырьков проходит через слой жидкости на тарелке).

Поверхность контакта в этих аппаратах геометрически неопределима — это суммарная поверхность пузырьков, струй, капель на тарелке.

Рассмотрим идеализированную тарелку (рис. 9.10), состав жидкости на которой во всех точках одинаков. Такой тарелке соответствует ступень A_1BA_2 . Точка A_1 характеризует состав газовой фазы, поступающей на тарелку (y_1), и жидкости на тарелке (x_1); точка A_2 характеризует состав газовой фазы, покидающей тарелку (y_2), и состав жидкости, поступающей на тарелку (x_2). Составы газовой фазы по поперечному сечению аппарата постоянны. Так как $x_1 = \text{const}$, то и $y_1 = \text{const}$.

Выделим на тарелке элемент барботажного слоя dF . Для него количество вещества, переходящего из одной фазы в другую, определяется равенством $dM = -G dy$. Это же количество вещества может быть выражено из уравнения массопередачи $dM = K_y(y - y^*)dF$. Приравняв эти два выражения, имеем: $-G dy = K_y(y - y^*)dF$.

Разделим переменные y и F и, интегрируя это уравнение в пределах изменения составов на тарелке от y_1 до y_2 и поверхности контакта фаз на тарелке от 0 до F

$$\int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{y - y^*} = -\frac{K_y}{G} \int_0^F dF.$$

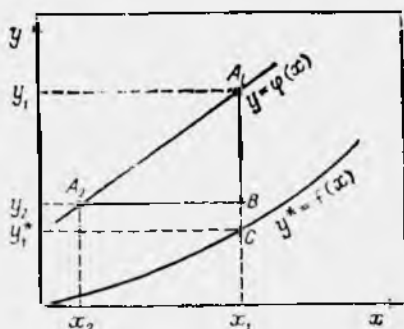
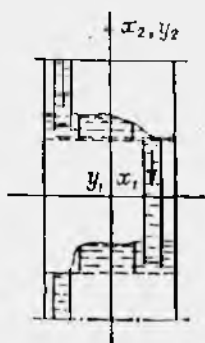


Рис. 9.10. Схема массообмена на тарелке

Рис. 9.11. Определение числа тарелок методом кинетической кривой

получим:

$$\ln \frac{y_2 - y^*}{y_1 - y^*} = -\frac{K_y F}{G} = -n_{0y}.$$

Из рассмотрения процесса массопередачи на одной ступени определим ее эффективность, представив выражение для общего числа единиц переноса следующим образом:

$$\begin{aligned} -n_{0y} &= \ln \frac{y_2 - y^*}{y_1 - y^*} = \ln \frac{y_2 - y^* + y_1 - y_1}{y_1 - y^*} = \\ &= \ln \left(\frac{y_1 - y^*}{y_1 - y^*} - \frac{y_1 - y_2}{y_1 - y^*} \right) = \ln (1 - \eta), \end{aligned} \quad (9.35)$$

где $\eta = \frac{y_1 - y_2}{y_1 - y^*}$ — коэффициент извлечения (обогащения), представляющий собой отношение количества поглощенного на тарелке целевого компонента к количеству, поглощенному при достижении равновесия между газом и находящейся на тарелке жидкостью.

Тогда $1 - \eta = e^{-n_{0y}}$, откуда

$$\eta = 1 - e^{-n_{0y}}. \quad (9.36)$$

На рис. 9.10 разность $(y_1 - y_2)$ представляет отрезок A_1B , а $(y_1 - y^*)$ — отрезок A_1C , следовательно, $\eta = A_1B/A_1C$.

Рассчитав ряд значений η для x в пределах от x_n до x_k и определив таким образом соответствующий им ряд значений y , отвечающих точкам B , строят так называемую кинетическую кривую EBD (рис. 9.11). Вписывая ступеньки между рабочей линией и кинетической кривой, определяют действительное число тарелок.

Метод теоретических ступеней изменения концентрации (теоретических тарелок)

На рис. 9.12 показано построение теоретических ступеней изменения концентрации. Из точки M (с координатами y_n, x_n) проводится сначала вертикальный отрезок MC до пересечения с линией равновесия, а затем горизонтальный отрезок CA до пересечения с рабочей линией. Ступенька ACM изображает изменение составов обеих фаз на теоретической тарелке. Для нее составы удаляющегося со ступени газа y_2 и стекающей с нее жидкости x_k равновесны друг другу (точка C), или содержания целевого компонента в уходящем со ступени газе y_2 равно равно-

Рис. 9.12. Определение числа теоретических ступеней изменения концентрации

весному содержанию целевого компонента на входе на тарелку y_1 , т. е. $y_2 = y_1$.

Таким образом, ступень изменения концентрации можно определять либо как элемент аппарата, в котором на выходе из этого элемента достигается содержание целевого компонента, равное равновесному на входе, или как движущую силу процесса, которая обеспечивает содержание целевого компонента на выходе из элемента, равное равновесному на входе.

Строя последовательно подобные ступеньки до пересечения с ординатой, отвечающей составу газа, удаляющегося с верхней (последней) теоретической ступени, находят число теоретических ступеней n_c .

Для перехода от числа теоретических ступеней к числу действительных тарелок используют соотношение

$$n_T = n_c / \eta, \quad (9.37)$$

где η — средний по всей высоте колонны коэффициент полезного действия, учитывающий реальную кинетику массообмена на тарелках, на которых обычно равновесие не достигается.

Величина η зависит от ряда факторов, в том числе от скоростей фаз, их перемешивания, взаимного направления движения, физических свойств фаз и т. п. Значения к. п. д. находятся опытным путем и колеблются в широких пределах (обычно 0,3—0,8).

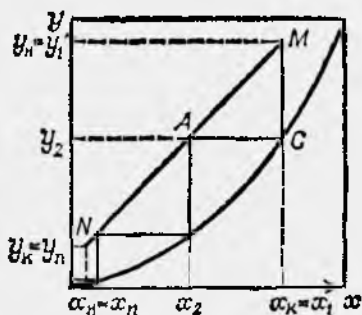
Рабочую высоту тарельчатых аппаратов H (расстояние между крайними тарелками) определяют как $H = h(n_T - 1)$, где h — расстояние между тарелками.

Диаметр аппарата рассчитывают по уравнению расхода для газовой (паровой) фазы $V = \omega S$, где V — объемный расход газа (пара), ω — фиктивная скорость, т. е. скорость, отнесенная к полному сечению аппарата, S — площадь поперечного сечения аппарата.

Диаметр аппарата:

$$D_a = \sqrt{\frac{4V}{\pi\omega}}. \quad (9.38)$$

Величина V обычно бывает задана или легко определяется из балансовых уравнений. Необходимо выбрать фиктивную скорость ω . Наиболее правильным является определение оптимальной скорости газа (пара) на основе технико-экономического расчета. В инженерных расчетах часто при выборе скорости исходят из ее максимального (предельного) значения, которое в противоточных аппаратах определяется наступлением «захлебывания»



или зависания жидкости в аппарате. Предельная скорость рассчитывается по эмпирическим уравнениям, имеющимся в справочной литературе, а фиктивную скорость принимают на 10—20 % меньше [9].

ГЛАВА 10

АБСОРБЦИЯ

10.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ. ФИЗИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ПРОЦЕССА

Абсорбцией называют процесс избирательного поглощения компонентов из газовых или парогазовых смесей жидкими поглотителями (*абсорбентами*).

При *физической абсорбции* поглощаемый компонент не взаимодействует химически с абсорбентом. Процесс в большинстве случаев обратим. На этом свойстве основано выделение поглощенного компонента из раствора — *десорбция*. Если поглощаемый компонент образует с абсорбентом химическое соединение, то процесс называют *хемосорбцией*.

В промышленности процесс абсорбции обычно сочетают с десорбцией, что позволяет многократно использовать абсорбент.

Экспериментально установлено, что процесс абсорбции всегда сопровождается выделением теплоты.

Примерами использования процессов абсорбции в промышленности могут служить разделение углеводородных газов на нефтеперерабатывающих установках, получение соляной и серной кислот, аммиачной воды, очистка газовых выбросов от вредных примесей, выделение ценных компонентов из газов крекинга или пиролиза метана, из газов коксовых печей и т. д.

Жидкие поглотители (абсорбенты) выбирают по растворимости в них поглощаемых компонентов.

Растворимость газов в жидких поглотителях зависит: 1) от физических и химических свойств газовой и жидкой фаз; 2) от температуры; 3) от давления газа в смеси.

10.2. СТАТИКА ПРОЦЕССА АБСОРБЦИИ

Равновесие между фазами определяется *правилом фаз Гиббса*: число параметров (или степеней свободы) S процесса равно числу компонентов K минус число фаз Φ плюс 2:

$$S = K - \Phi + 2. \quad (10.1)$$

Правило фаз представляет собой наиболее широкое обобщение условий гетерогенного равновесия.

Процесс абсорбции осуществляется в двухфазной (газ — жидкость) трехкомпонентной (хотя бы один целевой компонент

в газовой смеси, инертный газ, жидкий поглотитель) системе. Согласно правилу фаз число степеней свободы этой системы равно трем ($C = K - \phi + 2 = 3 - 2 + 2 = 3$). Следовательно, не нарушая равновесия в системе, можно варьировать тремя ее параметрами (например, температурой, давлением и составом одной из фаз).

В двухфазных системах газ — жидкость равновесие обычно выражается в виде фазовых диаграмм состав — состав или состав — свойство (например, состав — давление или состав — температура кипения).

Для абсорбционно-десорбционных процессов равновесие между газами и их растворами в жидкости описывается *законом Генри*, по которому при данной температуре количество газа, растворяющегося в жидкости, прямо пропорционально давлению газа над ней:

$$p^* = Kx, \quad (10.2)$$

где p^* — равновесное парциальное давление растворимого газа; x — содержание растворенного газа в жидкости (в мольных долях или кг/кг поглотителя); K — константа Генри, зависящая от свойств растворенного газа и поглотителя, а также от температуры, имеет размерность давления.

Закон Генри хорошо согласуется с опытом для слабо растворимых газов, а также для низких концентраций хорошо растворимых газов. Для них фактическая растворимость при высоких концентрациях оказывается ниже, чем это следует из закона Генри.

Так как растворимость многих газов значительно отклоняется от закона Генри, то при расчетах рекомендуется пользоваться полученными из опыта значениями равновесного парциального давления p^* для соответствующих значений x .

При практических расчетах по опытным значениям равновесного парциального давления газа p^* вычисляют равновесное содержание абсорбируемого компонента в газовой смеси по *уравнению Рауля — Дальтона* $y^* = (p/P)x$, где p — давление паров чистого компонента, определяемое по закону Рауля, как $p = p^*/x$; P — общее давление газовой смеси.

Таким образом, $y^* = p^*/P = tx$, т. е. уравнение равновесия (при небольших по сравнению с p значениях p^*) для процесса абсорбции при низкоконцентрированных растворах газов представляет собой уравнение прямой линии $y^* = tx$ с тангенсом угла наклона, равным t , причем отношение постоянных величин $t = K/P$ — коэффициент распределения, постоянный для данной системы газ — жидкость при $t = \text{const}$ и $P = \text{const}$ (рис. 10.1).

Из закона Генри и его подробного рассмотрения следует, что растворимость газа в жидкости увеличивается с повышением давления P и понижением температуры.

Для понижения температуры охлаждают исходные газовую смесь и поглотитель, отводят теплоту, выделяющуюся в про-

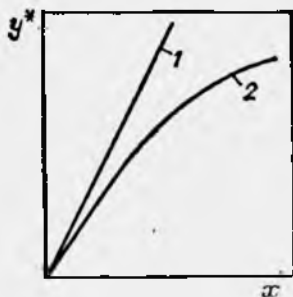


Рис. 10.1. Линия равновесия процесса абсорбции ($y^* = mx$):

1 — для разбавленных растворов газа; 2 — для концентрированных растворов

цессе абсорбции, с помощью встроенных (внутренних) или наружных теплообменников. В некоторых случаях отвод теплоты абсорбции осуществляют без охлаждения (используют эту теплоту для концентрирования раствора в самом абсорбере).

По данным о растворимости поглощаемых компонентов осуществляется выбор поглотителей (абсорбентов), так как с практической точки зрения лучшим из ряда возможных будет тот поглотитель, расход которого для проведения данного процесса будет меньшим.

При выборе абсорбента необходимо оценивать такие его свойства, как селективность (избирательность) по отношению к поглощаемому компоненту, токсичность, пожарную опасность, стоимость, доступность и т. д. Кроме того, абсорбент необходимо проверять на удерживающую способность при десорбции. При оценке физико-химических свойств системы поглощаемый компонент газа — поглотитель учитывают, что лучшим является тот абсорбент, в смеси с которым поглощаемый компонент имеет наименьший коэффициент активности ¹⁾ γ_i . Это преимущественно те жидкости, которые составляют с поглощаемым компонентом системы с отрицательными отклонениями от идеального поведения ($\gamma_i < 1$). Примеры таких систем — нестойкие химические соединения в системах $\text{H}_2\text{O} - \text{H}_2\text{SO}_4$, CO_2 — этаноламины, $\text{NH}_3 - \text{H}_2\text{O}$, $\text{H}_2\text{O} - \text{HCl}$ и т. д.

Поглотитель должен обладать меньшей летучестью во избежание его больших потерь.

Материальный баланс абсорбера

Примем, что газ-носитель инертен по отношению к абсорбенту, и будем считать расходы фаз по высоте аппарата постоянными. Выразим содержание поглощаемого газа в относительных мольных долях. Обозначим: G — расход инертного газа, кмоль/с; Y_n и Y_k — начальное и конечное содержание целевого компонента в газовой фазе, кмоль/кмоль инертного газа; L — расход абсорбента, кмоль/с; X_n и X_k — начальное и конечное содержание целевого компонента в абсорбенте, кмоль/кмоль адсорбента (см. гл. 9). Тогда уравнение материального баланса будет иметь вид:

$$GY_n + LX_n = GY_k + LX_k \quad (10.3)$$

¹⁾ Коэффициент активности γ_i является количественной мерой неидеальности поведения компонента в смеси.

или

$$M = G(Y_n - Y_k) = L(X_k - X_n), \quad (10.4)$$

где M — количество целевого компонента, перенесенного из фазы G в фазу L в единицу времени, кмоль/с.

Отсюда общий расход абсорбента:

$$L = G \frac{Y_n - Y_k}{X_k - X_n}. \quad (10.5)$$

Для произвольного сечения абсорбента уравнение материального баланса можно записать, например, так:

$$GY_n + LX = GY + LX_k, \quad (10.6)$$

откуда уравнение рабочей линии

$$Y = \frac{L}{G} X + \left(Y_n - \frac{L}{G} X_k \right). \quad (10.7)$$

Последнее уравнение показывает, что изменение содержания целевого компонента в абсорбере происходит линейно и, следовательно, в координатах $Y-X$ рабочая линия процесса представляет собой прямую с углом наклона, тангенс которого равен L/G .

При полном извлечении компонента из газа его содержание в газовой фазе на выходе из абсорбера было бы $Y_k = 0$, а количество поглощенного компонента составило бы GY_n . Отношение количества фактически поглощенного компонента $G(Y_n - Y_k)$ к количеству, поглощаемому при полном извлечении, называется *степенью извлечения*:

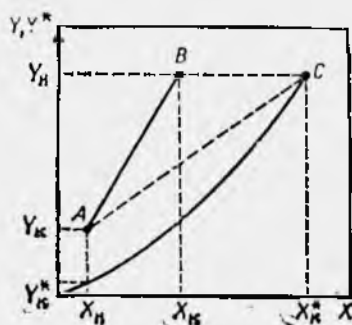
$$c = (Y_n - Y_k)/Y_n. \quad (10.8)$$

Чтобы построить рабочую линию, надо знать составы фаз на входе в абсорбер (Y_n, X_n) и на выходе из него (Y_k, X_k). Однако обычно бывают заданы только начальные составы газа и жидкости (Y_k, X_n) и степень извлечения, что позволяет определить Y_n . Таким образом можно построить точку A (рис. 10.2). В зависимости от расхода поглотителя рабочая линия будет поворачиваться около точки A . Положение AC , когда точка C лежит на линии равновесия, соответствует минимальному расходу поглотителя:

$$\frac{L_{\min}}{G} = \frac{Y_n - Y_k}{X_k^* - X_n}. \quad (10.9)$$

Рис. 10.2. Рабочая и равновесная линии абсорбера

AB — рабочая линия при расходе поглотителя L ; AC — то же при $L_{\min}$; начало координат — C — равновесная линия $Y^* = f(X)$



При минимальном расходе поглотителя движущая сила в точке касания рабочей линии и линии равновесия (точка C) равна нулю.

Расход абсорбента

В реальном абсорбционном аппарате равновесие между фазами не достигается и всегда $X_k < X_k^*$, где X_k^* — содержание поглощаемого газа в жидкости, находящейся в равновесии с поступающим газом. Следовательно, величина L должна быть больше $L_{\min}$. С увеличением расхода поглотителя уменьшается требуемая высота абсорбера, но возрастают расходы на десорбцию, перекачивание поглотителя и т. д.

На расход абсорбента влияют температура и давление, при которых проводят процесс. Если равновесная зависимость описывается уравнением Генри в форме $Y^* = (K/P)X$, то можно записать, что $X_k^* = (P/K)Y$, и, подставив это значение в уравнение для минимального расхода, получим:

$$L_{\min} = G \frac{Y_n - Y_k}{\frac{1}{K} Y_n - \lambda_n} \quad (10.10)$$

При прочих равных условиях с увеличением общего давления расход поглотителя уменьшается. С повышением температуры увеличивается значение константы Генри K , и расход поглотителя возрастает.

В тех случаях, когда технологическими условиями не задано конечное содержание целевого компонента X_k в абсорбенте, следует выбирать такое соотношение между размерами абсорбционного аппарата и расходом абсорбента, при котором величина L и размеры аппарата будут оптимальными. Для этого необходимо выполнить технико-экономический расчет.

Обычно задаются несколькими значениями удельного расхода абсорбента L/G_n (где G_n — расход инертного газа-носителя), рассчитывают для этих значений размеры колонны, определяют стоимость амортизации, ремонта и эксплуатации. Минимальные общие расходы соответствуют оптимальному значению $(L/G_n)_{\text{опт}}$.

Такой расчет осуществляется, как правило, для каждой серии выпускаемых колонн.

В промышленной практике расход поглотителя L принимают равным $L = (1,3 \div 1,5) L_{\min}$.

10.3. КИНЕТИКА ПРОЦЕССА АБСОРБЦИИ

Скорость процесса абсорбции характеризуется уравнениями массопередачи (см. гл. 9):

$$M = K_y F \Delta Y_{\text{ср}}; \quad M = K_x F \Delta X_{\text{ср}},$$

где K_y и K_x — коэффициенты массопередачи в газовой и жидкой фазах, соответственно; ΔY_{cp} и ΔX_{cp} — средние движущие силы, выраженные в относительных мольных долях, соответственно.

Пользуясь этими уравнениями, обычно находят площадь поверхности контакта фаз F и по ней рассчитывают основные размеры аппарата.

В уравнениях массопередачи коэффициенты K_y и K_x определяются следующим образом:

$$K_y = 1 / \left(\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x} \right); \quad K_x = 1 / \left(\frac{1}{\beta_x} + \frac{1}{m\beta_y} \right),$$

где β_y — коэффициент массоотдачи от газа к поверхности контакта фаз; β_x — коэффициент массоотдачи от поверхности контакта фаз к жидкости; m — коэффициент распределения.

На диаграмме $Y-X$ строят рабочую линию (прямая, проходящая через точки с координатами Y_n, X_k и Y_n, X_n).

Количество поглощенного компонента M определяют из уравнения (10.4).

10.4. СХЕМА АБСОРБИЦИОННЫХ УСТАНОВОК НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ

Периодическая абсорбция используется только в производствах малого масштаба. Наиболее часто проводится непрерывная противоточная абсорбция.

На рис. 10.3 представлена схема абсорбционно-десорбционной установки. Газ, содержащий извлекаемый компонент, проходит через абсорбер 1 снизу вверх, а жидкость стекает сверху вниз. При этом уходящий из абсорбера газ встречается со свежим абсорбентом, что обеспечивает более полное

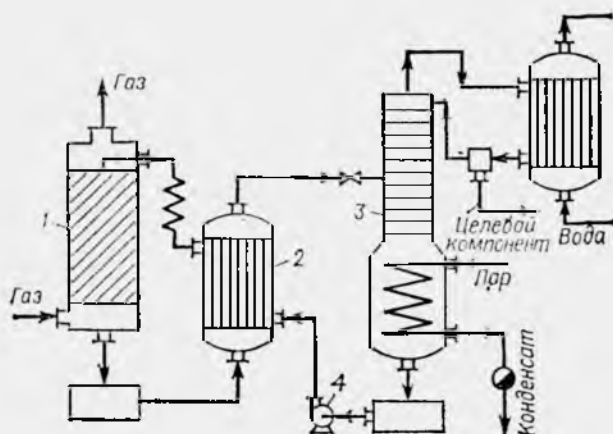


Рис. 10.3. Схема абсорбционно-десорбционной установки непрерывного действия: 1 — абсорбер (насадочная колонна); 2 — теплообменник; 3 — десорбер (ректификационная колонна); 4 — насос

извлечение поглощаемого компонента. Абсорбер представляет собой колонну, заполненную насадкой. Насадка (твердые тела различной формы) укладывается на опорную решетку, имеющую отверстия для прохождения газа и стока жидкости. Насадка равномерно орошается жидкостью через распределительное устройство. Поглотитель из абсорбера проходит через теплообменник 2, где подогревается, и затем поступает на десорбцию в ректификационную колонну 3. В десорбере абсорбент освобождается от поглощенного компонента, насосом 4 подается в теплообменник 2, где охлаждается, и возвращается в абсорбер.

Процесс абсорбции можно проводить в батарее абсорберов. Простейшей будет схема установки, приведенная на рис. 10.4, а. При расчете она может рассматриваться как одна колонна, разделенная на несколько частей для уменьшения общей высоты. На диаграмме состав — состав, как и для одной колонны, получается одна рабочая линия.

На рис. 10.4, б приведена схема установки с параллельным питанием всех колонн чистым поглотителем. При равномерном орошении всех колонн одинаковыми количествами поглотителя на диаграмме $Y = f(X)$ получится система параллельных рабочих линий, причем концу одной рабочей линии соответствует та-

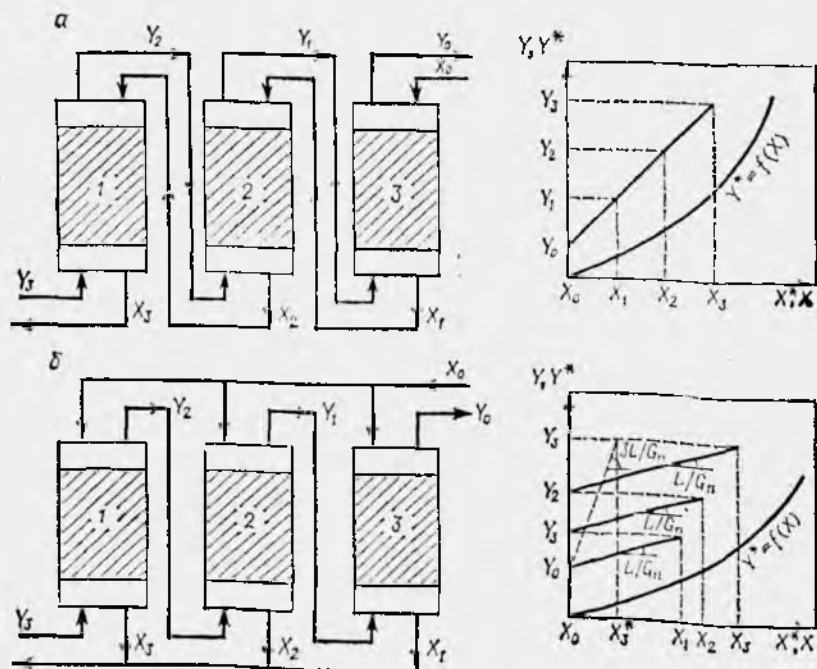


Рис. 10.4. Схемы абсорбционных установок с батареей абсорберов
а — батарея абсорберов в условиях противотока; б — батарея абсорберов с параллельным питанием; 1—3 — абсорберы

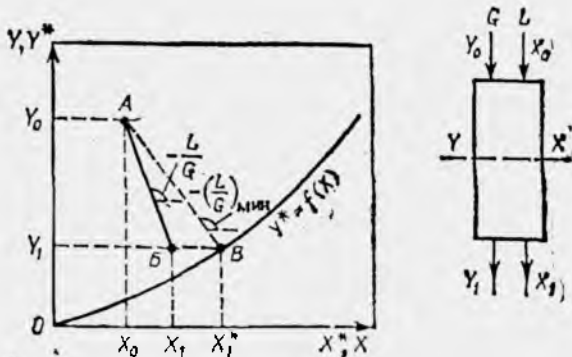


Рис. 10.5. Взаимное расположение равновесной и рабочей линий при абсорбции в условиях прямотока

кой же состав газа, как началу следующей. Если вычертить из точки с координатами X_0, Y_0 рабочую линию с наклоном $3L/G_n$ (при трех колоннах, показанных на схеме), то найдем состав X_3^* смешанного раствора, выходящего из батареи. Такие схемы применяют при необходимости высокой степени очистки газа.

В батарее можно применять рециркуляцию. В этом случае состав жидкой фазы в колонне будет изменяться скачкообразно.

В прямоточной схеме абсорбции рабочая линия, получаемая из уравнения материального баланса, имеет отрицательный наклон (рис. 10.5).

Из уравнения материального баланса, например, для нижней части абсорбера (см. правую часть рис. 10.5) $G(Y - Y_1) = L(X_1 - X)$ получим уравнение рабочей линии:

$$Y = -\frac{L}{G}(X - X_1) + Y_1. \quad (10.11)$$

Таким образом, рабочая линия AB при прямотоке имеет отрицательный наклон $-L/G$. Значению $-(L/G)_{\min}$ при данном составе газа соответствует линия AB , которая пересекает равновесную кривую $Y^* = f(X)$ в точке с координатами Y_1, X_1^* , причем X_1^* обозначает состав жидкости, равновесной с уходящим газом состава Y_1 .

10.5. РАСЧЕТ АБСОРБЕРОВ

При расчете абсорберов обычно заданы расход газа G , начальное Y_n и конечное Y_k содержание в нем целевого компонента, начальное содержание целевого компонента в абсорбенте X_n . Основными определяемыми величинами являются расход абсорбента L , диаметр D_a и высота H абсорбера, его гидравлическое сопротивление Δp .

Порядок расчета следующий.

На диаграмме $Y-X$ строят равновесную зависимость $Y^* = f(X)$ и определяют значение X_k^* (см. рис. 10.2). Данные о равновесных составах имеются в справочной литературе.

Определяют $L_{\min} = G \frac{Y_n - Y_k}{X_k - X_n}$, а затем рассчитывают $L = \varphi L_{\min}$, где φ — коэффициент избытка поглотителя (обычно принимают $\varphi = 1,3 \div 1,5$). Для найденного значения L можно определить конечный состав абсорбента X_k из уравнения материального баланса.

На диаграмме $Y-X$ строят рабочую линию (прямая, проходящая через точки с координатами Y_n, X_k и Y_k, X_n).

Количество поглощенного компонента определяют из уравнения $M = G(Y_n - Y_k) = L(X_k - X_n)$.

Определение высоты H и диаметра абсорбера D_a рассмотрено в гл. 9 (см. стр. 323).

Расчет гидравлического сопротивления $\Delta p_{\text{сл}}$ насадочного абсорбера приведен в гл. 1 (см. стр. 62).

Величину гидравлического сопротивления Δp_T барботажных тарелок рассчитывают как сумму трех сопротивлений:

$$\Delta p_T = \Delta p_{\text{с.т}} + \Delta p_{\sigma} + \Delta p_{\text{г.ж}}, \quad (10.12)$$

где $\Delta p_{\text{с.т}}$ — сопротивление сухой тарелки; Δp_{σ} — сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения жидкости; $\Delta p_{\text{г.ж}}$ — сопротивление газожидкостного слоя на тарелке.

Величина $\Delta p_{\text{с.т}}$ определяется по уравнению

$$\Delta p_{\text{с.т}} = \xi \frac{w_{\text{отв}}^2 \rho}{2}. \quad (10.13)$$

Здесь $w_{\text{отв}} = w_f / f_{\text{отв}}$ — скорость газа в отверстиях тарелки; w_f — фиктивная скорость газа (в расчете на пустое сечение аппарата).

Коэффициент сопротивления ξ тарелок изменяется в широких пределах (0,5—4,0) и зависит от конструкции тарелок. Значения ξ приводятся в специальной литературе.

Потеря давления Δp_{σ} на преодоление сил поверхностного натяжения жидкости σ при входе в слой жидкости на тарелке:

$$\Delta p_{\sigma} = 4\sigma/d_3, \quad (10.14)$$

где d_3 — эквивалентный диаметр прорези в тарелке.

Гидравлическое сопротивление газожидкостного слоя на тарелке $\Delta p_{\text{г.ж}}$ принимают равным статическому давлению слоя:

$$\Delta p_{\text{г.ж}} = h_0 \rho_{\text{жг}} = h_{\text{г.ж}} \rho_{\text{г.жг}}, \quad (10.15)$$

где h_0 и $h_{\text{г.ж}}$ — высота жидкости и газожидкостного слоя на тарелке; $\rho_{\text{ж}}$ и $\rho_{\text{г.ж}}$ — плотность жидкости и газожидкостной смеси на тарелке.

10.6. ОСНОВНЫЕ КОНСТРУКТИВНЫЕ ТИПЫ АБСОРБЕРОВ. СЕПАРАЦИОННЫЕ УСТРОЙСТВА

Как и другие процессы массопередачи, абсорбция протекает на поверхности раздела фаз. Поэтому абсорберы должны обеспечивать как можно большую поверхность соприкосновения между жидкостью и газом. По способу образования этой поверхности абсорберы условно можно разделить на следующие группы: 1) поверхностные и пленочные (например, насадочные); 2) барботажные (тарельчатые), 3) распылительные.

Насадочные абсорберы. Одним из наиболее распространенных абсорберов поверхностного типа является насадочный колонный аппарат. Он отличается простотой устройства и пригодностью к работе с агрессивными средами. Его применение допустимо как в тех случаях, когда массообмен контролируется диффузионным сопротивлением жидкой фазы, так и тогда, когда решающим является сопротивление газовой фазы.

Рассмотрим гидродинамические режимы работы насадочных колонных абсорберов при противотоке газа и жидкости (рис. 10.6).

Первый режим — пленочный — наблюдается при небольших плотностях орошения и малых скоростях газа. Он заканчивается в точке *A*.

Второй режим — режим подвигания. При противотоке фаз вследствие увеличения сил трения газа о жидкость на поверхности соприкосновения фаз происходит торможение жидкости газовым потоком, в результате чего скорость течения жидкости уменьшается, а толщина ее пленки и количество удерживаемой в насадке жидкости увеличивается, спокойное течение пленки нарушается: появляются завихрения, брызги. Все это способствует увеличению интенсивности массообмена. Данный режим заканчивается в точке *B*.

Третий режим — режим эмульгирования — возникает в результате накопления жидкости в свободном объеме насадки. Накопление жидкости происходит до тех пор, пока сила трения между стекающей жидкостью и поднимающимся по колонне газом не уравновесит силу тяжести жидкости, находящейся в насадке. При этом наступает обращение, или инверсия, фаз (жидкость становится сплошной фазой, а газ — дисперсной). Гидравлическое сопротивление колонны резко возрастает (на рис. 10.6 почти вертикальный отрезок *BC*). Режим эмуль-

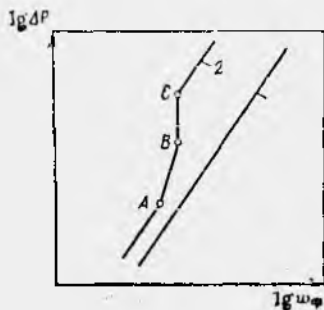


Рис. 10.6. Зависимость гидравлического сопротивления насадки от скорости газа в абсорбере при $L = \text{const}$:

1 — сухая насадка; 2 — орошаемая насадка

гирования соответствует максимальной эффективности насадочных колонн.

Четвертый режим — режим уноса, или обращенного движения жидкости, выносимой из аппарата газовым потоком. Этот режим на практике не используется.

Насадочные абсорберы изготавливают из различных материалов — даже из таких, которые не применяются для других конструкций (например, керамика, графит, стекло). Предназначенные для работы с сильными кислотами стальные аппараты футеруют фасонным кислотоупорным кирпичом на кислотоупорном растворе в два или три слоя. Между слоями прокладывают эластичный материал — например, битум. Кислотные абсорберы больших размеров строят непосредственно из кислотоупорных материалов, используя вместо кожуха стягивающие металлические бандажы. Решетка, поддерживающая насадку, выполняется из кирпича и опирается на столбики каменной кладки. Абсорберы диаметром $< 1,5$ м могут собираться из керамических царг, соединяемых в раструб и муфтами с соответствующим уплотнением. В таких аппаратах используются керамические плиты с отверстиями для равномерного распределения газа или жидкости. Следует учитывать, однако, что керамика неустойчива к быстрым и значительным колебаниям температуры.

В насадочных абсорберах применяется различного типа насадка (размерами от 12 до 150 мм) из различных материалов. В промышленных условиях редко используют насадку размером < 15 мм. Наибольшее распространение получили кольца Рашига (см. рис. 10.7). Кольца с крестообразными перегородками и кольца со спиралью изготавливают только больших размеров (≥ 75 мм). Насадочные тела должны быть механически проч-

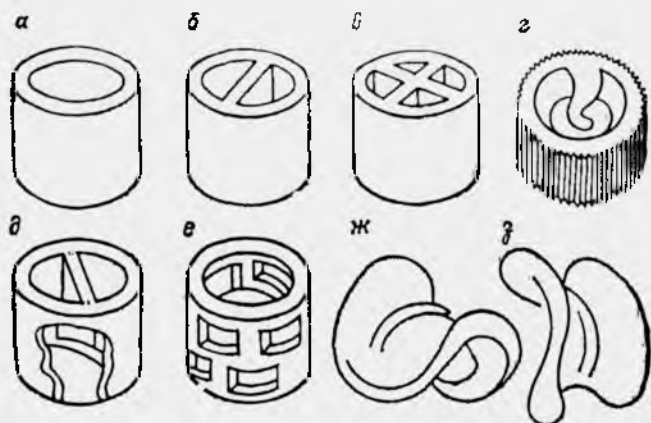


Рис. 10.7. Типы насадок:

кольца: а — Рашига; б — Лессинга; в — с крестообразными перегородками; г — с одиночной спиралью; д — с двойной спиралью; е — Палля; седлообразная насадка: ж — Берия; з — «Инталокс»

Рис. 10.8. Насадочный абсорбер:

1—корпус; 2—решетка; 3—насадка; 4—брызгалка; 5—направляющий конус

ными и устойчивыми к коррозии и к колебаниям температуры. Кольца размером >75 мм укладываются регулярно (один слой на другой) так, чтобы их вертикальные оси не совпадали. Правильно уложенные кольца хорошо распределяют жидкость и оказывают меньшее гидравлическое сопротивление. Укладку следует начинать от стенки, следя за тем, чтобы кольца плотно прилегали к ней. Диаметр колец для укладки следует выбирать не более $1/8$ диаметра аппарата.

В насадке абсорбера всегда остается какое-то количество жидкости, частично заменяемое непрерывно поступающим потоком. Это количество жидкости, отнесенное к единице объема слоя насадки, называется *удерживающей способностью* (или задержкой) u_z (в $\text{м}^3/\text{м}^3$).

Деревянная решетчатая (хордовая) насадка из гладких или зубчатых реек позволяет использовать более высокие скорости газа и получить более высокие коэффициенты массопередачи. Ее применяют тогда, когда надо обработать большие количества газа сравнительно малым количеством жидкости.

Деревянная насадка устойчива к действию очень слабых щелочей и кислот при температурах $< 80^\circ\text{C}$. При ее использовании нужны сложные оросительные устройства для равномерного распределения жидкости по сечению насадки.

Кусковая насадка изготавливается из кусков кварца или кокса (размером 25—50 мм). Обычно подбирают насадку таким образом, чтобы диаметр наименьших кусков был примерно в $\sqrt{2}$ раз меньше наибольших кусков. Кусковая насадка не рекомендуется, когда нежелательно загрязнение системы осадком. Гидравлическое сопротивление кусковой насадки больше, чем деревянной решетчатой или колец. Кусковая насадка отличается низкой стоимостью и химической стойкостью.

Схема насадочного абсорбера приведена на рис 10.8. Насадка может заполнять объем аппарата полностью или слоями высотой 1,5—3 м. Во избежание растекания жидкости к стенкам кожуха после каждого слоя (кроме нижнего) устанавливают распределительный конус, корректирующий равномерность распределения жидкости в насадке.

В табл. 10.1 даны сравнительные характеристики насадки различных типов по ее удельной поверхности σ (в $\text{м}^2/\text{м}^3$) и доле свободного объема $V_{\text{св}}$ (в %); величины σ отнесены к соответ-

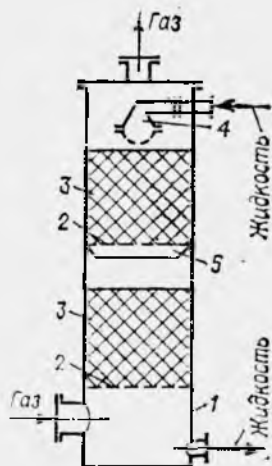


Таблица 10.1

Сравнение удельной поверхности и доли свободного объема насадки различных типов

Тип насадки	σ/σ'	$V_{св}, \%$
Кольца Лессинга:		
керамические	1,18	66
металлические	1,4	90
Кольца Рашига:		
графитовые	0,98	74
керамические	1,00	73
металлические	1,08	92
Седлообразная насадка:		
Берля	1,31	69
«Инталокс»	1,34	77,5

10—12 мм во избежание их закупоривания. На аппарат диаметром до 2 м можно устанавливать одно такое устройство, помещенное по оси абсорбера. Брызгалки не пригодны в тех случаях, когда количество орошающей жидкости во время процесса изменяется в больших пределах, так как при значительном уменьшении количества жидкости орошаемая площадь существенно сокращается.

Применяют также открытые сита (рис. 10.9, б), представляющие собой дырчатые металлические листы, на которых слой жидкости удерживается за счет гидростатического давления.

Такое устройство позволяет изменять количество орошающей жидкости в очень широких пределах. При подаче большого количества жидкости ее уровень поднимается до тех пор, пока не наступит равновесие между количествами поступающей жидкости и жидкости, стекающей через отверстия. Высота краев должна быть такой, чтобы при заданном $V_{\max}$ жидкость не переливалась через край, а при $V_{\min}$ сито было бы еще покрыто некоторым слоем жидкости. Между кожухом и краем сита должно быть предусмотрено сечение, достаточное для прохода газа. Такие сита пригодны для аппаратов небольших диаметров.

Изменять расход жидкости можно с помощью оросителя, изображенного на рис. 10.9, в.

ствующим характеристикам колец Рашига σ' с номинальным размером 25 мм.

Орошение насадки организуют с помощью различных устройств. Наиболее простым из них является брызгалка (рис. 10.9, а), которая применяется при больших количествах абсорбента. Отверстия для разбрызгивания имеют разный размер (от 3 мм и выше). Например, при абсорбции CO_2 из газов под давлением отверстия в брызгалках делают диаметром

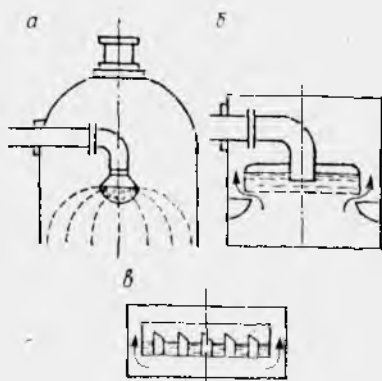
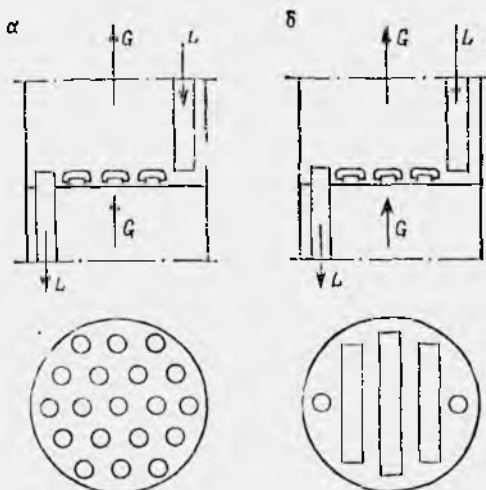


Рис. 10.9. Оросительные устройства:
а — брызгалка; б — открытое сито; в — распределительная тарелка с трубками

Рис. 10.10. Колпачковая тарелка:
а — с круглым колпачком; б — с тун-
нельным колпачком



Вместо дырчатого листа берется тарелка с короткими косо срезанными трубками одинаковой высоты. Жидкость переливается по стенкам трубок, а газ проходит через свободное сечение трубок. Такие оросители достигают диаметра 3 м. Для больших диаметров рекомендуют дисковые разбрызгиватели, форсунки, перфорированные трубы и т. д.

Барботажные абсорберы обычно представляют собой тарельчатые колонны с колпачками¹⁾. На тарелке поддерживается слой жидкости, через который барботирует восходящий поток газа, распределяясь в жидкости пузырьками и струйками. Газ последовательно проходит через слои жидкости на тарелках, расположенных в колонне на определенном расстоянии. Жидкость непрерывно перетекает с верхних на расположенные ниже тарелки. В межтарелочном пространстве газ отделяется от унесенных капель и брызг. Контакт между поднимающимся газом и стекающей жидкостью осуществляется непрерывно.

Тарелки в абсорберах могут быть самых разнообразных видов и конструкций. На рис. 10.10 показана колпачковая тарелка. Колпачки бывают круглыми и туннельными. Круглые колпачки размещают на тарелке с шагом 1,3—1,9 диаметра колпачка (меньший шаг — для колонн, работающих под вакуумом, средний — при атмосферном и малом избыточном давлениях, больший — при высоких рабочих давлениях). Колпачковые тарелки различают по расположению переливов и по направлению движения жидкости на тарелке. Наиболее часто встречающиеся типы переливов показаны на рис. 10.11. Во избежание попада-

¹⁾ Барботажные абсорберы бывают также со сплошным барботажным слоем (пустые), с пористой плитой или перфорированной решеткой внизу для диспергирования газа, насадочные.

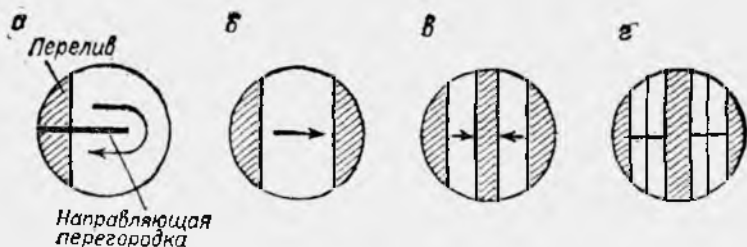


Рис. 10.11. Типы переливов (а—г) на колпачковых тарелках

ния газа в переливные трубы их нижние концы опущены под слой жидкости.

Ситчатые тарелки имеют ограниченное применение, так как отверстия в них (размером 2—8 мм) легко забиваются. Кроме того, при малых нагрузках жидкость будет проливаться через отверстия, а при больших уноситься потоком газа на расположенные выше тарелки. Высота слоя жидкости на ситчатой тарелке чаще всего равна 25—30 мм (определяется положением верхних кромок переливных труб).

Провальные тарелки отличаются отсутствием переливных труб. Обычно их собирают из полос или труб с зазором 3—6 мм по типу колосниковых решеток. К провальным относятся также дырчатые тарелки (по типу ситчатых, но без переливов).

Клапанная и струйная тарелки относятся к наиболее эффективным.

Распылительные абсорберы (рис. 10.12) отличаются тем, что в них поверхность взаимодействия образуется каплями жидко-

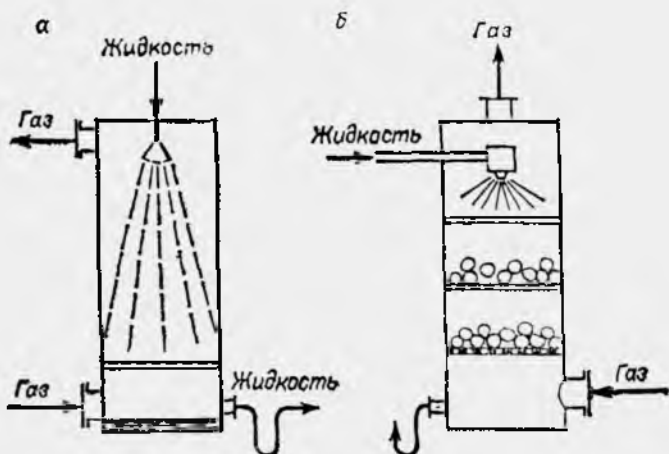


Рис. 10.12. Распылительный абсорбер:
а — полный; б — с шаровой насадкой

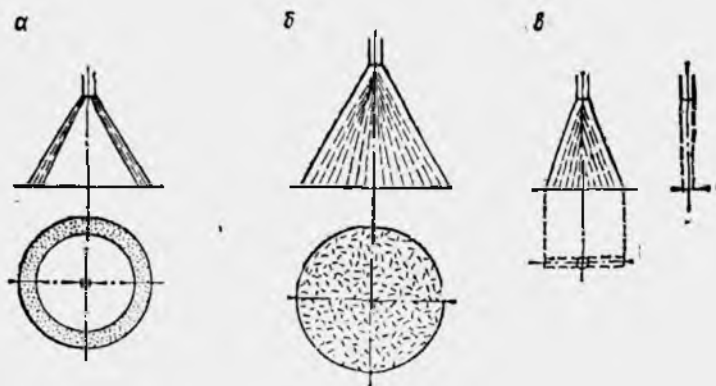


Рис. 10.13. Гидравлические распылители.

Разбрызгивание в форме: а — полоого конуса; б — сплошного конуса; в — веера

сти, полученными с помощью форсунок, распылителей, сеток и т. п. Скорость газа в форсуночных абсорберах обычно равна 1—1,5 м/с.

К распылительным относят также скрубберы Вентури, получившие широкое распространение при очистке запыленных газовых потоков, и механические абсорберы.

Скрубберы Вентури работают в режиме прямотока газа и жидкости. Их изготавливают в нескольких вариантах — с вводом жидкости в горловину или через центральное сопло и боковым входом газа, с пленочным вводом жидкости.

В механическом абсорбере контактную поверхность образуют вращающиеся на валу сетчатые металлические диски, частично погружаемые в жидкость. Эти аппараты применяют в тех случаях, когда в процессе участвует относительно мало жидкости.

Распылители можно разделить на три группы: 1) гидравлические (работающие под давлением жидкости); 2) пневматические (распыление осуществляется сжатым газом или паром); 3) центробежные.

Разбрызгивание в гидравлических распылителях происходит при давлениях жидкости от 0,35 до 70 МПа. Высокие давления обеспечивают очень мелкое диспергирование (до 50 мкм), но приводят к эрозии материала сопла. Гидравлические распылители плохо регулируются, лучше работают при некотором постоянном расходе жидкости. Эти распылители различают по форме распыла (рис. 10.13): с разбрызгиванием в форме полоого конуса, сплошного конуса и веера.

Пневматические распылители пригодны для распыления жидкостей с высокой вязкостью (напри-

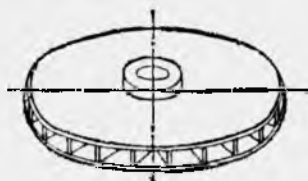


Рис. 10.14. Центробежный распылительный диск

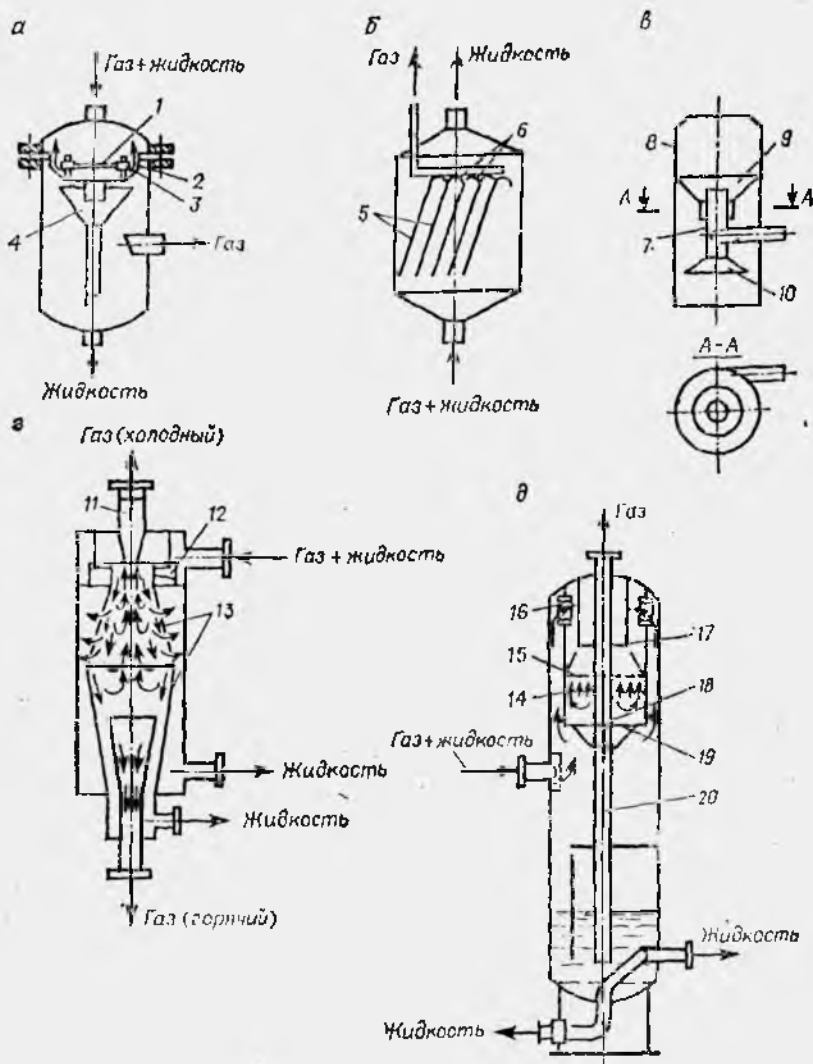


Рис. 10.15. Сепарационные устройства:

а — гравитационный сепаратор с дефлектором; б — сепаратор с отражательными пластинами; в — сепарационный элемент центробежного типа; г — вихревой сепаратор; д — многоступенчатый сепаратор; 1 — пластина; 2 — цилиндрический дефлектор; 3 — коническая шель; 4 — воронка для отвода жидкости; 5 — отражательные пластины; 6 — прорезы для прохода газа; 7 — направляющий цилиндр; 8 — корпус; 9 — верхний конический отражатель; 10 — нижний конический отражатель; 11 — диафрагма; 12 — сопловой вход; 13 — конические обечайки; 14 — кольцевая шель; 15 — решетка; 16 — соединительные коробки; 17 — слив; 18, 20 — трубы; 19 — рабочее пространство

мер, масел). Их производительность не высока — до $38 \text{ дм}^3/\text{мин}$. Расход воздуха — $0,3\text{--}0,75 \text{ м}^3/\text{дм}^3$ распыленной воды. Давление воздуха или пара — от $0,14$ до $0,56 \text{ МПа}$.

Центробежный распылитель (рис. 10.14) представляет собой вращающийся с большой скоростью (частота вращения 3000—50 000 об/мин) диск, на который подводится (вблизи оси) жидкость, распространяющаяся по нему тонкой пленкой и отбрасываемая центробежной силой к периферии. Центробежные распылители пригодны для разбрызгивания густых жидкостей и суспензий.

Сепарационные устройства для разделения газожидкостных потоков. Газ, выходящий из абсорбера, выносит мелкие капли и брызги жидкости, находящиеся в пространстве между оросителем и верхней поверхностью насадки (или верхней тарелки). Для отделения унесенной газом жидкости используют сепараторы, установленные после аппарата, или устройства, вмонтированные в аппарат перед выходом газа.

В насадочных абсорберах самым простым устройством для сепарации капель из газа может служить дополнительный слой насадки высотой около 300 мм из мелких колец (размером 15 мм). Аппарат высокой производительности, работающий в интенсивном режиме вблизи точки захлебывания, снабжается сепарационным устройством больших размеров (например, аппарат диаметром 2 м и высотой 23 м — сепаратором диаметром 2 м и высотой 5 м).

По характеру силы воздействия на жидкую фазу при разделении газожидкостной смеси сепараторы делят на гравитационные, инерционные и центробежные. Новым видом являются вихревые сепарационные устройства. Современные конструкции сепарационных устройств, используемые для разделения двухфазных потоков, представлены на рис. 10.15.

10.7. ДЕСОРБЦИЯ

Десорбция представляет собой процесс удаления растворенных газов из абсорбента, покидающего абсорбер, и проводится с целью регенерации отработанного поглотителя, а также для выделения поглощенного газа отгонкой или ректификацией.

Способ десорбции выбирается в зависимости от обрабатываемой системы. Например, после улавливания ацетона из парогазовой смеси водой выделение его осуществляется ректификацией.

При улавливании ароматических углеводородов (бензола, толуола, ксилола) соляровым маслом из коксового газа для их выделения из поглотителя тоже применяют ректификацию.

В качестве десорбирующего агента используют водяной пар (редко — инертный газ). Десорбция проводится также при повышении температуры абсорбента (т. е. уменьшением растворимости газа) или при понижении его давления.

Отношение десорбированного количества газа ко всему количеству газа, содержащемуся в поглотителе, представляет собой

а

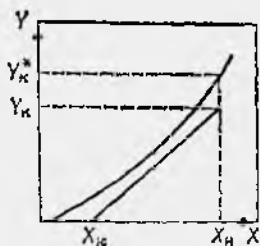
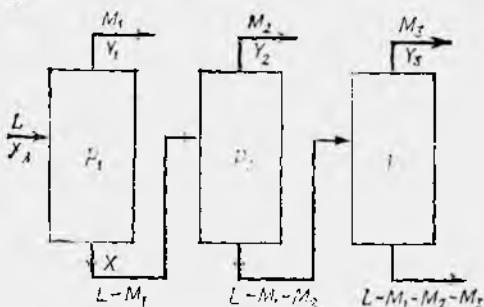


Рис. 10.16. Схемы процесса десорбции:

а — потоком перегретого пара (или инертного газа); б — снижением давления

б



степень извлечения;
 $\varphi_{\text{извл}} = (X_H - X_K) / X_H$. Отношение количества десорбированного газа к предельно возможному при данных условиях является степенью насыщения десорбирующего агента: $\varphi_{\text{нас}} = Y_K / Y_K^*$.

Процесс десорбции осуществляется в таких же аппаратах, как и абсорбция (обычно колонного типа, тарельчатых). Схемы процесса десорбции приведены на рис. 10.16.

Порядок расчета абсорберов и десорберов аналогичен порядку расчета

массообменных аппаратов ступенчато-противоточного или непрерывно-противоточного типа (см. гл. 9).

ГЛАВА 11

ДИСТИЛЛЯЦИЯ И РЕКТИФИКАЦИЯ

11.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

В химической технологии широко применяют различные методы разделения жидких однородных смесей, основанные на неравенстве составов жидкостей и образующихся над ними паров. Процесс частичного испарения жидкой смеси и образования пара, при конденсации которого образуется жидкость нового состава — дистиллят, называется *дистилляцией*. Дистиллят содержит больше летучего компонента, чем исходная жидкость. Неиспарившаяся часть жидкости носит название кубового остатка.

Дистилляция или перегонка основана на различиях температур кипения, парциальных давлений и летучестей отдельных веществ, входящих в состав смеси. Более летучим в процессе испарения является компонент с более низкой температурой кипения.

Разделяют смеси с различной взаимной растворимостью компонентов. Двойные смеси обычно называют бинарными, а содержащие несколько компонентов — многокомпонентными. Различают следующие типы бинарных смесей.

1. Смеси взаимнорастворимых жидкостей, т. е. таких жидкостей, которые растворимы друг в друге в любых отношениях. В свою очередь они разделяются на а) смеси не действующих друг на друга жидкостей (так называемые идеальные смеси¹⁾), у которых силы сцепления между молекулами обоих компонентов такие же, как и между молекулами каждого из компонентов; б) смеси с положительными отклонениями от закона Рауля, у которых силы сцепления между молекулами низкокипящего и высококипящего компонентов меньше, чем между молекулами каждого из компонентов (с максимумом на кривой давлений); в) смеси с отрицательными отклонениями от закона Рауля, у которых силы сцепления между молекулами низкокипящего и высококипящего компонентов больше, чем между молекулами каждого из компонентов (с минимумом на кривой давлений).

2. Смеси жидкостей, нерастворимых друг в друге.

3. Смеси частично растворимых жидкостей.

Для описания условий равновесия разделяемых бинарных смесей используют три вида диаграмм: 1) зависимости давления пара от состава жидкости, $p = f(x)$; 2) зависимости температур кипения от состава жидкости и пара, $t = f(x, y)$; 3) зависимости состава пара от состава жидкости, $y = f(x)$.

Равновесие процессов дистилляции можно характеризовать также законами акад. Д. П. Коновалова, сформулированными около 100 лет тому назад.

Первый закон Коновалова определяет качественный состав паровой фазы по отношению к составу жидкой фазы: пар, находящийся в равновесии с раствором, всегда содержит в избытке **тот** компонент, прибавление которого к раствору понижает его температуру кипения.

Второй закон Коновалова служит для установления состава нераздельно кипящих смесей (называемых азеотропными): в экстремумах давлений пара (или температур кипения) смесей составы жидкой и паровой фаз совпадают.

В промышленной практике часто встречаются нераздельно кипящие смеси, например смесь этиловый спирт — вода с азеотропом состава $\sim 96\%$ (по массе) C_2H_5OH . Это значит, что при нормальном давлении в этой системе при массовой концентрации спирта в жидкости 96% пар также будет иметь в своем составе 96% спирта. Дальше этой точки данную систему нельзя разделить на индивидуальные компоненты методом обычной дистил-

¹⁾ Идеальные смеси подчиняются закону Рауля, согласно которому парциальное давление компонента в парах над жидкостью равно давлению пара чистого компонента, умноженному на его мольную долю в жидкости.

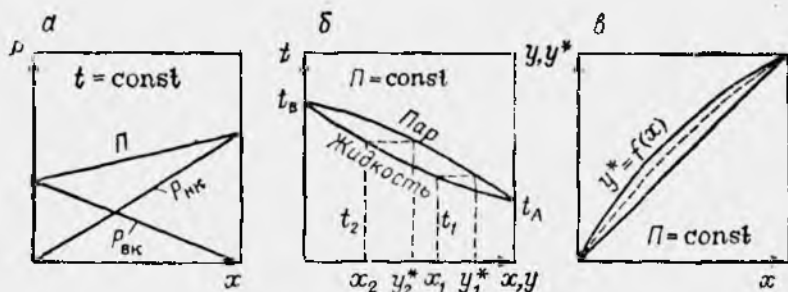


Рис. 11.1. Статика дистилляции взаимнорастворимой двухкомпонентной (бинарной) жидкой смеси:

а — $p = f(x)$; б — $t = f(x, y)$; в — $y = f(x)$ и $y^* = f(x)$

ляции. На диаграмме $p = f(x)$ линия Π для этой системы будет иметь максимум, т. е. система характеризуется положительными отклонениями от закона Рауля.

Процессы дистилляции различаются в зависимости от условий их проведения. Разделение исходной жидкой смеси с любым числом компонентов на любое число фракций различных составов посредством частичного испарения этой смеси и конденсации образующихся паров называют *простой дистилляцией*. При частичной конденсации паров охлаждением их смеси в первую очередь будут сжиматься высококипящие компоненты. При этом остаток пара будет обогащаться низкокипящими компонентами. Такое разделение смеси паров на фракции различных составов называют *фракционной конденсацией*.

Многочисленное чередование процессов испарения и конденсации с целью разделения смеси на чистые компоненты (при использовании теплоты конденсации паров для испарения соответственного количества жидкости) называют *ректификацией*. Процесс ректификации проводится при противотоке жидкости и пара, причем пар, поднимаясь вверх по колонне, обогащается низкокипящими компонентами при каждом контакте со стекающей жидкостью.

В простейшем случае разделения смеси взаимнорастворимых жидкостей (например, смеси жидких углеводородов) в соответствии с законом Рауля парциальное давление каждого компонента в смеси зависит от температуры, а также от содержания данного компонента и пропорционально мольной доле данного компонента в смеси (см. рис. 11.1, а):

$$P_{нк} = p_{нк}x; \quad P_{вк} = p_{вк}(1 - x), \quad (11.1)$$

где $P_{нк}$ и $P_{вк}$ — парциальные давления низкокипящего и высококипящего компонентов, соответственно; $p_{нк}$ и $p_{вк}$ — давления чистых компонентов (при данной температуре); x — мольная доля низкокипящего компонента в смеси.

Полное давление Π в соответствии с законом Дальтона:

$$\Pi = P_{нк} + P_{вк} = p_{нк}x + p_{вк}(1 - x). \quad (11.2)$$

На рис. 11.1, б изображена зависимость $t = f(x, y)$. Нижняя ветвь $t = f(x)$ показывает температуры кипения бинарной смеси в зависимости от ее состава x , а верхняя $t = f(y)$ — температуры конденсации пара в зависимости от его состава.

При пользовании диаграммой по составу жидкой смеси (например, x_1) проводят из соответствующей точки вертикаль до пересечения с линией кипения и находят температуру кипения жидкости, а затем из точки пересечения проводят горизонталь вправо до пересечения с линией конденсации и определяют состав равновесного пара y^* .

На рис. 11.1, в представлена диаграмма равновесия пар — жидкость. Кривая равновесия устанавливает соотношение между составом жидкости и равновесного с ней пара. Общее давление существенно влияет на равновесные составы. С увеличением давления (как это очевидно из уравнения Рауля — Дальтона) кривая равновесия становится менее выпуклой, т. е. приближается к диагонали квадрата (штриховая линия на рис. 11.1, в). Следует отметить, что разделение смеси тем труднее осуществить, чем ближе кривая $y^* = f(x)$ к диагонали диаграммы.

11.2. ДИСТИЛЛЯЦИЯ

Простая дистилляция

Существует несколько вариантов простой дистилляции. Процесс проводится периодически и непрерывно, однократно и многократно, с дефлегмацией и с фракционированием. Дистилляцией разделяют бинарные или многокомпонентные смеси.

Чаще всего дистилляция применяется для очистки веществ от малолетучих и нелетучих примесей, а также в случаях, когда к продукту, получаемому в виде дистиллята, не предъявляется высоких ограничений по составу (и различные составы жидкой и паровой фаз достаточно велики).

Однократное испарение, или *равновесная дистилляция*, обычно осуществляется в непрерывном режиме. Жидкая смесь нагревается в нагревательной камере паром или горячими газами, за счет чего часть смеси испаряется. Образовавшаяся парожидкостная смесь поступает в сепарационный сосуд, откуда пар переходит в конденсатор, конденсируется и отводится в сборник дистиллята, а жидкость — в сборник кубового остатка. Так как жидкость длительно соприкасается с парами, то в результате между фазами достигается равновесие. Состав жидкости и состав пара в конце процесса могут быть выражены диаграммой равновесия (рис. 11.2).

Если известно начальное количество жидкой смеси, можно рассчитать количество паровой фазы, воспользовавшись уравнением материального баланса.

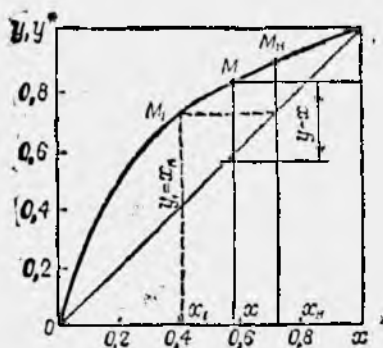


Рис. 11.2. Диаграмма равновесной дистилляции двухкомпонентной смеси

Пусть из смеси, содержащей L_n кмоль жидкости состава x_n мольных долей по низкокипящему компоненту, методом равновесной дистилляции выпаривают G кмоль вещества. В жидкой фазе останется $(L_n - G)$ кмоль смеси, содержащей x мольных долей низкокипящего компонента, и образуется пар состава y мольных долей.

Уравнение материального баланса по низкокипящему компоненту

$$L_n x_n = (L_n - G)x + Gy \quad \text{или} \quad L_n(x_n - x) = G(y - x) \quad (11.3)$$

можно представить в виде:

$$G/L_n = (x_n - x)/(y - x). \quad (11.4)$$

Выражение (11.4) характеризует соотношение паровой и жидкой фаз, в котором две неизвестные величины: x и y . Связь между x и y устанавливается с помощью кривой равновесия $y^* = f(x)$.

В начале процесса концентрации жидкой фазы x_n и концентрации паровой фазы y_n соответствует точка M_n на линии равновесия (рис. 11.2). В ходе процесса дистилляции точка, характеризующая равновесие начальной системы, будет смещаться в сторону меньших значений x . Перемещение возможно до тех пор, пока не будет достигнута точка M_1 , в которой вся жидкая фаза перейдет в паровую: $L_n = G$. Тогда и состав пара $y_1 = x_n$.

Реальный процесс будет соответствовать точке M , расположенной между двумя крайними положениями M_n и M_1 . Определив для точки M по диаграмме $y = f(x)$ значения $(x_n - x)$ и $(y - x)$, по уравнению (11.4) можно рассчитать количество пара G , если известно исходное количество жидкости L_n .

Процесс однократного испарения применяется в технологии переработки нефти, а также при проведении физико-химических исследований.

В периодически действующей установке для простой дистилляции (рис. 11.3) исходную смесь загружают в перегонный куб 1, снабженный змеевиком для обогрева, и доводят до кипения. Пары отводят в конденсатор-холодильник 2. Дистиллят поступает через смотровой фонарь 3 в сборник 4. По окончании процесса остаток сливают из куба и в него вновь загружают разделяемую смесь.

Для составления материального баланса простой дистилляции примем, что в кубе в некоторый момент времени находится

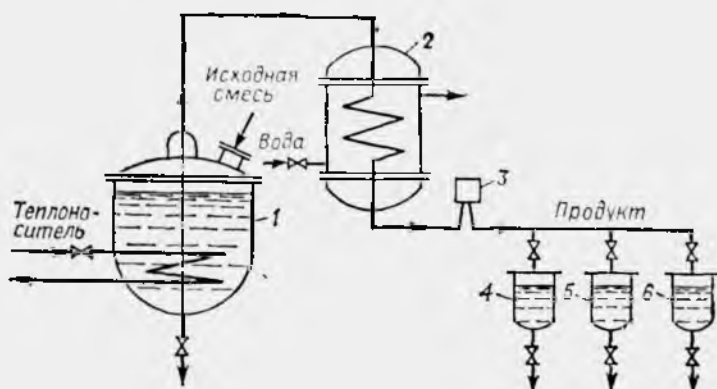


Рис. 11.3. Схема установки для простой дистилляции:

1 — перегонный куб; 2 — конденсатор-холодильник; 3 — смотровой флюид; 4 — 6 — сборники дистиллята

количество перегоняемой смеси G , в которой содержится доля легколетучего компонента x . Количество низкокипящего компонента в жидкости в этот момент равно Gx . Пусть за бесконечно малый промежуток времени количество испаренной смеси составит dG и содержание низкокипящего компонента в кубе уменьшится на величину dx . При этом образуется dG пара, равновесного жидкости и имеющего состав y^* ; количество низкокипящего компонента в паре будет равно dGy^* . Соответственно остаток жидкости в кубе будет равен $G - dG$, а ее состав — $x - dx$. Тогда материальный баланс по низкокипящему компоненту выразится уравнением

$$Gx = (G - dG)(x - dx) + dGy^*. \quad (11.5)$$

Пренебрегая произведением $dG dx$ как бесконечно малой величиной второго порядка, после разделения переменных получаем:

$$\frac{dG}{G} = \frac{dx}{y^* - x}. \quad (11.6)$$

Это дифференциальное уравнение проинтегрируем в пределах изменения количества жидкости в кубе от начального $G = F$ до конечного $G = W$ (где F — количество исходной смеси и W — количество остатка) и соответствующего изменения в ней содержания целевого компонента от x_F до x_W за весь процесс дистилляции:

$$\int_W^F \frac{dG}{G} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y^* - x}. \quad (11.7)$$

В результате интегрирования получим:

$$\ln \frac{F}{W} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dy}{y^* - x}. \quad (11.8)$$

Вид функции $y^* = f(x)$ определяется формой кривой равновесия и обычно не может быть установлен аналитически для каждого конкретного случая дистилляции. Поэтому интегрирование правой части уравнения проводят графически — построением зависимости $1/(y^* - x)$ от x . Для ряда значений x в пределах от x_F и x_W находят из диаграммы $y^* = f(x)$ равновесные им значения y^* (рис. 11.4, а) и по площади под кривой, ограниченной ординатами для значений x_F и x_W определяют (зная масштаб диаграммы) величину искомого интеграла (рис. 11.4, б).

Расчет простой дистилляции обычно начинается с определения количества жидкости F , которое необходимо перегнать для того, чтобы получить в кубе остаток заданного состава x_W .

Если требуется получить несколько фракций дистиллята с различным содержанием низкокипящего компонента, то устанавливаются несколько сборников (4, 5, 6 на рис. 11.3). Простая перегонка в этом случае называется *фракционированной дистилляцией*.

Степень разделения компонентов простой дистилляцией может быть повышена применением дефлегмации (рис. 11.5). По этой схеме пары, покидающие куб 1, поступают в дефлегматор 2, в котором они конденсируются не полностью, а частично. При частичной конденсации конденсируется в основном менее летучий компонент, и пары обогащаются низкокипящим компонентом. Конденсат (называемый флегмой) из дефлегматора возвращается в перегонный куб и подвергается многократному испарению.

Уравнение (11.8) остается справедливым и для дистилляции с дефлегмацией, только состав пара y^* , равновесный с составом

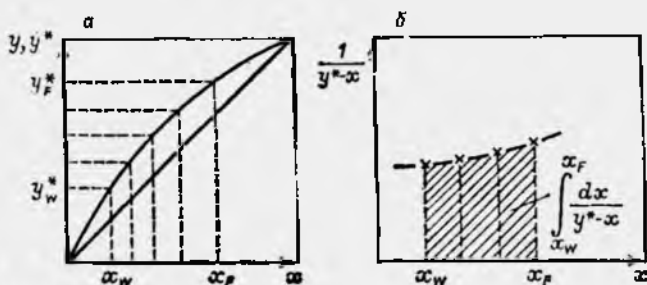


Рис. 11.4. К расчету простой дистилляции:

а — диаграмма равновесия $y^* = f(x)$; б — графическое интегрирование $\int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y^* - x}$

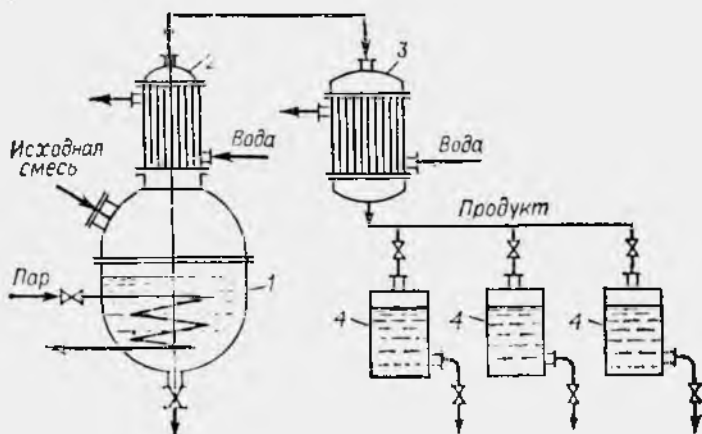


Рис. 11.5. Схема установки для простой дистилляции с дефлегмацией:
1 — куб; 2 — дефлегматор; 3 — конденсатор-холодильник; 4 — сборники

жидкости x , следует заменить на состав пара y' , выходящий из дефлегматора.

Дистилляция в токе водяного пара и инертных газов

Данным способом обычно разделяют (или очищают от примесей) смеси веществ, не растворимых в воде, кипящих при высоких температурах и не обладающих при температурах кипения достаточной термической стойкостью. Дистилляция с водяным паром позволяет заметно снизить температуру кипения смеси и тем самым избежать разложения и осмоления компонентов. Недостаток метода — продукт перегонки содержит влагу.

Дистилляция с водяным паром применяется при переработке жирных кислот, эфирных масел, смол, а также для дезодорации — удаления веществ, обуславливающих неприятный запах масел, жиров и других продуктов.

Схема установки изображена на рис. 11.6. Исходная смесь загружается в куб 1, обогреваемый глухим паром через рубашку. Внутри куба через барботер подают острый пар. Пары, образующиеся при испарении смеси, направляют в конденсатор-холодильник 2. Образовавшийся конденсат поступает в сепаратор 3, где нерастворимые друг в друге жидкости расслаиваются.

Теоретический расход водяного пара может быть найден из следующих соотношений. Для взаимно нерастворимых жидкостей состав пара над кипящей смесью постоянен и не зависит от соотношения компонентов в растворе. По закону Дальтона

$$y_A = \frac{P_A}{P}, \quad y_B = \frac{P_B}{P} \quad \text{и} \quad \frac{y_A}{y_B} = \frac{P_A}{P_B}.$$

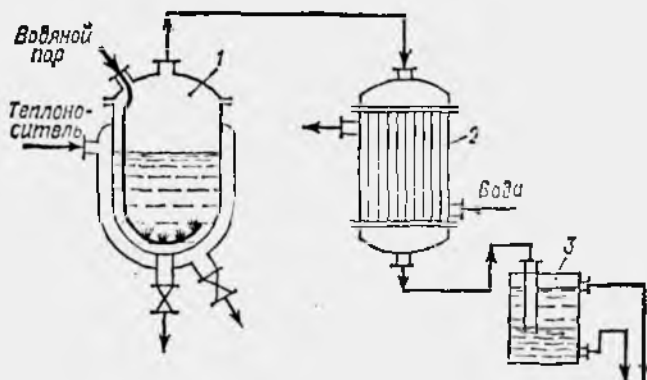


Рис. 11.6. Схема установки для дистилляции в токе водяного пара:
1 — куб с паровой рубашкой; 2 — конденсатор-холодильник; 3 — сепаратор

При постоянной температуре давления P_A и P_B постоянны и, следовательно, постоянно отношение y_A/y_B . Соотношение между количествами G_A и G_B компонентов в парах определится следующим образом:

$$\frac{G_A}{G_B} = \frac{y_A M_A}{y_B M_B} = \frac{P_A M_A}{P_B M_B}. \quad (11.9)$$

Безразмерный комплекс $P_A M_A / (P_B M_B)$ называется *критерием состава* и входит в критериальные уравнения, описывающие массообмен при дистилляции в токе с водяным паром.

Расход водяного пара G_B :

$$G_B = G_A \frac{M_B P_B}{M_A P_A}, \quad (11.10)$$

где G_A — массовый расход отгоняемого компонента; M_A и M_B — молекулярные массы отгоняемого компонента и водяного пара; P_A и P_B — давления насыщенных паров.

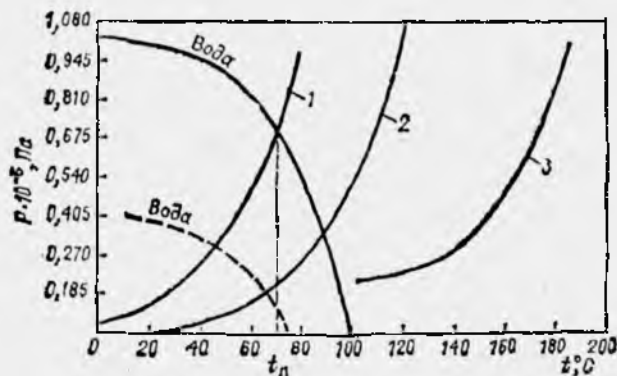


Рис. 11.7. К определению температуры дистилляции в токе водяного пара:
1 — бензол; 2 — толуол; 3 — анлиин

Обычно пар извлекаемым компонентом не насыщается и в приведенное уравнение вводят коэффициент насыщения $\varphi = 0,5 \div 0,9$:

$$G_B = G_A \frac{M_B P_B}{M_A P_{A\Phi}} = G_A \frac{M_B (\Pi - P_A)}{M_A P_{A\Phi}}. \quad (11.11)$$

Температуру перегонки с водяным паром можно определить, пользуясь графиком зависимости давления паров чистых компонентов от температуры (рис. 11.7). Кривую давления паров воды на этом графике наносят «обращенно», т. е. от давления, равного атмосферному, до нуля. Абсцисса точки пересечения кривых для воды и данного вещества определит искомую температуру дистилляции t_n .

Молекулярная дистилляция

Температура кипения многих высокомолекулярных веществ (с молекулярной массой > 300) даже при значительном вакууме остается слишком высокой для того, чтобы их можно было разделить, не опасаясь разложения. Такие смеси разделяют, создавая весьма низкое давление над поверхностью жидкости (13—130 мПа).

Процесс молекулярной дистилляции складывается из диффузии молекул целенного компонента (вещества с наименьшей молекулярной массой) из глубины слоя (пленки) жидкости к поверхности испарения, перемещения молекул пара на поверхность конденсации и их конденсации на этой поверхности.

В процессе молекулярной дистилляции испарение с поверхности жидкости происходит при отсутствии кипения ($t < t_{\text{кип}}$). Процесс осуществляется при наличии близко расположенных поверхностей испарения и конденсации. В условиях глубокого вакуума возрастает длина свободного пробега молекул. При этом большая часть молекул, отрывающихся с поверхности испарения, попадает на поверхность конденсации и задерживается на ней.

Молекулярная дистилляция будет протекать тем лучше, чем тоньше слой жидкости. Скорость диффузии в жидкости может быть увеличена за счет турбулизации пленки жидкости. Эти условия и создают в аппаратах для молекулярной дистилляции.

На рис. 11.8, а представлена схема простейшего аппарата для молекулярной дистилляции. Цилиндр 1 имеет внутри электрообогреватель и является испарителем. Конденсатор 2 снабжен рубашкой 3, по которой движется охлаждающий агент. Исходная смесь вводится через патрубок 7 в воронку 8 и стекает пленкой по наружной поверхности испарителя. Остаток удаляется через патрубок 4, а дистиллят отводится через патрубок 5. В кольцевом пространстве между испарителем и конденсатором

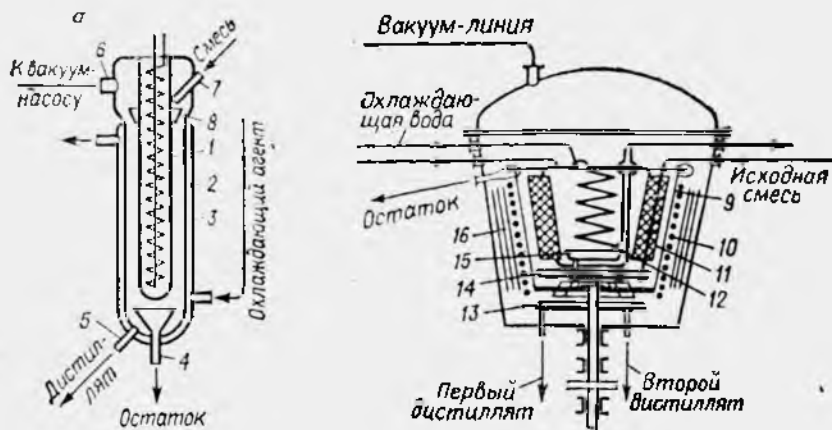


Рис. 11.8. Аппараты (а, б) для молекулярной дистилляции:

1 — цилиндр; 2, 11, 12 — конденсаторы; 3 — рубящий механизм; 4 — патрубок; 5 — патрубок; 6 — насос; 7 — патрубок; 8 — рубашка; 9 — ротор; 10 — электронагреватель; 13 — кольцевой сборник; 14, 15 — подложки; 16 — концентрические изоляционные плиты

требуемое остаточное давление поддерживается насосом глубокого вакуума, присоединенным к патрубку 6.

Расстояние между поверхностями испарения и конденсации составляет обычно 20—30 мм, а разность температур между ними порядка 100 К.

Схема аппарата для молекулярной перегонки с ротором центрифужного типа и изображена на рис. 11.8, б.

Молекулярная дистилляция является весьма дорогим способом разделения. Ее применяют в производствах некоторых витаминов, масел, смазок и др.

11.3. РЕКТИФИКАЦИЯ

Ректификация — это противоточное взаимодействие двух неравновесных фаз — жидкости и пара, образующегося из этой жидкости. При этом пар непрерывно обогащается низкокипящим (легколетучим) компонентом, а жидкость — высококипящим (труднолетучим) компонентом. Ректификацией может быть достигнута любая заданная степень разделения жидких смесей. Ректификация является сложным процессом дистилляции.

Процессы ректификации осуществляются периодически или непрерывно при различных давлениях: под атмосферным давлением, под вакуумом (для разделения смесей высококипящих веществ), а также под давлением больше атмосферного.

На рис. 11.9 изображена схема ректификационной установки непрерывного действия. Внутри ректификационной колонны 1 расположены контактные устройства в виде тарелок или насадок. Снизу вверх по колонне движется пар, поступающий из вы-

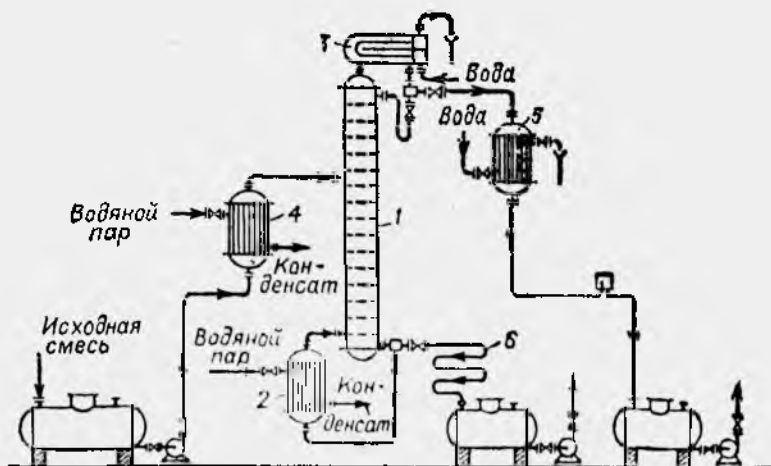


Рис. 11.9. Схема ректификационной установки непрерывного действия:
1 — колонна; 2 — куб-испаритель; 3 — дефлегматор; 4 — 5 — теплообменники

носного куба-испарителя 2 (куб-испаритель может размещаться и непосредственно под колонной). На каждой тарелке происходит частичная конденсация пара труднолетучего компонента и за счет конденсации — частичное испарение легколетучего компонента. Таким образом, пар, выходящий из куба-испарителя и представляющий собой почти чистый труднолетучий компонент, по мере движения вверх обогащается легколетучим компонентом и покидает колонну в виде почти чистого пара легколетучего компонента. Пар конденсируется в дефлегматоре 3, охлаждаемом водой. Полученный конденсат разделяется на дистиллят (верхний продукт) и флегму, которая направляется на верхнюю тарелку колонны. Флегма, стекая по колонне и взаимодействуя с паром, обогащается труднолетучим компонентом.

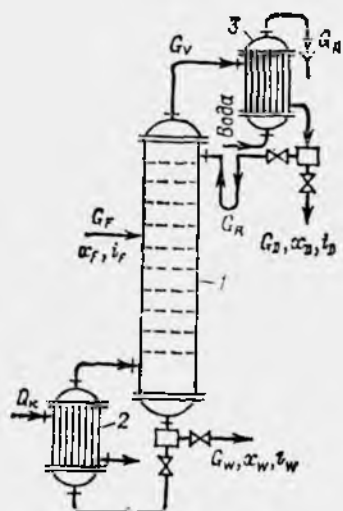
Исходную смесь подогревают до температуры кипения в теплообменнике 4 и подают в колонну на ту тарелку, где кипит смесь того же состава, т. е. на верхнюю тарелку нижней исчерпывающей части колонны. Верхняя часть колонны называется укрепляющей по легколетучему компоненту.

Из куба-испарителя отводят нижний продукт или кубовый остаток.

Материальный баланс ректификационной колонны

При расчетах ректификационных колонн количество и состав фаз удобно выражать в молярных величинах, так как величины молярных теплот испарения компонентов бинарной смеси обычно близки. Следовательно, можно считать, что при конденсации из пара n кмоль труднолетучего компонента испаряется из жидко-

Рис. 11.10. Схема ректификационной колонны:
1 — колонна; 2 — куб-испаритель; 3 — дефлегматор



сти n кмоль легколетучего компонента, т. е. количество фаз (в киломолях) по всей высоте колонны будет постоянным. Примем следующие допущения, мало искажающие фактические условия протекания процесса, но значительно упрощающие расчет: 1) состав пара, выходящего из колонны в дефлегматор (y_D), и состав флегмы, возвращающейся в колонну (x_D), одинаковы, т. е. $y_D = x_D$; 2) состав пара, поднимающегося из кипятильника в колонну (y_W), равен составу жидкости в кубе-испарителе (x_W), т. е. $y_W = x_W$.

Согласно схеме ректификационной установки (рис. 11.10) составим материальный баланс ректификационной колонны:

— по потокам

$$G_F = G_D + G_W; \quad (11.12)$$

— по легколетучему компоненту

$$G_F x_F = G_D x_D + G_W x_W, \quad (11.13)$$

где G_F , G_D , G_W — массовые или мольные расходы питания, дистиллята и кубового остатка; x_F , x_D , x_W — содержание легколетучего (низкокипящего) компонента в питании, дистилляте, кубовом остатке, соответственно, массовые или мольные доли.

Уравнение материального баланса верхней (укрепляющей) части колонны. Рассмотрим верхнюю часть колонны (выше тарелки питания) (см. рис. 11.10):

— баланс по потокам

$$G_V = G_R + G_D; \quad (11.14)$$

— баланс по легколетучему компоненту

$$G_V y = G_R x + G_D x_D. \quad (11.15)$$

Здесь G_V , G_R , G_D — мольные расходы пара, поднимающегося по колонне, флегмы и дистиллята; y и x — переменные по высоте колонны неравновесные концентрации (мольные доли) легколетучего компонента в паре и в жидкости в данном сечении колонны; x_D — содержание (мольная доля) легколетучего компонента в дистилляте.

Запишем уравнения материального баланса в относительных мольных расходах (на 1 кмоль дистиллята) и обозначим $V = G_V/G_D$ и $R = G_R/G_D$. Тогда $V = R + 1$, $Vy = Rx + x_D$, откуда

$$y = \frac{R}{V} x + \frac{x_D}{V} \quad \text{или} \quad y = \frac{R}{R+1} x + \frac{x_D}{R+1}. \quad (11.16)$$

Это уравнение представляет собой уравнение рабочей линии верхней (укрепляющей) части колонны; оно связывает текущие (неравновесные) составы пара и жидкости (для тарельчатых колонн — состав пара, входящего на тарелку, и состав жидкости, стекающей с этой тарелки).

Уравнение материального баланса нижней (исчерпывающей) части колонны. В этом случае имеем:

— баланс по потокам

$$G_V + G_W = G_F + G_R \quad (11.17)$$

— баланс по легколетучему компоненту

$$G_V y + G_W x_W = (G_F + G_R) x, \quad (11.18)$$

где G_W — мольный расход кубового остатка; x_W — содержание (мольная доля) легколетучего компонента в кубовом остатке.

В относительных мольных расходах (на 1 кмоль дистиллята), обозначив $W = G_W/G_D$, $F = G_F/G_D$, получим:

$$V + W = R + F; \quad Vy + Wx_W = (R + F)x,$$

откуда

$$y = \frac{R + F}{R + 1} x - \frac{F - 1}{R + 1} x_W. \quad (11.19)$$

Это уравнение представляет собой уравнение рабочей линии нижней части колонны.

Построение рабочих линий на диаграмме $y - x$

Для построения рабочих линий откладывают на оси абсцисс диаграммы (рис. 11.11) заданные составы жидкостей x_F , x_W и x_D . С учетом принятых допущений о равенстве составов пара, уходящего с верхней тарелки, и дистиллята ($y_D = x_D$) из точки x_D восстанавливают вертикаль до пересечения с диагональю диаграммы в точке a . Величину R считаем известной. Откладывая на оси ординат отрезок $B = x_D/(R + 1)$ (см. уравнение верхней рабочей линии), соединяют прямой точку d с точкой a . Из точки, отвечающей составу x_F , проводят вертикаль до пересечения с линией ad в точке b . Прямая ab — рабочая линия укрепляющей части колонны. Согласно допущению $y_W = x_W$, из точки, соответствующей составу x_W , восстанавливают вертикаль до пересечения с диагональю диаграммы и получают точку c . Соединяют точку c прямой с точ-

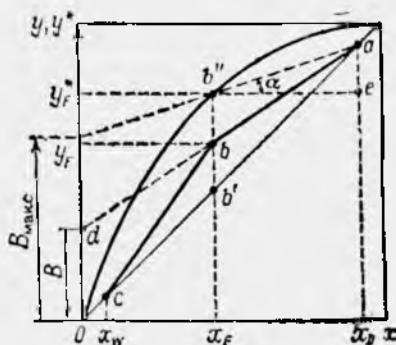


Рис. 11.11. Построение рабочих линий ректификационной колонны на диаграмме $y - x$

кой b , принадлежащей одновременно рабочим линиям укрепляющей и исчерпывающей частей колонны. Прямая bc представляет рабочую линию исчерпывающей части колонны. Рабочие линии отвечают изменению рабочих концентраций в верхней и нижней частях ректификационной колонны.

Флегмовое число

При заданном составе дистиллята x_D величина отрезка B (см. рис. 11.11), отсекаемого рабочей линией укрепляющей части колонны на оси ординат, зависит только от флегмового числа R , так как $B = x_D / (R + 1)$. С увеличением R отрезок B уменьшается, точка b перемещается по вертикали вниз, в пределе (при $R = \infty$) до пересечения с диагональю диаграммы (точка b'). В этом случае движущая сила процесса, выражаемая разностью $y^* - y$, достигает максимального значения. С уменьшением R , очевидно, точка b будет перемещаться по вертикали вверх. В этом случае движущая сила процесса будет уменьшаться и в пределе, при некотором минимальном значении R , когда точка b будет лежать на пересечении вертикали x_F с равновесной кривой (точка b''), окажется равной нулю.

Рабочее флегмовое число, при котором работает колонна, должно находиться в пределах $R_{\min}$ и $R = \infty$. Исходной величиной для выбора рабочего флегмового числа является $R_{\min}$, значение которого можно найти расчетом.

Для определения $R_{\min}$ проведем из точки b'' (см. рис. 11.11) горизонтальный отрезок $b''e$ до пересечения с ординатой точки a . Тангенс угла наклона рабочей линии укрепляющей части колонны при $R_{\min}$ равен отношению катетов ae и $b''e$ треугольника $ab''e$:

$$\operatorname{tg} \alpha = \frac{y_D - y_F^*}{x_D - x_F} = \frac{x_D - y_F^*}{x_D - x_F}. \quad (11.20)$$

Вместе с тем, согласно уравнению рабочей линии, при минимальном флегмовом числе $\operatorname{tg} \alpha = R_{\min} / (R_{\min} + 1)$. Сопоставляя оба выражения, получим:

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F}. \quad (11.21)$$

Выбор рабочего флегмового числа представляет собой сложную задачу. Это объясняется тем, что флегмовое число R определяет в конечном счете размеры аппарата и расходы теплоносителей (греющего пара в кубе-испарителе и охлаждающей воды в дефлегматоре). Следовательно, от величины R зависят капитальные затраты и эксплуатационные расходы на ректификацию.

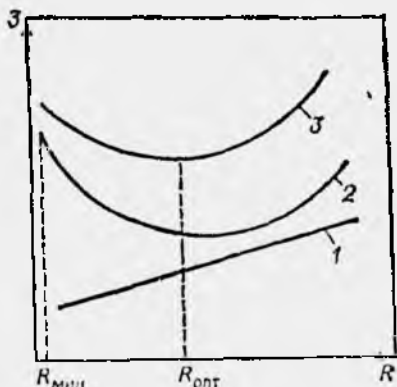
Эксплуатационные расходы, определяемые расходом теплоносителя, возрастают прямо пропорционально величине R

Рис. 11.12. К определению оптимального флегмового числа:

1—эксплуатационные расходы; 2—капитальные затраты; 3—общие затраты на ректификацию

(рис. 11.12, кривая 1). Более сложной является зависимость капитальных затрат от величины флегмового числа. С увеличением R возрастает движущая сила процесса и уменьшается необходимое число теоретических и, соответственно, действительных тарелок. В итоге при некотором флегмовом числе рабочий объем колонны станет минимальным и, следовательно, минимальной будет ее стоимость. Поэтому зависимость капитальных затрат от флегмового числа имеет минимум (кривая 2). Суммарные затраты также будут иметь минимум, который не совпадет с минимумом капитальных затрат. Зависимость суммарных затрат (в руб.) от флегмового числа изображается на рисунке кривой 3. Минимуму суммарных затрат соответствует оптимальное значение действительного флегмового числа $R_{\text{опт}}$.

Выбор рабочего флегмового числа часто проводят приближенно, как $R = \varphi R_{\text{мин}}$, где φ — коэффициент избытка флегмы ($\varphi > 1$). Если данные о величинах φ для разделяемых систем отсутствуют, то можно воспользоваться эмпирической зависимостью $R = 1,3R_{\text{мин}} + 0,3$.



Тепловой баланс ректификационной колонны

Для колонны непрерывного действия (см. рис. 11.10) с учетом потерь теплоты в окружающую среду имеем:

Приход теплоты

С греющим паром в кубе-испарителе Q_K

С исходной смесью $Q_F = G_F i_F$

Расход теплоты

С водой от конденсирующихся в дефлегматоре паров Q_d

С дистиллятом $Q_D = G_D i_D$

С кубовым остатком $Q_W = G_W i_W$

Потери в окружающую среду $Q_{\text{пот}}$

Здесь i_F , i_D , i_W — энтальпии исходной смеси, дистиллята, кубового остатка.

Таким образом, уравнение теплового баланса:

$$Q_K + Q_F = Q_d + Q_D + Q_W + Q_{\text{пот}} \quad (11.22)$$

Подставляя вместо Q их значения и учитывая, что $Q_d = G_D i_D = G_D (R + 1) r_D$, где r_D — удельная теплота конденсации паров в дефлегматоре, решим уравнение теплового баланса относительно Q_K :

$$Q_K = G_D (R + 1) r_D + G_D i_D + G_W i_W - G_F i_F + Q_{\text{пот}} \quad (11.23)$$

Расход греющего пара на обогрев куба-испарителя можно найти по уравнению

$$G_{гр} = Q_K / (r_{гр} x_{гр}), \quad (11.24)$$

где $r_{гр}$ — удельная теплота конденсации (парообразования) греющего пара; $x_{гр}$ — степень сухости греющего пара.

Расход воды на конденсацию пара в дефлегматоре:

$$G_D = \frac{Q_D}{c_B (t_K - t_H)} = \frac{G_D (R + 1) r_D}{c_B (t_K - t_H)}. \quad (11.25)$$

Здесь c_B — удельная теплоемкость воды; t_H и t_K — начальная и конечная температура воды.

Периодическая ректификация

Установки для ректификации периодического действия могут работать: 1) в режиме постоянной флегмы; 2) в условиях, обеспечивающих постоянный состав дистиллята.

На рис. 11.13 приведена схема периодически действующей ректификационной установки. В куб 1 загружается разделяемая смесь, нагревается до $t_{кип}$ и испаряется. Пары поднимаются по ректификационной колонне 2 и взаимодействуют с жидкостью (флегмой), стекающей из дефлегматора 3. Пары, обогащенные легколетучим компонентом, конденсируются, проходят делитель флегмы 4 и поступают в холодильник 5, а затем в сборник 6 или 7.

На диаграмме $y-x$ показаны положения рабочих линий для обеспечения постоянного состава дистиллята: процесс необходимо проводить при непрерывно меняющемся флегмовом числе (минимальным в начале и максимальным в конце). Положе-

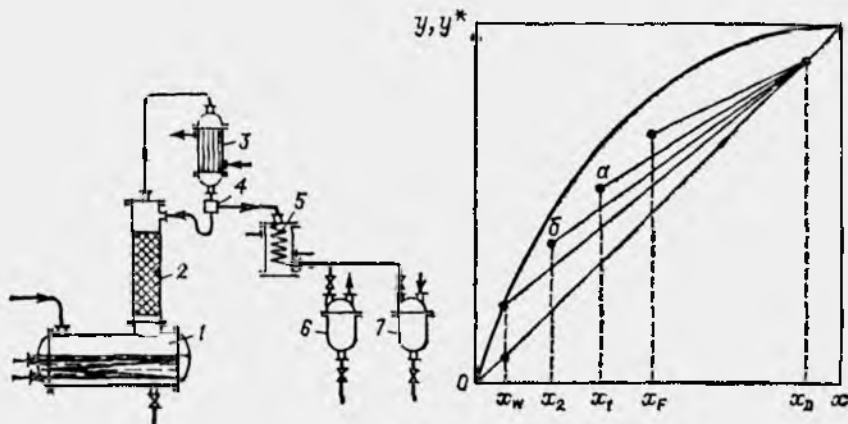


Рис. 11.13. Схема ректификационной установки периодического действия: 1 — куб; 2 — колонна; 3 — дефлегматор; 4 — разделительный стакан; 5 — холодильник; 6, 7 — сборники

ние рабочей линии для концентраций x_F и x_D находится как обычно. При этом следует учесть, что в кубе в результате отгонки легколетучего компонента его концентрация меняется (например, x_1 , x_2 и т. д. до x_W).

Положение точек a , b и т. д. (рис. 11.13) должно отвечать равенству чисел единиц переноса для границ концентраций $x_1 - x_D$, $x_2 - x_D$ и т. д. в пределах $x_F - x_W$. Затем рассчитывают среднее флегмовое число. Проведение периодической ректификации при $x_D = \text{const}$ практически осуществляется с трудом и применяется в промышленности сравнительно редко. Чаще используется процесс в условиях $R = \text{const}$ (при постоянном флегмовом числе наклон рабочих линий не зависит от концентраций). Для конкретных условий находят зависимость $x_D = f(x)$ и вычисляют средний состав получаемого дистиллята.

Экстрактивная ректификация

Разделение смесей близкокипящих компонентов, характеризующихся очень низкой относительной летучестью ($\alpha \leq 1,05$), методом обычной ректификации сопряжено со значительными трудностями. Кривая фазового равновесия для таких смесей подходит очень близко к диагонали на $y - x$ -диаграмме, и требуемое число ректификационных тарелок сильно возрастает даже при больших коэффициентах избытка флегмы. Процесс разделения таких смесей основан на введении третьего компонента — разделяющего агента, способного резко повысить относительную летучесть основных компонентов. Третий компонент должен быть менее летуч, чем оба компонента разделяемой смеси, и должен хорошо растворять труднолетучий компонент исходной смеси. Так, например, к смеси n -бутана ($t_{\text{кип}} = 0,5^\circ\text{C}$) и псевдобутилена ($t_{\text{кип}} = 0,3^\circ\text{C}$) добавляют ацетон ($t_{\text{кип}} = 56^\circ\text{C}$), который хорошо растворяет псевдобутилен и не растворяет n -бутан.

Ректификация жидких смесей с использованием разделяющего агента, получившая название *экстрактивной ректификации*, осуществляется по схеме, приведенной на рис. 11.14.

Установка состоит из двух обычных ректификационных колонн, в первую из которых посту-

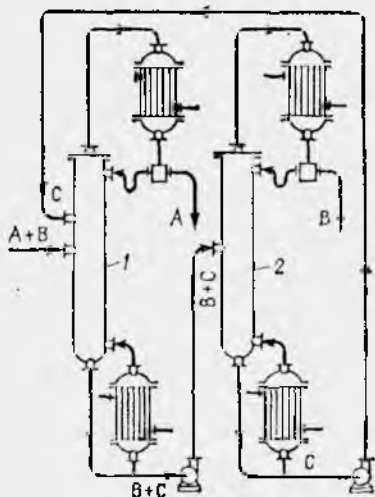


Рис. 11.14. Схема установки для экстрактивной ректификации:
1, 2 — колонны

пает на разделение исходная смесь, состоящая из компонентов $A + B$. На одну из верхних тарелок укрепляющей части колонны вводится разделяющий агент C . Компонент B хорошо растворим в C , в то время как компоненты A и C взаимно нерастворимы (или ограниченно растворимы). В результате компонент C экстрагирует компонент B (более высококипящий компонент исходной смеси) из жидкой и паровой фаз. Смесь $B + C$ удаляется в виде остатка, а в дистилляте получают практически чистый компонент A .

За процессом собственно экстрактивной ректификации следует процесс разделения смеси компонентов $B + C$ во второй ректификационной колонне. Из этой колонны в качестве дистиллята получают компонент B , более летучий чем C .

Регенерированный разделяющий компонент C (кубовый остаток) возвращается на повторное использование в первую колонну.

Азеотропная ректификация

К разделяемой азеотропной смеси $A + B$ добавляют третий компонент C , который образует с одним из компонентов разделяемой смеси новую (более летучую, чем исходная) азеотропную смесь. Эта азеотропная смесь отгоняется в качестве дистиллята, а другой практически чистый компонент удаляется в виде остатка.

На рис. 11.15 показан вариант процесса азеотропной ректификации, когда образующаяся азеотропная смесь состоит из компонентов с резко отличающейся взаимной растворимостью при разных температурах. В этом случае компоненты B и C , находясь в жидком состоянии, практически взаимно нерастворимы. Поэтому дистиллят после охлаждения разделяется на компоненты B и C в отстойнике. Компонент B отводится, а компонент C возвращается на орошение колонны. Компонент A отводится снизу колонны (кубовый остаток).

В качестве примера применения азеотропной ректификации может служить разделение азеотропной смеси этиловый спирт — вода (температура кипения около 78°C), где в качестве разделяющего компонента используют бензол, образующий с водой азеотропную смесь (температура кипения приблизительно $64,8^\circ\text{C}$). Остаток, удаляемый из колонны, представляет собой безводный этиловый спирт.

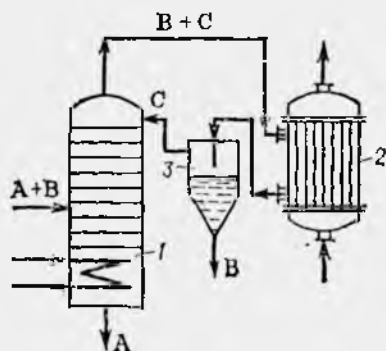


Рис. 11.15. Схема установки для азеотропной ректификации:

1 — колонна; 2 — дефлегматор; 3 — отстойник

Устройство и расчет ректификационных колонн

В ректификационных установках используют главным образом аппараты двух типов: колонны со ступенчатым контактом (тарельчатые) и непрерывным контактом (пленочные и насадочные).

Тарельчатые, насадочные, а также некоторые пленочные колонны по конструкции внутренних устройств (тарелок, насадочных тел) аналогичны абсорбционным колоннам.

Расчет ректификационных колонн не отличается от расчета однопотных аппаратов для процесса абсорбции. Методы расчета насадочных и тарельчатых аппаратов рассмотрены в разделе 9.5.

Расчеты ведут для укрепляющей и исчерпывающей частей колонны и затем определяют рабочую высоту колонны.

Большой интерес представляют многоколонные ректификационные аппараты. В них можно проводить разделение с минимальным расходом теплоты, используя возможности испарения и конденсации при различных давлениях. Многоколонные и, в частности, двухколонные аппараты применяют в технике разделения газов. На рис. 11.16 представлена схема двухколонной установки для разделения воздуха на кислород и азот. В змеевик 1 поступает охлажденный сжатый воздух, который, конденсируясь, отдает теплоту жидкости (обогащенной до 40—60 % кислородом воздуху), кипящей в кубе колонны при $p \approx 0,6$ МПа. Из змеевика воздух дросселируется (дроссельным вентилем 2) в питающую секцию нижней колонны. Пары легколетучего азота (с небольшим содержанием кислорода) конденсируются в трубах конденсатора 3 за счет испарения в межтрубном пространстве (в верхней колонне) жидкого кислорода. Азотная флегма из конденсатора 3 частично стекает вниз по нижней колонне, а остальное количество через дроссельный клапан 4 подается на орошение верхней колонны. В верхней колонне давление составляет 0,14—0,16 МПа. Из межтрубного пространства испарителя 3 верхней колонны получают чистый газообразный или жидкий кислород с содержанием до 99,9 % O_2 , а сверху отводится чистый (приблизительно 98 %-ный) азот.

Все разнообразие аппаратов для осуществления процессов дистилляции и ректификации сводится главным образом к разнообразию контактных устройств: насадок, тарелок (см. гл. 10).

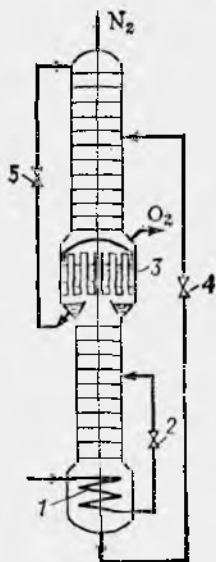


Рис. 11.16. Схема двухколонной установки для разделения воздуха на кислород и азот:

1 — змеевик; 2, 4, 5 — вентили; 3 — конденсатор-испаритель

В соответствии с действующими отраслевыми стандартами (ОСТ.26-01-125—81 и ОСТ 26-01-1488—83 и др.) для ректификационных колонн (и абсорберов) в нефтехимической и химической промышленности рекомендуются семь типов контактных тарелок: 1) ситчатая; 2) ситчато-клапанная, 3) клапанная; 4) жалюзийно-клапанная; 5) колпачковая, 6) ситчатая многосливная; 7) решетчатая.

Расстояние между тарелками выбирают от 200 до 1200 мм в соответствии с ГОСТ 21944—74. Большей частью используют расстояние 200; 300; 400; 500 и 600 мм.

Ситчатые тарелки пригодны при любом давлении при устойчивых режимах работы. Колпачковые тарелки более универсальны и используются при любом давлении как при устойчивых, так и при неустойчивых режимах работы. Большинство перечисленных типов тарелок (за исключением ситчатой многосливной и решетчатой) имеют сегментные переливы. Нагрузка на перелив не должна превышать $40 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$.

На рис. 11.17 приведены типы тарелок, на которых осуществляются интенсивные режимы взаимодействия газовой (паровой) и жидкой фаз. На тарелке с двумя зонами контакта фаз газ (пар) дополнительно проходит через пленку жидкости при сливе с тарелки и барботирует через слой жидкости на тарелке.

Слой шаров на тарелке (ситчатой или провальной) помогает образовать плотную сепарирующую пленку жидкости между тарелками, благодаря чему скорость газа (пара) в колонне можно повысить в 3—4 раза по сравнению с ситчатыми тарелками.

На рис. 11.18 показаны контактные устройства роторных аппаратов, обеспечивающих разбрызгивание жидкой фазы. Роторные аппараты применяют при ректификации термиче-

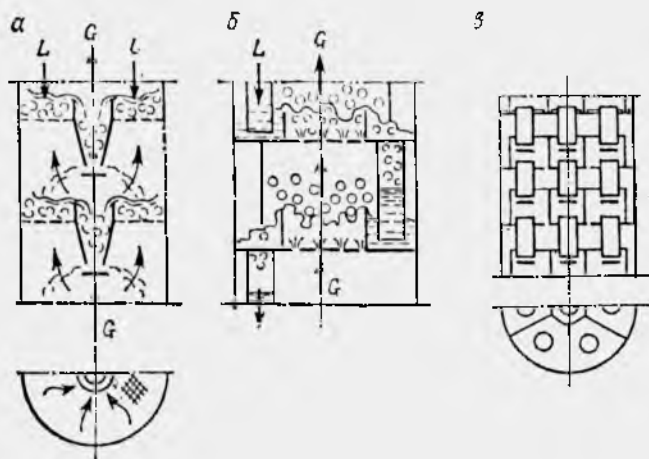
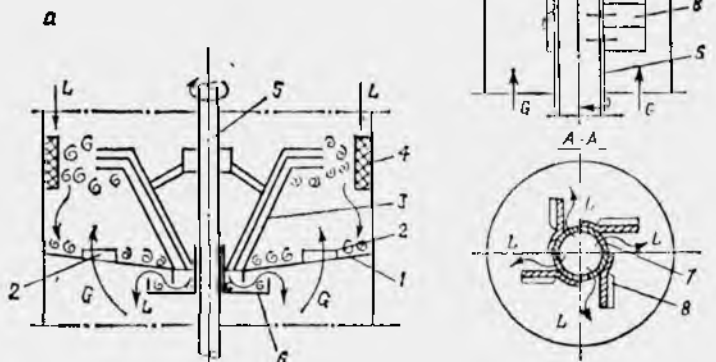


Рис. 11.17. Типы интенсивных контактных устройств;

а — тарелки с двумя зонами контакта фаз; б, в — тарелки с подвижной шаровой насадкой

Рис. 11.18. Контактные устройства (а, б) роторных аппаратов:

1 — тарелка; 2 — патрубки; 3 — вращающийся конус; 4 — брызгоотбойник; 5 — вал; 6 — сливное устройство; 7 — отверстия в вале; 8 — волнистые лопасти



ски нестойких систем (в вакууме). Они имеют низкое гидравлическое сопротивление, но требуют дополнительных затрат энергии на вращение ротора.

11.4. ИНТЕНСИФИКАЦИЯ ПРОЦЕССОВ ДИСТИЛЛЯЦИИ И РЕКТИФИКАЦИИ

Интенсификация дистиляционных и ректификационных установок осуществляется в основном за счет уменьшения энергетических затрат, а также с помощью организации интенсивных гидродинамических режимов и оптимальных условий массопередачи.

Энергетические затраты (на греющий пар и охлаждающую воду) могут быть уменьшены за счет: 1) хорошей термоизоляции ректификационных колонн; 2) работы при оптимальном (соответствующем минимуму суммарных затрат) флегмовом числе; 3) использования вторичных тепловых потоков (теплоты, уходящей из колонны с потоками дистиллята, кубового остатка, конденсата и т. п.) на производственные нужды; 4) использования острого пара (в тех случаях, когда это допустимо) на нагрев куба и т. п.; 5) применения принципа термокомпрессии (теплого насоса) — см. рис. 11.19; 6) использования двух (или более) колонн при различных давлениях, например, для ректификации азеотропных смесей.

Кроме того, при проектировании дистиляционных и ректификационных установок необходимо учитывать технологические особенности проведения процесса. При несогласованности меха-

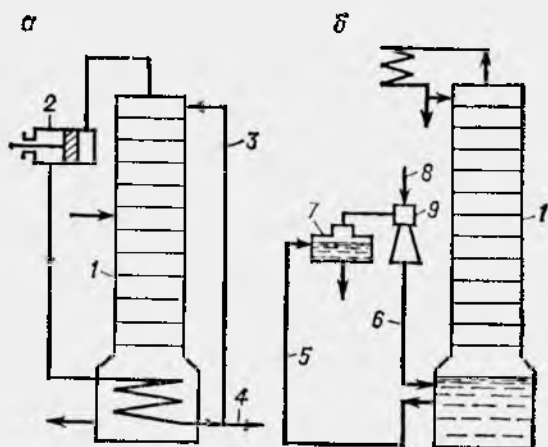


Рис. 11.19. Ректификация с тепловым насосом:

а—с компрессором; *б*—с эжектором; 1—колонна; 2—тепловой насос (компрессор); 3—подача флегмы; 4—дистиллят; 5—линия кубовой жидкости; 6—смесь сжатых паров; 7—сосуд-расширитель; 8—подача инжектирующего пара; 9—эжектор

нических, тепловых и технологических расчетов проект может оказаться непригодным. Для иллюстрации несогласованных действий проектировщиков можно привести следующий пример.

На одном из химических заводов инженером-механиком и инженером-теплотехником была спроектирована перегонная установка для дистилляции органических полупродуктов. Механик спроектировал дистилляционную установку в виде горизонтального куба емкостью 10 000 дм³, считая (по аналогии с паровым котлом), что скорость перегонки увеличится с увеличением зеркала испарения.

Однако практика показала, что скорость перегонки зависит также и от высоты H слоя загрузки, так как с уменьшением H уменьшается коэффициент насыщения ϕ перегретого пара перегоняемым веществом. Кроме того, при большой единовременной загрузке время пребывания τ продукта в кубе значительно увеличилось и процент его потерь от осмоления существенно возрос. В результате пришлось заменить горизонтальный куб вертикальным меньшей емкости ($V = 4000$ дм³).

С теплотехнической стороны установка была спроектирована тщательно. Топочные газы последовательно омывали перегонные кубы и котлы для предварительного обезвоживания продукта. Теплотехник не учел лишь необходимости регулярной чистки котлов от образующейся в них смолы. При общей обмуровке четырех котлов и последовательном ходе топочных газов не было доступа в котел для его очистки. При необходимости чистки одного котла приходилось останавливать всю дистилляционную станцию, охлаждать систему, обрекая производство на простой.

В дальнейшем каждый котел был снабжен самостоятельной обмуровкой с переключением хода топочных газов.

Из этого примера ясно видна необходимость согласования требований технолога со специалистами смежных групп проектировщиков.

ГЛАВА 12

ЖИДКОСТНАЯ ЭКСТРАКЦИЯ И ЭКСТРАГИРОВАНИЕ

Экстракционное разделение — это процесс извлечения одного или нескольких компонентов из растворов или твердых пористых материалов избирательно действующими растворителями (экстрагентами). Различают экстракционные процессы в системах жидкость — жидкость (*жидкофазная экстракция*) и экстрагирование в системах твердое тело — жидкость (*твердофазное экстрагирование*). Экстрагирование относится к гетерогенным массообменным процессам (т. е. к процессам, осуществляемым в системах, состоящих из нескольких фаз) и может проводиться периодически или непрерывно. Движущей силой переноса извлекаемых компонентов из исходной смеси в экстрагент является разность концентраций в обеих фазах.

Экстракционные процессы широко применяют для извлечения ценных веществ из смесей, очистки жидкостей или твердых веществ от примесей.

Процессы жидкофазной (или жидкостной) экстракции используют в нефтехимической и химической отраслях промышленности для извлечения в чистом виде различных продуктов органического синтеза, редких элементов, для очистки сточных вод и т. д.

Экстракционное разделение может успешно конкурировать с другими массообменными процессами (ректификацией, выпариванием и т. д.). В большинстве случаев экстракция используется в сочетании с ректификацией (предварительная экстракция позволяет значительно сократить затраты теплоты на разделение жидкой смеси ректификацией).

Экстракция выгоднее ректификации при разделении смесей, состоящих из компонентов с близкими температурами кипения (жидких углеводородов, например бутилена и бутадиевлов), с очень высокими температурами кипения, с малой относительной летучестью, чувствительных к высоким температурам, азеотропных и сложных смесей близких структур и с одинаковыми интервалами температур кипения. Выгоднее, чем ректификация, экстракционное извлечение ценных примесей или предных веществ из сильно разбавленных растворов (например, малых количеств уксусной кислоты из водных растворов этилацетатом или смесью

бензола и этилацетата, так как несмотря на значительную разность температур кипения уксусной кислоты (118°C) и воды (100°C) относительная летучесть их мала).

12.1. ЭКСТРАКЦИЯ В СИСТЕМЕ ЖИДКОСТЬ — ЖИДКОСТЬ

Общая характеристика процесса

Экстракция в системах жидкость — жидкость как метод разделения жидких смесей основана на различии растворимости выделяемых компонентов смеси в жидких растворителях, составляющих две фазы.

Две взаимно нерастворимые (или частично растворимые) жидкости и целевой компонент, распределяемый между ними, составляют *экстракционную систему*.

Жидкие фазы, участвующие в процессе экстракции, носят названия *экстрагент* (растворитель) и *исходный раствор*. Распределяемыми (извлекаемыми) компонентами могут быть как неорганические, так и органические вещества.

В первой стадии экстракции исходные фазы (первичный раствор и экстрагент) приводят в тесное соприкосновение, обеспечивающее максимальное развитие поверхности контакта фаз. При этом получают две новые фазы, которые называются экстрактом и рафинатом. *Экстракт* представляет собой раствор извлеченного компонента в экстрагенте, *рафинат* — остаточный исходный раствор. Экстракт и рафинат разделяют отстаиванием, центрифугированием или другими методами.

Экстракция отличается от других массообменных процессов низкой рабочей температурой. Экстракционное разделение наиболее экономично при разделении смесей, чувствительных к высоким температурам. Во многих случаях оно осложняется химической реакцией.

Экстракционные процессы осуществляют в аппаратах, называемых экстракторами.

Выбор растворителя

Растворитель, или экстрагент, — вещество, извлекающее целевой компонент из исходного раствора. Наиболее распространенный растворитель — вода.

Свойства растворителей. Каждый растворитель при экстракции определенного компонента имеет предельную емкость, при достижении которой растворитель насыщается извлекаемым компонентом. Значения предельной емкости для различных веществ изменяются в широких пределах.

К растворителю предъявляют следующие требования: 1) избирательность по отношению к целевому компоненту; 2) высокая экстракционная емкость по целевому компоненту (т. е. спо-

способностью извлекать целевой компонент лучше, чем исходный растворитель); 3) легко осуществляемая рекстракция (извлечение поглощенного компонента); 4) хорошее расслаивание фаз; 5) безопасность при работе (растворитель не должен быть токсичным, летучим, взрывоопасным); 6) стойкость при хранении и в процессе экстракции или рекстракции; 7) низкая стоимость; 8) доступность (растворитель не должен быть дефицитным.)

Типы растворителей. Основные промышленные растворители делятся на три класса: 1) органические кислоты или их соли (алифатические монокарбоновые кислоты, нафтеновые кислоты, сульфокислоты, фенолы, оксиды, кислые эфиры фосфорной кислоты), которые вытесняют катионы металлов в органическую фазу из водной; 2) соли органических оснований (соли первичных, вторичных и третичных аминов, а также четвертичных аммониевых оснований), с помощью которых извлекают анионы металлов из водных растворов; 3) нейтральные растворители (вода, спирты, простые и сложные эфиры, альдегиды и кетоны), выделение которыми осуществляется по разным механизмам в зависимости от кислотности исходного раствора.

Коэффициент распределения. Отношение равновесного содержания целевого компонента в экстракте к равновесному содержанию этого компонента в рафинате называют *коэффициентом распределения*:

$$m = y^*/x, \quad (12.1)$$

где y^* и x — равновесные доли распределяемого компонента в экстракте и рафинате, соответственно.

По величине коэффициента распределения судят об экстракционной способности растворителя: чем больше m , тем выше способность данного растворителя извлекать целевой компонент. Значения m в экстракционных системах находятся в пределах от 1 до 10 000.

Для оценки разделяющей способности растворителя используют соотношение

$$\frac{m_1}{m_2} = \frac{y_1 x_2}{y_2 x_1} = \frac{y_1}{y_2} : \frac{x_1}{x_2} = \beta. \quad (12.2)$$

Величину β называют *коэффициентом* или *фактором разделения в экстракции*¹⁾. В числителе соотношения m_1/m_2 всегда должно быть большее значение коэффициента распределения. В реальных условиях величина β должна быть не меньше 2. Коэффициент разделения β показывает, во сколько раз отношение равновесных концентраций разделяемых компонентов в экстракте больше отношения равновесных концентраций в рафинате. Концентрации чаще выражают в абсолютных или относительных массовых долях (или процентах).

¹⁾ Коэффициент разделения β называют также *коэффициентом селективности*, он является аналогом относительной летучести компонентов в процессе ректификации.

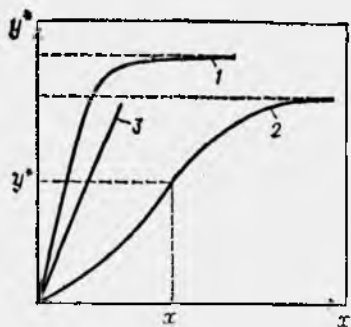


Рис. 12.1. Изотермы экстракции
1, 2 — $y^* = f(x)$; 3 — $y^* = mx$

Статика процесса экстракционного извлечения

Фазовое равновесие в экстракционной системе определяет предельно достижимое содержание целевого компонента в экстракте и рафинате. Значения равновесных концентраций находят или по коэф-

фициенту распределения m , или по изотерме экстракции $y^* = f(x)$. Обе эти основные характеристики процесса определяют экспериментально.

Изотерма экстракции — это кривая изменения концентраций целевого компонента в растворителе в зависимости от концентраций этого компонента в исходном растворителе в условиях равновесия.

Изотерма экстракции (рис. 12.1) позволяет определить предельную концентрацию извлекаемого компонента в растворителе (на кривых 1 и 2 участки, приближающиеся к линии, параллельной оси абсцисс, соответствуют $y_{\text{нас}}$).

На практике наиболее часто встречаются изотермы типа 1 и 2 с переменным коэффициентом распределения m , зависящим от концентраций компонентов в экстракте и рафинате. Сравнительно редко встречаются изотермы, представленные кривой 3, с $m = \text{const}$. В этом случае коэффициент распределения m зависит только от температуры.

Практически экстракционные системы состоят минимально из трех компонентов ($K=3$) и двух жидких (или жидкой и твердой) фаз ($\Phi=2$). В соответствии с правилом фаз (см. гл. 9) для таких систем число переменных, которые можно изменять, не нарушая равновесия (число степеней свободы), $C=3$. Другими словами, в данном случае независимыми переменными являются температура, давление и состав одной из фаз. В системе жидкость — жидкость зависимостью равновесия от давления можно пренебречь. При $P = \text{const}$ зависимость состава от температуры для тройных систем может быть изображена с помощью треугольной призмы (температуры откладываются на оси, расположенной перпендикулярно к плоскости, на которой нанесены составы).

Треугольная диаграмма

На рис. 12.2 приведена треугольная диаграмма, на которой удобно представлять составы тройных смесей.

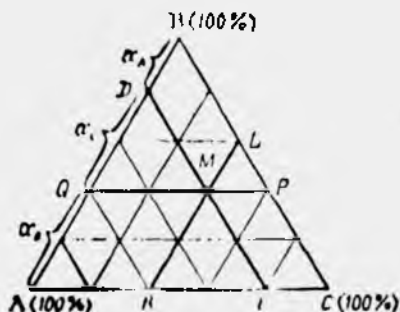


Рис. 12.2. Треугольная диаграмма

A, B — компоненты жидкой смеси, подлежащей разделению; C — растворитель

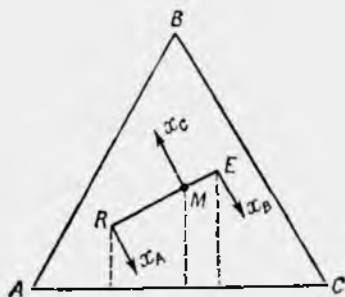


Рис. 12.3. Правило рычага на треугольной диаграмме (смещение смесей двух составов)

Вершины равнобедренного треугольника (*треугольника Гиббса* или *Розенбума*)¹⁾ соответствуют содержанию чистых (100 %) компонентов A, B и C. Точки на сторонах треугольника определяют составы двухкомпонентных смесей или растворов AB, AC и BC, а точки внутри треугольника — составы трехкомпонентных систем. Так, например, точка M выражает состав тройной смеси, содержащей 20 % компонента A, 40 % компонента B и 40 % компонента C.

К составам смеси, выраженным с помощью треугольной диаграммы, применимо так называемое *правило рычага*. Средний состав смеси, получаемой в результате смешения двух других смесей, лежит на отрезке прямой, соединяющей точки, определяющие составы этих смесей. По правилу рычага точка, определяющая состав образующейся смеси, разделяет полученный отрезок на отрезки, обратно пропорциональные количествам исходных смесей (рис. 12.3). Смесь в точке M и все другие смеси, составы которых находятся на одной линии RE, называемой *хордой равновесия*, расслаиваются на насыщенные равновесные растворы E и R, массы которых можно определить по правилу рычага. При разделении M кг смеси уравнение материального баланса будет:

$$M = R + E. \quad (12.3)$$

По правилу рычага:

$$1/R = RM/EM. \quad (12.4)$$

Здесь E и R — количества экстракта и рафината, соответственно, кг.

Рассмотрим более внимательно рис. 12.2 и 12.3. Для любой точки M, лежащей внутри треугольника ABC, содержания отдельных компонентов можно определить с помощью проведен-

¹⁾ В первом случае составы компонентов отсчитывают по одной из сторон треугольника, во втором — по отрезкам высот, опущенных из точки, отвечающей составу смеси, на соответствующие стороны треугольника.

ных через точку M прямых, параллельных сторонам треугольника (см. рис. 12.2). Отрезок ML , равный DB и EC , представляет собой содержание компонента A (первичного растворителя исходного раствора), т. е. x_A ; отрезок $MD = BL = DQ$ — компонента C (вторичного растворителя, или экстрагента), т. е. x_C , и отрезок $ME = AQ = MR$ — компонента B (экстрагируемого компонента, находящегося в жидком состоянии), т. е. x_B . Отсюда следует, что $x_A + x_B + x_C = 1$, если принять сторону треугольника за единицу (100 %).

Если смешать трехкомпонентную систему, состав которой определяется положением точки R , с трехкомпонентной системой состава E , то общая масса полученной смеси $E + R = M$.

Можно составить баланс компонентов A и B :

$$Rx_{AR} + Ex_{AE} = Mx_{AM}; \quad (12.5)$$

$$Rx_{BR} + Ex_{BE} = Mx_{BM}. \quad (12.6)$$

Баланс компонента C (растворителя) составлять не нужно, так как его содержание определяется при помощи составов x_A и x_B (сумма концентраций всех трех компонентов равна единице или 100 %).

Из баланса компонентов A и B исключим количество общей массы M и получим два уравнения:

$$E(x_{AE} - x_{AM}) = R(x_{AM} - x_{AR}); \quad (12.7)$$

$$E(x_{BE} - x_{BM}) = R(x_{BM} - x_{BR}). \quad (12.8)$$

После деления уравнения (12.7) на уравнение (12.8) получим:

$$\frac{x_{AE} - x_{AM}}{x_{BE} - x_{BM}} = \frac{x_{AM} - x_{AR}}{x_{BM} - x_{BR}}, \quad (12.9)$$

т. е. уравнение прямой линии, которое и показывает, что для треугольной диаграммы применимы правила прямой линии и рычага.

Методы экстракционного разделения

Различают следующие методы экстракционного разделения: 1) одним растворителем (однократное экстракционное извлечение) в системах, состоящих из двух разделяемых компонентов; 2) многоступенчатое (многократное) экстракционное извлечение с подачей свежего растворителя на каждую ступень; 3) многоступенчатое противоточное экстракционное извлечение одним или двумя растворителями. Первые два способа применяют в производствах небольшого масштаба, а также в лабораторной практике.

Наиболее распространенным промышленным методом является противоточное взаимодействие фаз. Во всех случаях экс-

граfractionное извлечение сочетается с процессом регенерации растворителя (или растворителей) для его повторного использования и выделения из растворов целевых компонентов. Широкое применение получил процесс экстракционного извлечения одним растворителем.

12.2. РАСЧЕТ ЭКСТРАКЦИОННЫХ ПРОЦЕССОВ

Расчет экстракционных процессов основан на совместном решении уравнений фазового равновесия и материального баланса. Считают обычно, что экстракционные процессы протекают изотермически — тепловые эффекты перехода компонента из одной фазы в другую (в отсутствие химической реакции) обычно невелики. Для расчетов процесса разделения бинарных жидких смесей и распределения компонента между двумя несмешивающимися фазами широко используют графические методы.

Одноступенчатое однократное экстракционное разделение

Схема однократной ступенчатой экстракции приведена на рис. 12.4. Исходный раствор F и растворитель S смешивают в смесителе 1, после чего разделяют (например, отстаиванием) на два слоя — экстракт E и рафинат R в отстойнике 2. При однократном взаимодействии F и S и достаточно большом времени контакта могут быть получены близкие к равновесным составы E и R . Процесс проводят периодически или непрерывно. Во втором случае растворитель регенерируют и непрерывно возвращают в смеситель. Этот способ применим при высоком коэффициенте распределения m .

Расчет одноступенчатой экстракции лежит в основе расчета процессов многоступенчатого экстракционного разделения, включающих три последовательные стадии: 1) перемешивание исход-

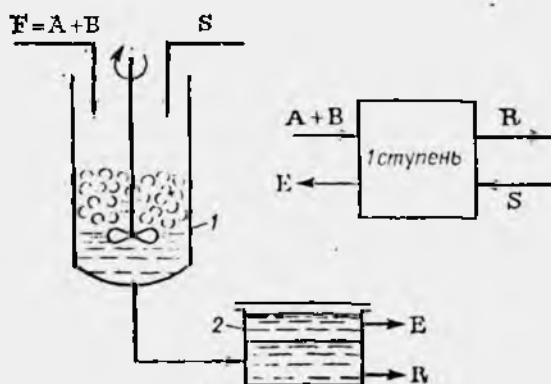


Рис. 12.4. Схема одноступенчатой экстракции
1 — смеситель; 2 — отстойник

ной смеси с растворителем; 2) механическое разделение полученной гетерогенной смеси на экстракт и остаток исходной смеси (рафинат); 3) разделение экстракта на извлекаемый из смеси целевой компонент и растворитель (возвращаемый в процесс для повторного использования).

Обычно первые две стадии проводят в одном аппарате (экстракторе), а третью — в другом (ректификационной колонне). Таким образом, технологически экстракционные процессы являются достаточно сложными. Многократное использование растворителя приводит, как правило, к нежелательному загрязнению продуктов разделения и дополнительным затратам на их очистку до нужных кондиций.

Материальный баланс. Смешаем A кг растворителя исходного раствора с относительно массовой долей целевого компонента $\bar{X}_0$ с S кг растворителя. В результате взаимодействия (при условии, что фазы практически нерастворимы друг в друге) получим рафинат с содержанием целевого компонента $\bar{X}$ и экстракт с содержанием этого компонента $\bar{Y}$. Уравнение материального баланса:

$$A\bar{X}_0 = A\bar{X} + S\bar{Y}, \quad (12.10)$$

отсюда

$$\bar{X}_0 = \bar{X} + \frac{S}{A}\bar{Y}. \quad (12.11)$$

Здесь $S/A = b$ — массовое соотношение фаз; $\bar{X}$ и $\bar{Y}$ — относительные массовые доли, кг A /кг B (см. гл. 9).

Так как $\bar{Y} = m\bar{X}$, то $\bar{X}_0 = \bar{X} + bm\bar{X}$.

Произведение bm обычно называют *экстракционным фактором* ε (сравните с фактором разделения β). Тогда концентрацию целевого компонента в получаемом рафинате можно выразить как

$$\bar{X} = \bar{X}_0 / (1 + bm), \quad (12.12)$$

а концентрацию экстракта

$$\bar{Y} = m\bar{X}_0 / (1 + bm). \quad (12.13)$$

Отсюда степень извлечения целевого компонента φ :

$$\varphi = \frac{S\bar{Y}}{A\bar{X}_0} = \frac{bm}{1 + bm} = \frac{\varepsilon}{1 + \varepsilon}. \quad (12.14)$$

Чтобы разделение было более полным (остаточное содержание целевого компонента в рафинате было низким), экстракционный фактор должен быть больше 1. Практически применяют $1,2 < \varepsilon < 2$.

Полное извлечение целевого компонента практически невозможно, так как $\varphi = 1$ только при $m = \infty$ или $S/A = b = \infty$, т. е. при бесконечно большом удельном расходе растворителя.

При одноступенчатом экстракционном извлечении возможна личная взаимная растворимость экстрагента и первичного растворителя. В таком процессе после перемешивания растворенной и исходной смесей получаем две равновесные жидкие фазы, представляющие собой не бинарные, а трехкомпонентные растворы $A + B + C$.

Графический расчет. Рис. 12.5, а иллюстрирует взаимодействие исходной смеси состава F с растворителем (точка S). При смешении образуются смеси, составы которых будут находиться на прямой FS . Если соотношение расходов исходной смеси и растворителя соответствует SAI/FM (точка M), то после установления равновесия смесь расслаивается на экстракт E и рафинат R . Прямая, проведенная через точку M , определяет положение точек E и R (составы экстракта и рафината) и называется *линей (конной), хордой равновесия* или *линией сопряжения*.

Уменьшением относительного содержания растворителя точки M будет приближаться к S (точка M' на рисунке). При этом будет уменьшаться содержание компонента B в рафинате и соответственно увеличиваться степень извлечения его из исходной смеси (точка R'). Одновременно уменьшается содержание компонента B в экстракте (точка E').

Кривая равновесия $\bar{Y}^* = f(\bar{X})$ — пограничная линия, часто называется *бинодальной линией*, так как она охватывает значения концентраций двух сосуществующих растворов. Каждая бинодальная кривая для данной системы соответствует определенной температуре (при изменении температуры изменяется растворимость компонентов и равновесная кривая меняет свое положение, которое определяется экспериментально). На рис. 12.5, б, показан ход бинодальных кривых при изменении температур $t_1 < t_2 < t_3$. Обычно при повышении температуры область существования двухфазной расслаивающейся системы уменьшается и при так называемой критической температуре растворения фазы рафината и экстракта сливаются в одну фазу.

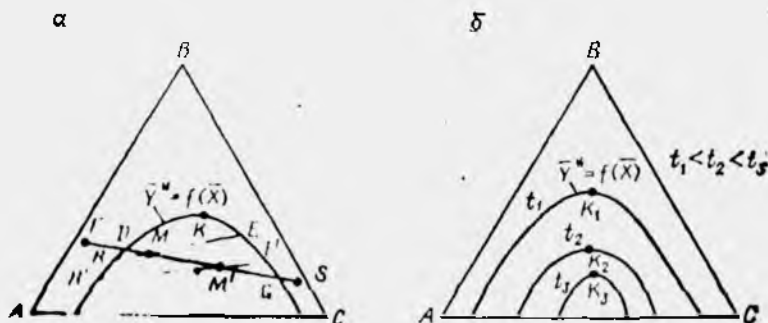


Рис. 12.5. Графический расчет одноступенчатого экстракционного извлечения: а — кривая равновесия $\bar{Y}^* = f(\bar{X})$; б — бинодальные кривые при разных температурах

Точки, лежащие под бинодальной кривой $Y=f(X)$, соответствуют двухфазной расслаивающейся системе, над бинодальной кривой — нераслаивающемуся раствору. Точка K — *критическая точка*, характеризующая состав, при котором заканчивается расслоение и образуется гомогенный раствор. Левая (от точки K) ветвь бинодальной кривой характеризует составы рафинатов, правая — составы экстрактов.

Изменение давления (в пределах до 2 МПа) не оказывает заметного влияния на растворимость экстракционной системы.

Минимальный расход растворителя

С помощью треугольной диаграммы (рис. 12.5, а) при одноступенчатом экстракционном разделении можно определить минимальный (и максимальный) расход растворителя.

Так как для точки M' массовое соотношение исходной смеси и растворителя (по правилу рычага) $F/S = \overline{M'F}/\overline{M'S}$, то масса растворителя S для обработки смеси состава M' составит: $S = F \cdot \overline{FM'}/\overline{M'S}$. При перемещении точки M' по лучу SF влево, например в точку M , отрезки $\overline{FM'}$ уменьшаются, а отрезки $\overline{M'S}$ увеличиваются, соответственно уменьшается количество растворителя S . В пределе точка M' может совместиться с равновесной линией (точка D на рис. 12.5, а). При этом отрезок $\overline{FD}$ минимален и в результате экстрагирования можно получить один рафинат. Таким образом, точке D на диаграмме равновесия соответствует минимальное количество растворителя

$$S_{\min} = F \cdot \overline{FD}/\overline{DS}, \quad (12.15)$$

при котором концентрация целевого компонента B в рафинате будет наибольшей.

При смещении точки M' вправо по лучу $\overline{FS}$ ее нижнее положение определится точкой G (когда получают только экстракт). В этом случае количество расходуемого растворителя будет максимальным:

$$S_{\max} = F \cdot \overline{FG}/\overline{GS}. \quad (12.16)$$

Оптимально количество растворителя выбирают между $S_{\min}$ и $S_{\max}$.

Многоступенчатое [многократное] экстракционное разделение

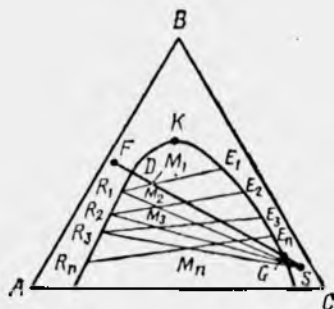
На рис. 12.6 приведен графический расчет процесса многоступенчатого экстракционного разделения с подачей свежего растворителя в каждую ступень (при перекрестном токе). При этом предполагается, что фазы (первичный растворитель и вторичный растворитель) незначительно растворимы друг в друге и что растворитель равномерно распределяется между ступенями

Рис. 12.6. Графический расчет многоступенчатого экстрагирования с подачей свежего растворителя в каждую ступень

(ячейками) и содержит некоторое количество извлекаемого компонента, т. е. имеет начальную концентрацию $\bar{X}_{E_0}$.

В первой ступени смешивают исходную смесь F с растворителем S и соотношении $\overline{SM}_1/\overline{FM}_1$ и получают смесь M_1 , которая после установления равновесия расслаивается на экстракт E_1 и рафинат R_1 . Полученный рафинат R_1 направляется во вторую ступень, где смешивается с растворителем в соотношении $\overline{SM}_2/\overline{R}_1M_2$ (по лучу $\overline{SR}_1$). После установления равновесия смесь M_2 дает при расслаивании экстракт E_2 и рафинат R_2 . После смешения R_2 с S и разделения фаз получим экстракт E_3 и R_3 . Наконец, в последней n -й ступени из рафината R_{n-1} и растворителя S получим экстракт E_n и рафинат R_n .

Описанный способ используют и в тех случаях, когда необходимо получить в очень чистом виде компонент A и когда для этой цели можно применять дешевый экстрагент (например, воду), причем не требуется регенерации экстрагента.



Многоступенчатое противоточное экстракционное разделение

Принципиальная схема многоступенчатой противоточной установки изображена на рис. 12.7. Исходный раствор F и растворитель S движутся противотоком в установке, состоящей из n последовательно соединенных ступеней, причем конечный экстракт состава E_1 удаляется из первой ступени, а конечный рафинат состава R_n — из последней.

Эта схема наиболее часто применяется в промышленности, являясь с технико-экономической точки зрения более эффективной по сравнению с многоступенчатой экстракцией в перекрестном токе, когда свежий растворитель подается параллельно на все ступени, а исходный раствор последовательно проходит по всей установке.

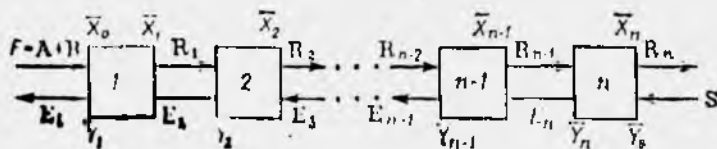


Рис. 12.7. Принципиальная схема многоступенчатого противоточного экстрагирования

Многоступенчатое противоточное экстракционное разделение осуществляют в колонных экстракторах различных конструкций или в системе смесителей-отстойников (см. рис. 12.4).

Расчет многоступенчатой противоточной установки. Если можно пренебречь взаимной растворимостью фаз (чистых растворителей А и S), то уравнение материального баланса примет вид

$$F + S = M = R_n + E_1 \quad (12.17)$$

или по извлекаемому компоненту В для всей установки:

$$A(\bar{X}_0 - \bar{X}_n) = S(\bar{Y}_1 - \bar{Y}_S). \quad (12.18)$$

Для $(n-1)$ -й ступени баланс (12.18) можно записать в виде уравнения рабочей линии:

$$\bar{Y}_n = \frac{A}{S}(\bar{X}_{n-1} - \bar{X}_0) + \bar{Y}_1. \quad (12.19)$$

На прямоугольной диаграмме (рис. 12.8), где нанесены равновесная $\bar{Y}^* = f(\bar{X})$ и рабочая $\bar{Y} = \varphi(\bar{X})$ линии, можно определить число ступеней (начиная от точки а). Способ построения — см. гл. 9.

Схема процесса противоточной экстракции с флегмой. На рис. 12.9 приведена схема многоступенчатого противоточного экстрагирования с использованием флегмы (орошения), подобно тому, как проводится процесс ректификации. В этом случае повышается четкость разделения исходной смеси.

Смесь F подают в одну из средних ступеней колонного экстрактора. В нижней части аппарата тем или иным способом изменяют ус-

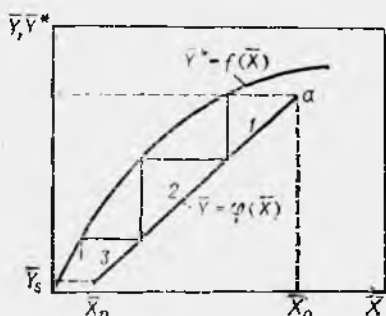


Рис. 12.8. Ход процесса многоступенчатого противоточного экстракционного разделения на диаграмме $\bar{Y}-\bar{X}$:

$\bar{Y}$ — относительная массовая концентрация в экстракте, кг В/кг S; $\bar{X}$ — относительная массовая концентрация в раффinate, кг В/кг А

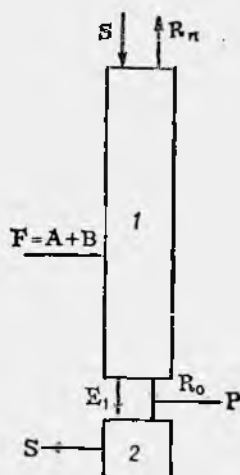
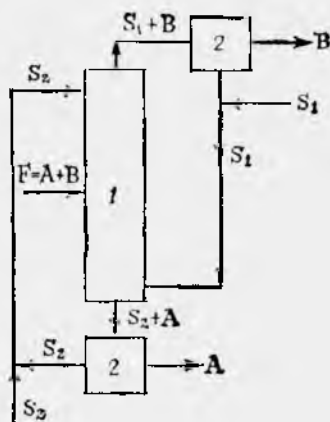


Рис. 12.9. Схема многоступенчатой противоточной экстракции с флегмой:

1 — колонный экстрактор; 2 — узел регенерации растворителя

Рис. 12.10. Схема противоточного экстрагирования двумя растворителями S_1 и S_2 с флегмой:

1 — колонный экстрактор; 2 — узел регенерации растворителя



ловия взаиморастворимости компонентов смеси, в результате чего из раствора выделяется более легкая фаза с более низкой концентрацией извлекаемого компонента, которая поднимается в верхнюю часть аппарата и вступает в противоточный массообмен с нисходящим потоком растворителя. Образование флегмы в нижней части аппарата может быть обеспечено понижением температуры (за счет отвода

теплоты), снижением концентрации растворителя в экстракционной системе (за счет возврата в низ аппарата дополнительного растворителя с хорошей растворимостью в экстрагирующем растворителе, но снижающего его растворяющую способность).

Часть чистого компонента (или смеси компонентов) P , выделенного из экстракта при его разделении, отбирается в виде продукта, а часть R_2 возвращается в виде флегмы.

Четкость разделения может быть повышена также с помощью применения двух несмешивающихся растворителей, каждый из которых растворяет преимущественно какой-нибудь компонент или группу компонентов (рис. 12.10). Этот метод в последние годы получил широкое распространение в промышленности.

Классификация и типовые конструкции экстракционных аппаратов

По принципу организации процесса все экстракторы делят на аппараты периодического и непрерывного действия. Первые применяют главным образом в лабораторной практике или в малотоннажных производствах.

По принципу действия экстракторы делят на ступенчатые и дифференциально-контактные. К первой группе относят смешительно-отстойные аппараты различного типа с дисперсным контактом фаз. Ступень смешительно-отстойного экстрактора состоит из смесителя, в котором осуществляется процесс экстрагирования, и отстойника для последующего разделения фаз. При непрерывном проведении процесса ступени соединяют по принципу организации противотока фаз, при периодическом процессе обе стадии осуществляются в одном аппарате.

Простейшим смешительно-отстойным экстрактором является аппарат с мешалкой. В него непрерывно вводят исходный рас-

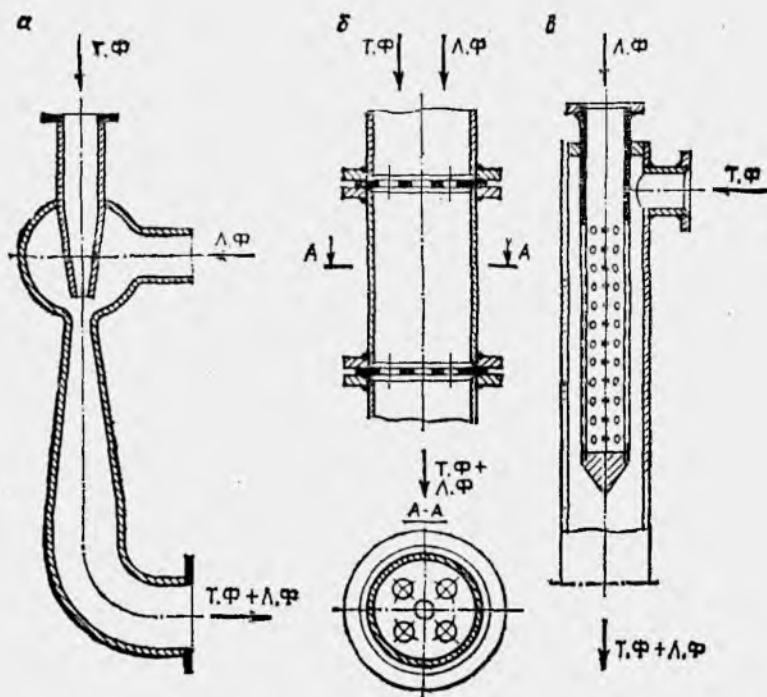


Рис. 12.11. Типы смесителей:

а — инжекторный; б — диафрагменный; в — трубчатый

твор и растворитель и также непрерывно выводят из него смесь в отстойник. Кроме мешалок применяют инжекторные, диафрагменные, трубчатые смесители, центробежные насосы и вентили. На рис. 12.11 приведены распространенные типы смесителей, на рис. 12.12 дана схема отстойника (Л.Ф. — легкая фаза, Т.Ф. — тяжелая фаза). Для расслаивания используются также гидrocиклоны, центрифуги и центробежные сепараторы (см. гл. 3 и 10).

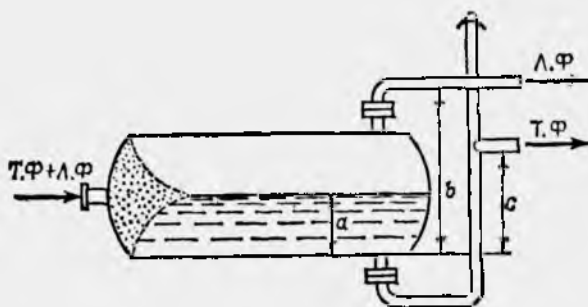


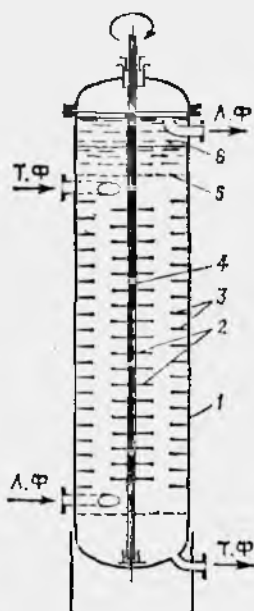
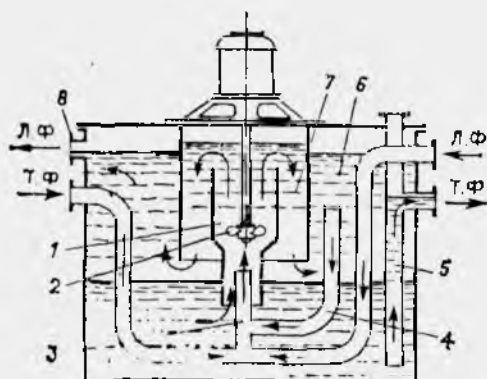
Рис. 12.12. Схема отстойника

Рис. 12.13. Смесительно-отстойный экстрактор:

1 — зона смешения; 2 — мешалка; 3 — смесительная труба; 4 — циркуляционная труба; 5 — сифон; 6 — зона расслаивания; 7 — кольцевое пространство; 8 — переливной патрубок

Рис. 12.14. Роторно-дисковый экстрактор:

1 — корпус; 2 — диски; 3 — кольца; 4 — вал; 5 — успокоительная перфорированная перегородка; 6 — разделительная камера



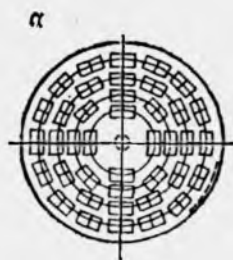
Уровень выхода тяжелой фазы из отстойника определяется положением поверхности раздела фаз (см. рис. 12.12):

$$a r_1 + (b - a) r_2 = c r_2 \quad (12.20)$$

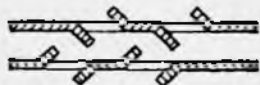
где a , b , c — размеры отстойника, м; r_1 и r_2 — плотность тяжелой и легкой фаз, соответственно, кг/м³.

На практике используют также смесительно-отстойные экстракторы, в которых смешение и разделение фаз осуществляются одновременно (рис. 12.13). Исходный раствор (Т.Ф.) и растворитель (Л.Ф.) по трубам подаются в зону смешения 1, где они перемешиваются мешалкой 2 (и на входе в зону в трубе 3). Смесь поднимается вверх и через кольцевое пространство 7 поступает в зону расслаивания 6. Отстоявшаяся тяжелая жидкость выводится через сифон 5, а легкая жидкость — через переливной патрубок 8. С помощью трубы 4 осуществляется циркуляция жидкостей.

К группе дифференциально-контактных аппаратов относятся колонные экстракторы. Наибольшее распространение из них получили распылительные, тарельчатые и насадочные экстракторы, которые иногда объединяют в одну группу экстракторов без подвода внешней энергии (или гравитационные). Колонные аппараты с подводом внешней энергии включают роторно-дисковые экстракторы (РДЭ), многосекционные с мешалками, пульсационные, центробежные (ротационные) экстракторы и др.



Расположение потоков в соседних элементах



б



в



Рис. 12.15. Тарельчатые насадки для пульсационных колонн:

а — КРИМЗ; б — ГИАП-1; в — ГИАП-2

На рис. 12.14 приведена схема роторно-дискового экстрактора, представляющего собой колонну, внутри которой вращаются укрепленные на вертикальном валу диски. Внутри корпуса устанавливают кольцевые перегородки. Аналогично устроены многосекционные экстракторы с мешалками (между двумя кольцевыми перегородками располагается мешалка — это одна секция экстрактора).

В пульсационных экстракторах дополнительная энергия подводится к жидкости путем сообщения потоку низкочастотных возвратно-поступательных колебаний, с помощью вибрирующих внутри аппарата перфорированных или других тарелок (укрепленных на общем штоке, совершающем возвратно-поступательное движение) или с помощью пульсатора, находящегося вне аппарата (создаваемые пульсатором колебания гидравлически передаются к жидкости в аппарате).

В основу создания пульсационной техники в нашей стране положена разработка пневматической системы с пульсатором, представляющим собой золотниково-распределительный механизм, находящийся вне аппарата, и тарельчатой насадки для колонных аппаратов (рис. 12.15).

Насадка КРИМЗ представляет собой тарелку со множеством отверстий, прямоугольные сечения которых при соотношении 1:2, ограниченные наклонными лопатками на верхней и нижней плоскостях тарелки, создают незамкнутые сопла. Тарелки собираются так, что нижняя представляет собой зеркальное изображение верхней. Таким образом, в каждом межтарельчатом сечении движение потоков противоположно предыдущему и последующему, а при пульсации оно соответственно периодически изменяется.

Тарелки в пульсационных колоннах создают упорядоченную структуру потока, т.е. обеспечивают равномерность распределения реагентов по сечению и при определенных условиях — оптимальной нагрузке и интенсивности пульсации — сравнительно невысокое продольное перемешивание.

ГИАПом предложен новый «пакетный» вариант сборки тарелок насадки, согласно которому тарелки каждого типа собраны в отдельные пакеты, расположенные в чередующейся последовательности по высоте колонны аппарата. На рис. 12.16 схематично изображены сборка тарелок и картина движения жидкости между собранными в пакет однотипными тарелками. Токи жидкости, возникающие при движении насадки вверх, обозначены сплошными стрелками, а токи, возникающие при движении насадки вниз, — штриховыми стрелками. Как видно из рис. 12.16, поперечное движение жидкости в пакете тарелок через каждые $\frac{1}{2}$ периода колебаний насадки меняет свое направление на противоположное, т. е. в экстракторе возникает пульсационное поперечное движение фаз. Отмеченные явления существенно интенсифицируют диспергирование и поперечное перемешивание фаз.

На рис. 12.17 показана колонна, содержащая четыре пакета тарелок, шарнирно соединенных друг с другом посредством рычагов. Особенностью изображенной конструкции является то, что соседние пакеты тарелок движутся в противоположных направлениях. Достоинства ее наряду с возможностью значительного повышения разделительной способности (до 20—30 равновесных ступеней) — это низкие затраты энергии (привод разгружен от веса насадки, и на ее подъем энергии практически не затрачивается) и малые динамические нагрузки на днище, что особенно актуально для колонн большой единичной мощности.

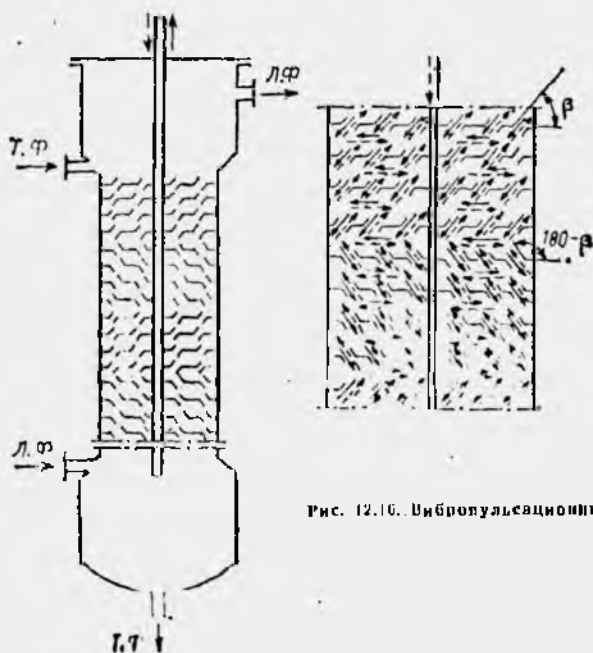


Рис. 12.16. Вибропульсационный экстрактор

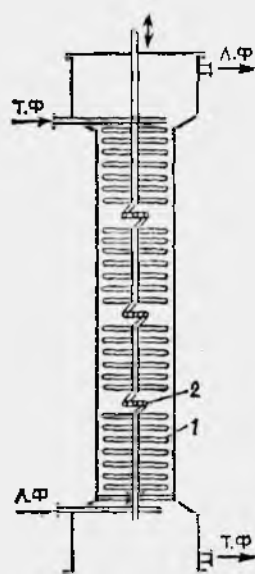


Рис. 12.17. Экстракционная колонна с уравнивающими пакетами вибрирующей насадки:
1 — пакет насадки; 2 — рычаг, шарнирно соединенный с соседними пакетами насадки

Для снижения затрат энергии на перемещение веса насадки можно также использовать упругие деформации пружин.

Характеристики пульсационных экстракторов, разработанных коллективом проф. С. М. Карпачевой, приведены в табл. 12.1.

На рис. 12.18 представлена конструкция колонного экстрактора с вибрирующими тарелками (ВПЭ), нашедшего широкое применение в промышленности ЧССР. Корпус 1 соединен с верхним отстойником 4, снабженным устройством для ввода тяжелой фазы и переливом 3 для вывода легкой фазы. В нижней части колонны расположен отстойник 6 с выводом тяжелой фазы и вводом легкой фазы. В корпусе 1 помещен комплект перфорированных тарелок 2, прикрепленных к тяге 7, которая

соединена с кулачковым приводом 5, передающим тарелкам колебательное движение. Амплитуда колебаний настраивается эксцентриситетом кулачка, частота — регулятором частоты вращения. Тарелки 2 оснащены мелкими круглыми отверстиями 10

Таблица 12.1

Характеристики пульсационных экстракторов, используемых в промышленности

Аппарат	Назначение	Максимальный диаметр, м	Максимальная производительность
Колонны для системы жидкость — жидкость	Экстракция, рекстракция, отмывка от примеси, очистка сточных вод	2,0	80 м ³ /ч
Колонны для системы жидкость — твердое тело	Отмывка твердого тела от примесей	3,1	15—25 м ³ /ч
	Выщелачивание	2,4	50 м ³ /ч
	Экстракция из суспензий	0,9	6—10 м ³ /ч
Колонные реакторы непрерывного действия	Растворение твердой фазы	0,6	1,0 т/ч
Колонные автоклавы для процессов под давлением до 2 МПа	Смещение реагентов	0,2	4,0 м ³ /ч
	Выщелачивание из руд	2,4	40 м ³ /ч
	Получение целлюлозы из щепы	2,4	2,5 т/ч
Смесительно-отстойные экстракторы	Экстракция, промывка, рекстракция	—	5,0 м ³ /ч

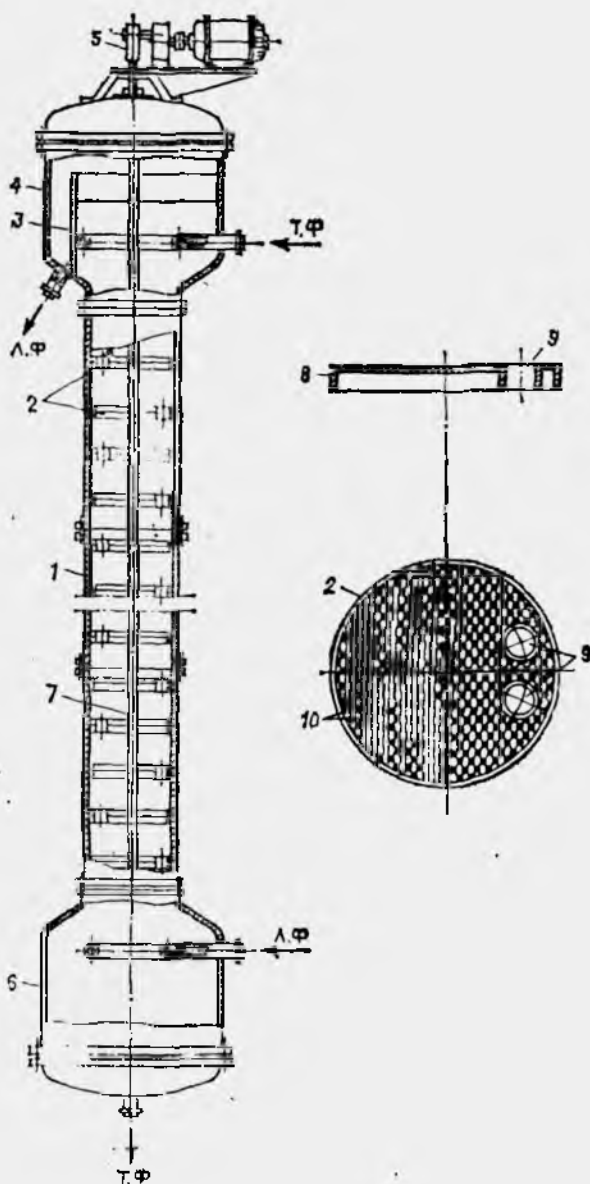


Рис. 12.18. Экстрактор с вибрирующими тарелками (ВЛЭ):

1 — корпус; 2 — тарелки; 3 — перелив; 4, 6 — отстойники; 5 — кулачковый привод; 7 — тяга;
8 — перегородка; 9 — перетоки; 10 — отверстия

для протекания диспергированной фазы и перетоками 9 для сплошной фазы. Края тарелок и перетоки для сплошной фазы снабжены вертикальной перегородкой 8, направленной в проти-

в противоположную сторону движения диспергированной фазы. На рис. 12.18 показан пример, когда рассеивается легкая фаза и главная граница раздела фаз находится в верхнем отстойнике 4. При рассеивании тяжелой фазы межфазная граница находится в нижнем отстойнике 6.

Тарелки типа ВПЭ являются переходными между так называемыми закрытым и открытым типами ситчатых тарелок. Первые — это ситчатые тарелки с диаметром отверстий, сравнимым с требуемым средним диаметром капель, вторые — например, тарелки КРИМЗ или ГИАП, имеют отверстия различной формы, но их наименьший линейный размер существенно больше, чем средний размер капель. Свободное сечение ситчатых тарелок и тарелок ВПЭ не превышает 30 %, между тем как свободное сечение тарелок открытых типов — около 50 %. Как ясно из рис. 12.18, в соседних тарелках перетоки для сплошной фазы помещены противоположно к оси колонны.

Приведенные характеристики тарелок ВПЭ оказывают благоприятное влияние на гидродинамику и массопередачу. Малый диаметр отверстий для диспергированной фазы влияет так, что механизм разделения приводит к сравнительно узкому распределению размеров капель дисперсии. Это благоприятно с точки зрения уменьшения уноса мелких капель, повышения объемной производительности экстрактора и снижения продольного перемешивания диспергированной фазы. Особые перетоки для сплошной фазы содействуют главным образом тому, чтобы сплошная фаза не препятствовала проходу диспергированной фазы через малые отверстия. Таким образом полностью используется насосный эффект вибрирующих тарелок и повышается объемная производительность экстрактора.

12.3. ЭКСТРАГИРОВАНИЕ В СИСТЕМЕ ЖИДКОСТЬ — ТВЕРДОЕ ТЕЛО

Экстракторы для систем жидкость—твердое тело классифицируются по способу и направлению движения фаз на следующие типы: 1) карусельные; 2) конвейерные; 3) вертикальные колонные; 4) горизонтальные шнековые и лопастные; 5) барабанные; 6) смесительно-отстойные (или смесительно-разделительные).

Аппараты с подводом внешней энергии делят на экстракторы с механическими транспортирующими устройствами (карусельные, конвейерные, колонные, шнековые) и экстракторы, в которых транспортирование взаимодействующих фаз осуществляется за счет энергии жидкости или газа (жидкость и газ могут или участвовать в процессе массообмена или подводятся извне специально для организации транспорта фаз). К этой группе относятся аппараты со взвешенным и движущимся слоями или газ-лифтным перемещением фаз. На рис. 12.19 приведена схема

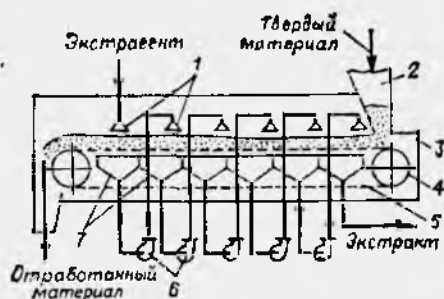


Рис. 12.19. Горизонтальный ленточный экстрактор:

1—распылители; 2—питательный бункер; 3—корпус; 4—звездочка; 5—перфорированный ленточный транспортер; 6—насосы; 7—приемные емкости

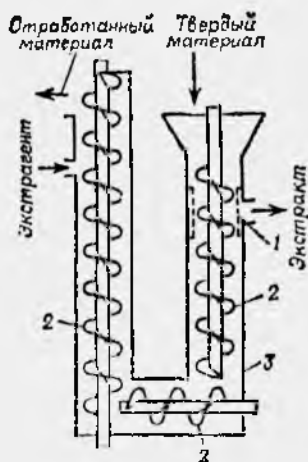


Рис. 12.20. Вертикальный шнековый экстрактор:

1—разделительное сито; 2—шнеки; 3—корпус

горизонтального ленточного экстрактора (противоточного, многоступенчатого с орошением), а на рис. 12.20 — схема вертикального шнекового экстрактора, широко применяемых в промышленности (для аппаратов с механическими транспортирующими устройствами характерно разрушение или повреждение поверхности твердых тел).

ГЛАВА 13

АДСОРБЦИЯ И ИОННЫЙ ОБМЕН

13.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

Адсорбция — процесс поглощения одного или нескольких компонентов из газовой или жидкой фазы твердым поглотителем (адсорбентом). Поглощаемый компонент часто называют адсорбтивом¹⁾.

Адсорбцию применяют в промышленности при очистке и сушке газов, очистке и осветлении растворов, а также разделении смесей газов и паров. Например, адсорбцию широко используют при извлечении летучих растворителей из смеси с возду-

¹⁾ Адсорбтивом называют поглощаемое вещество, когда оно находится в газовой или жидкой фазе. После того как это вещество перешло в адсорбированное состояние, его называют адсорбатом.

хом или другими газами (рекуперация летучих растворителей), для очистки аммиака перед контактным аппаратом, осушки природного газа, выделения ароматических углеводородов из коксового газа, в производствах пластмасс, синтетического каучука, в нефтехимии и для других целей, в частности для улучшения качества сырья и продуктов.

Процессы адсорбции, как правило, тесно связаны с процессами десорбции. Десорбция — удаление адсорбированных веществ из адсорбента для его повторного использования в процессе.

В зависимости от природы сил, действующих на поверхности твердого тела, различают *физическую адсорбцию*, вызываемую силами молекулярного взаимодействия, и *хемосорбцию*, обуславливаемую силами химического взаимодействия.

Во многих случаях технологическая очистка промышленных газов (от SO_2 , CS_2 , NO_2 и NO и др.) с помощью адсорбентов представляет собой один из методов защиты окружающей среды.

Ионный обмен. К сорбционным процессам можно отнести ионный обмен. Он представляет собой сложный некаталитический диффузионный процесс между твердым веществом и жидкостью, проходящий в несколько стадий. Этот процесс разделения жидких смесей применяется в химической, нефтехимической и других отраслях промышленности (в частности, для опреснения морской воды). Целью ионного обмена является разделение компонентов, находящихся в растворе, с помощью твердых веществ, обладающих особым свойством обменивать содержащиеся в них ионы на ионы, присутствующие в растворе. Такие твердые вещества носят название *ионитов* или *ионообменников*.

Ионообменные свойства давно известны у природных соединений типа алюмосиликатов (например, у цеолитов). В них ионы щелочных или щелочноземельных металлов (K, Na, Ca), находящиеся в кристаллической решетке, могут обмениваться с другими катионами, находящимися в растворе.

13.2. ПРОМЫШЛЕННЫЕ АДСОРБЕНТЫ И ИОНИТЫ

Адсорбенты. Адсорбционной способностью может обладать любое твердое вещество, однако промышленное применение нашли только твердые адсорбенты с сильно развитой внутренней поверхностью, включающей поры (капиллярные каналы) различного размера. В зависимости от размеров поры в адсорбентах условно разделяют на три типа: микропоры, переходные поры и макропоры.

Микропоры имеют размеры, соизмеримые с размером молекул поглощаемого компонента. Эффективные радиусы микропор, определенные рентгеновским методом, находятся в интервале

от $5 \cdot 10^{-10}$ до $1 \cdot 10^{-9}$ м (верхней границей размера микропор принимают $1,5 \cdot 10^{-9}$ м).

Переходные поры имеют эффективные радиусы, намного превышающие размеры адсорбируемых молекул. Они колеблются в пределах от $1,5 \cdot 10^{-9}$ до $(1 \div 2) \cdot 10^{-7}$ м.

Макропоры — самые крупные поры адсорбентов. Их эффективные радиусы больше $2 \cdot 10^{-7}$ м. Они являются транспортными каналами в зернах адсорбента. Характер процесса адсорбции определяется размером пор.

В зависимости от преобладающего размера пор адсорбенты подразделяют на три структурных типа: макропористые, переходипористые и микропористые.

Некоторые марки макропористых адсорбентов применяют в хроматографии. К переходнопористым адсорбентам относят большинство марок силикагелей, алюмогелей и алюмосиликатных катализаторов (а также многие виды природных глин, используемых, в частности, для очистки масел). К числу микропористых адсорбентов относят цеолиты («молекулярные сита») и некоторые типы активных углей (например, сарановые).

Большинство промышленных адсорбентов (активные угли, силикагели различных марок), широко применяемых для очистки газов и рекуперации растворителей, относятся к смешанным структурным типам адсорбентов, имеющим поры различного размера. Силикагели обладают исключительно ценным свойством — они не горючи.

Адсорбенты характеризуются поглотительной, или адсорбционной, способностью (*активностью*), а также *селективностью*. Селективность — избирательность поглощения компонентов разделяемой смеси — в значительной мере определяется фазовым равновесием процесса адсорбции.

Иониты. Максимальной поверхностью контакта с раствором для ускорения обмена и быстрого достижения равновесия должны обладать и иониты. Природные иониты нестойки в сильных кислотах и щелочах, что существенно ограничивает их применение. Открытие синтетических высокомолекулярных полимеров, называемых иногда смолами, привело к созданию ряда искусственных ионитов, получивших широкое практическое применение (для опреснения воды, в гидрометаллургии, при получении электролитических покрытий, в фармацевтической промышленности, для очистки промышленных сточных вод и т. д.).

Синтетические смолы, используемые для изготовления ионитов, чаще всего представляют собой трехмерную решетку полистирола (или другого высокомолекулярного соединения), с которой «сшиты» функциональные группы, определяющие свойства ионитов.

По знаку заряда, принадлежащего активным группам, различают: 1) катиониты (марок К); 2) аниониты (марок А).

Одна и та же смола может содержать несколько функциональных (ионогенных) групп различной природы. Такие смолы называют *полифункциональными (полиамфолитами)*.

Известно много способов производства ионитов, налажен их выпуск в широком ассортименте.

Иониты различают в зависимости от знака зарядов обменивающихся ионов, степени ионизации и числа активных групп, по их физико-химическим свойствам, способу получения полимера, содержанию «сшивающего» агента, структуре зерна ионита (гелевые, макропористые) и т. д. Подробное описание выпускаемых отечественной промышленностью марок ионитов дано в литературе [10].

13.3. ФАЗОВОЕ РАВНОВЕСИЕ ПРИ АДсорбЦИИ

Равновесие при адсорбции характеризуется зависимостями количества вещества, поглощенного единицей массы или объема данного адсорбента, от температуры и концентрации поглощаемого вещества в парогазовой смеси (растворе).

Зависимость между равновесными концентрациями фаз при адсорбции

$$\bar{X}^* = f(\bar{Y}, T) \quad (13.1)$$

при постоянной температуре принимает вид

$$\bar{X}^* = \varphi(\bar{Y}), \quad (13.2)$$

где $\bar{X}^*$ — относительная массовая доля поглощаемого компонента в адсорбенте, равновесная с концентрацией адсорбтива в газовой (жидкой) фазе, кг адсорбтива/кг адсорбента; $\bar{Y}$ — относительная массовая доля адсорбтива в фазе, из которой поглощается вещество, кг адсорбтива/кг носителя газовой фазы (раствора).

Содержание $\bar{Y}$ адсорбтива может быть выражено его парциальным давлением в парогазовой смеси:

$$\bar{X}^* = f'(p). \quad (13.3)$$

Зависимости $\bar{X}^* = \varphi(\bar{Y})$ и $\bar{X}^* = f'(p)$ представляют в общем виде линии равновесия при адсорбции, или изотермы адсорбции. *Изотерма адсорбции* является важной характеристикой адсорбционных свойств пористых твердых тел. Конкретная форма этой зависимости определяется свойствами и механизмом взаимодействия адсорбента и поглощаемого вещества.

Содержание $\bar{X}$ может быть заменено величиной адсорбции a (в кг/м³), а содержание $\bar{Y}$ — парциальным давлением p в парогазовой смеси.

Типы изотерм адсорбции

Изотерма адсорбции является источником информации о структуре адсорбента, тепловом эффекте адсорбции и других характеристиках процесса.

Выделяют пять основных типов изотерм адсорбции (рис. 13.1). Тип *I* характерен для микропористых сорбентов. Начальные выпуклые участки изотерм типов *II* и *IV* указывают на присутствие наряду с макропорами некоторого объема микропор. Начальные вогнутые участки изотерм типов *III* и *V* указывают на то, что взаимодействие молекул адсорбата с адсорбентом значительно меньше межмолекулярного взаимодействия для молекул адсорбата. Отличие изотерм *II* от *IV* и *III* от *V* заключается в том, что объем переходных пор (*IV* и *V* типы) заполняется адсорбатом раньше, чем относительное давление p/p_s приблизится к 1 (в результате капиллярной конденсации). При этом на изотермах появляется верхний участок, близкий к горизонтальному. Типы изотерм *III* и *V* встречаются редко.

Если представить типичную изотерму адсорбции в виде кривой в координатах $X - p$ (рис. 13.2), то на ней в начале наблю-

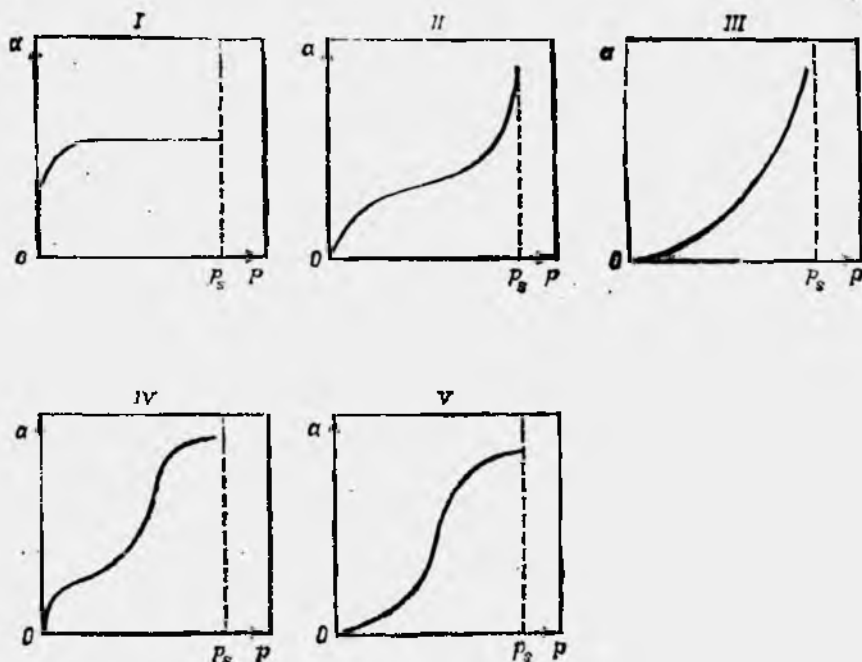


Рис. 13.1. Типы изотерм адсорбции (I-V):

a — величина адсорбции (количество поглощенного вещества), кг/м³; p — парциальное давление пара адсорбата; p_s — парциальное давление насыщенного пара адсорбата

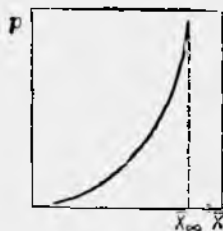


Рис. 13.2. Изотерма адсорбции $\bar{X} = f(p)$

дастся почти прямая пропорциональность между p и $\bar{X}$ (для малых давлений), а в конце кривая стремится к асимптоте, соответствующей предельному содержанию адсорбтива в твердой фазе $\bar{X}_\infty$ (состояние насыщения). В средней части кривую можно описать

эмпирическим уравнением Фрейндлиха:

$$p = \kappa \bar{X}^n \quad \text{или} \quad \bar{X} = \kappa p^{1/n}, \quad (13.4)$$

где κ и n — константы, определяемые экспериментально.

Уравнение Фрейндлиха применимо для практических расчетов в широком диапазоне давлений, однако имеет большую погрешность при малых значениях $\bar{X}$ и при $\bar{X}$, близких к насыщению.

Лучше, чем уравнением Фрейндлиха, процесс физической адсорбции описывается уравнением Лангмюра:

$$\bar{X} = \bar{X}_\infty \frac{p}{p + b}, \quad (13.5)$$

Уравнение (13.5) хорошо согласуется с опытами, так как при низких давлениях $p \ll b$ величиной p в знаменателе можно пренебречь, получив пропорциональность между p и $\bar{X}$. При высоких давлениях $p \gg b$ можно не принимать во внимание b в знаменателе и получить $\bar{X} = \bar{X}_\infty$.

Уравнение Лангмюра удовлетворительно описывает экспериментальные данные только для изотерм типа I. Однако, несмотря на ограничения, его часто используют для приближенных расчетов кинетики адсорбции. Существует ряд теорий адсорбции: мономолекулярная, полимолекулярная (Брунауэра, Эммета, Теллера), Эйкена и Поляни, потенциальная, объемного заполнения микропор и др. Большая заслуга в развитии теории и практики процессов адсорбции в нашей стране принадлежит академику М. М. Дубинину и его школе.

В соответствии с предложенными теориями адсорбции существуют уравнения изотерм адсорбции для адсорбентов различной природы и различной структуры, используемые при расчете характеристик процесса.

Например, располагая изотермой адсорбции пара стандартного вещества для температуры T_1 , можно вычислить изотерму адсорбции другого пара при температуре T_2 . Для определения величин адсорбции используют формулу:

$$a_2 = a_1 V_1 / V_2, \quad (13.6)$$

где a_1 — ордината изотермы адсорбции стандартного вещества (обычно бензола), кг/кг или ммоль/г; a_2 — ордината определяемой изотермы, кг/кг или ммоль/г.

ммоль/г; V_1 и V_2 — мольные объемы стандартного и исследуемого веществ (в жидком состоянии), соответственно, м³/кмоль.

Мольные объемы определяют из зависимости $V = M/\rho$ (M — мольная масса, кг/кмоль; ρ — плотность жидкости, кг/м³).

Давления вычисляют по формуле:

$$\lg p_2 = \lg p_{s,2} - \beta \frac{T_1}{T_2} \lg \frac{p_{s,1}}{p_{s,2}}. \quad (13.7)$$

Здесь p_1 и p_2 — парциальные давления стандартного и исследуемого вещества, соответственно, мм рт.ст.; $p_{s,1}$ — давление насыщенного пара стандартного вещества при температуре T_1 (в К), мм рт.ст.; $p_{s,2}$ — давление насыщенного пара исследуемого вещества при температуре T_2 (в К), мм рт.ст.; β — коэффициент аффинности (сродства), равный отношению мольных объемов:

$$\beta = V_2/V_1. \quad (13.8)$$

При расчете точек изотермы исследуемого пара координаты a_1^* и p_1 берут по кривой стандартного вещества, значения $p_{s,1}$ и $p_{s,2}$ — из таблиц давления насыщенного пара, а p_2 вычисляют по формуле (13.7).

Статика адсорбции должна дать ответ на вопрос: сколько адсорбента нужно взять для проведения процесса? Получить ответ можно при условии, что известна способность выбранного адсорбента поглощать данный газ или пар в известных пределах концентраций.

Активность адсорбента

Способность адсорбента поглощать вещество называют *активностью*.

Активность адсорбента может быть статической и динамической. *Статическая активность* (или равновесная) $a_{ст}$ (или a^*) — это количество адсорбируемого вещества, которое поглощается к моменту достижения равновесия единицей массы или объема адсорбента при данной температуре и концентрации адсорбтива в газе (жидкости)-носителе (в неподвижных условиях).

Динамическая активность a_d — это количество адсорбируемого вещества, поглощенного единицей массы или объема адсорбента при пропускании через него газа или жидкости (содержащих адсорбтив), до начала проскока.

Момент проскока — это момент обнаружения поглощаемого вещества в выходящем из адсорбера потоке газа. Проскок начинается после некоторого времени работы адсорбента, когда его поверхность уже будет в какой-то мере насыщена поглощаемым веществом.

Активность адсорбента зависит от температуры и концентрации в нем поглощаемого вещества. Динамическая активность всегда меньше статической ($a_d < a^*$). Расход адсорбента на установку определяют по динамической активности адсорбента a_d ($a_d \approx 80\% a_{ст}$).

Материальный баланс адсорбции

Уравнение материального баланса процесса адсорбции составляют, как и для любого массообменного процесса (см. гл. 9), в зависимости от того, какой аппарат предстоит рассчитать — периодически- или непрерывнодействующий.

При проведении непрерывного процесса адсорбции обычно организуют противоток газа-носителя и адсорбента. Тогда

$$L(a_k - a_n) = G(c_n - c_k), \quad (13.9)$$

где L — расход адсорбента, кг/с; G — расход газа-носителя, кг/с; a_n и a_k — начальное и конечное содержание поглощаемого вещества в адсорбенте; c_k — среднее содержание поглощаемого вещества в отходящих газах за период адсорбции; c_n — содержание адсорбтива в газе-носителе.

Движущая сила выражается разностью концентраций: в адсорбенте $\Delta a = a^* - a$, в газовой фазе $\Delta c = c - c^*$ (аналогично движущей силе процесса абсорбции — см. гл. 9 и 10).

Теплота адсорбции

При проведении каждого конкретного адсорбционного процесса наблюдают повышение температуры в адсорбционной системе, которое зависит от многих параметров: массовой скорости потока, его концентрации, теплоемкости и теплопроводности, а также физических характеристик адсорбента, потерь в окружающую среду и теплоты адсорбции.

Теплота физической адсорбции — величина такого же порядка как теплота фазового перехода (колеблется в пределах от нескольких килоджоулей до нескольких десятков килоджоулей на 1 моль адсорбируемого вещества).

Следует отметить, что минимальный расход энергии на проведение обратного процесса — десорбции — равен теплоте адсорбции (практически с некоторым превышением в связи с неизбежными потерями энергии).

13.4. КИНЕТИКА АДсорбЦИИ

Скорость процесса адсорбции зависит от условий внешнего (перемещение адсорбируемого вещества к поверхности) и внутреннего (внутри зерен адсорбента) переноса поглощаемого компонента. Скорость внешнего переноса характеризуется гидродинамической обстановкой процесса, а внутреннего — структурой адсорбента и физико-химическими свойствами адсорбционной системы.

Кинетика внешнего переноса определяется зависимостью

$$da/d\tau = \beta(c - c_{\text{пов}}), \quad (13.10)$$

где a — величина адсорбции; τ — время; c и $c_{\text{пов}}$ — концентрация поглощаемого компонента в объеме парогазовой смеси и на поверхности адсорбента,

соответственно; β — коэффициент массоотдачи, отнесенный к единице объема адсорбента.

Кинетика внутреннего переноса описывается уравнением молекулярной диффузии:

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} = D_s \left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right), \quad (13.11)$$

где D_s — эффективный коэффициент диффузии.

Интегрирование этого уравнения должно проводиться с учетом начальных и граничных условий. Обычно считают, что коэффициент D_s постоянен в течение всего процесса.

Скорость переноса внутри зерен адсорбента, как правило, много меньше скорости внешнего переноса, поэтому содержание поглощаемого вещества у поверхности зерна адсорбента чаще всего принимают равным содержанию адсорбтива в объеме смеси, которое зависит от условий проведения процесса.

Величину кинетического коэффициента β (в с^{-1}) определяют, используя для описания кинетики адсорбции критериальные уравнения типа

$$\text{Nu}' = A \text{Re}^m (\text{Pr}')^n. \quad (13.12)$$

Здесь Nu' и Pr' — диффузионные критерии Нуссельта и Прандтля, соответственно; Re — критерий Рейнольдса; A , m и n — опытные константы.

Например, для адсорбции паров активным углем ($d_q = 1,7 \div 2,2$ мм, $\omega_r = 0,3 \div 2$ м/с) известно уравнение

$$\text{Nu}' = 1,6 \text{Re}^{0,54}, \quad (13.13)$$

где $\text{Nu}' = \beta d_q^2 / D$; $\text{Re} = \omega_r d_q / \nu_r$; D — коэффициент диффузии адсорбтива в газе при температуре процесса, $\text{м}^2/\text{с}$; d_q — средний диаметр зерен адсорбента, м; ω_r — скорость парогазовой смеси, рассчитанная на пустое сечение аппарата, м/с; ν_r — кинематическая вязкость газа, $\text{м}^2/\text{с}$.

Из уравнения (13.13) находят кинетический коэффициент адсорбции:

$$\beta = 1,6 D \omega_r^{0,54} / (\nu_r^{0,54} d_q^{0,46}). \quad (13.14)$$

Коэффициент диффузии D при любых температурах и давлениях определяют по формуле:

$$D = D_0 (p_0/p) (T/T_0)^{3/2}. \quad (13.15)$$

Коэффициент D_0 — для газов и паров при нормальных условиях (p_0 и T_0) берут из справочной литературы [1—3].

Расчет адсорбции в неподвижном слое адсорбента

Расчет процесса адсорбции в неподвижном слое адсорбента сводится к определению времени, в течение которого слой заданной толщины способен извлекать из потока газа или жидкости адсорбтив таким образом, чтобы его содержание на выходе из слоя не превышало заданной величины. Это время

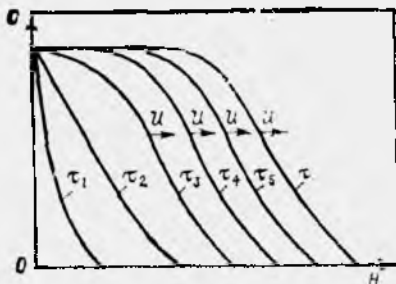


Рис. 13.3. Изменение фронта адсорбции во времени

называют *временем защитного (адсорбционного) действия слоя*. В процессе поглощения адсорбтива в слое формируется поле концентраций поглощаемого вещества. Сечение слоя, расположенное перпендикулярно к направлению парогазового потока, отвечающее минимальному содержанию адсорбтива в потоке, называется *фронтом адсорбции*. Фронт адсорбции (по мере насыщения ближайших к входу слоев адсорбента) перемещается по слою (рис. 13.3). Средняя концентрация поглощаемого вещества во всем слое адсорбента данной толщины, достигнутая к моменту проскока адсорбтива, условно называется динамической активностью адсорбента.

Н. А. Шиловым с сотрудниками дано эмпирическое уравнение для определения времени $\tau_{пр}$ защитного действия слоя (рис. 13.4):

$$\tau_{пр} = KH - \tau_0, \quad (13.16)$$

где $K = 1/u$ — коэффициент защитного действия слоя, причем $Kw_r = \text{const}$; H — высота слоя адсорбента; τ_0 — потеря времени защитного действия слоя; u — скорость движения фронта равных концентраций в слое; w_r — скорость парогазового потока.

Потеря времени защитного действия слоя частично объясняется неравномерностью подачи парогазовой смеси в слой. Ее можно уменьшить, организовав равномерное распределение потока в слое.

Конечно, неравномерность подачи парогазовой смеси в слой нарушает ход процесса адсорбции, однако потеря времени защитного действия слоя может иметь место и при организации установившегося режима движения парогазовой смеси. Величина τ_0 зависит от степени отклонения процесса от режима параллельного переноса фронта адсорбции.

Потеря времени защитного действия слоя в основном обусловлена тем, что формирование фронта адсорбции происходит не мгновенно. Уменьшить τ_0 можно, улучшив условия обтекания частицы адсорбента в слое парогазовым потоком.

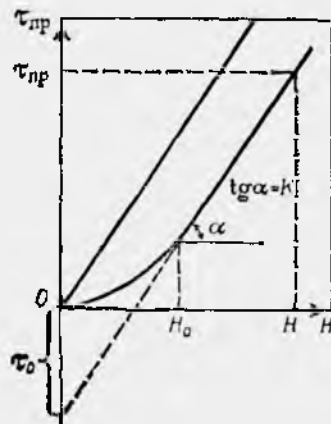


Рис. 13.4. Зависимость времени защитного действия $\tau_{пр}$ от высоты слоя H адсорбента

Методы адсорбции и десорбции

Процессы адсорбции не отличаются от других процессов массопередачи с участием твердой фазы по своему механизму и характеризуются такими же закономерностями. Промышленные процессы адсорбции (и десорбции) делят на периодические и непрерывные. Эта классификация связана с состоянием слоя адсорбента; адсорбцию проводят не только в неподвижном слое адсорбента, но и в движущемся или взвешенном (кипящем) слое.

Десорбция является важной частью адсорбционного процесса, проводимого в замкнутом цикле. Ее стоимость оказывает большое влияние на экономичность адсорбционного разделения или очистки.

Десорбция проводится следующими методами: 1) вытеснением из адсорбента поглощенных веществ агентом, обладающим поглотительной способностью, более высокой чем поглощенные вещества; 2) испарением поглощенных веществ (в случае, если их летучесть достаточно высока) путем нагревания адсорбента. Иногда проводят высокотемпературную обработку адсорбента с целью более полной его регенерации. Этот метод называют окислительной регенерацией адсорбента. В качестве десорбирующих агентов обычно используют водяной пар, пары органических веществ или инертные газы.

Расчет адсорбции в движущемся слое адсорбента

Процесс адсорбции в движущемся слое организуется таким образом, что плотный слой адсорбента непрерывно движется (в колонном вертикальном аппарате) навстречу восходящему потоку парогазовой смеси.

Уравнение *материального баланса* для такого противоточного процесса будет иметь вид:

$$L(a - a_n) = G(c - c_k). \quad (13.17)$$

Здесь L и G — расходы адсорбента и газа-носителя; a_n и a — содержание адсорбтива в адсорбенте на входе и в произвольном сечении аппарата; c_k и c — содержание адсорбтива в потоке, выходящем из адсорбера, и в произвольном его сечении, соответственно.

При заданных значениях содержания адсорбтива в начале и в конце процесса можно определить *минимальный расход адсорбента* $L_{\min}$ по углу наклона рабочей линии (линия 2' в положении AB на рис. 13.5):

$$L_{\min}/G = \frac{c_n - c_k}{a_p - a_n}. \quad (13.18)$$

Число теоретических ступеней находится путем описанного ранее (см. гл. 9) графического построения.

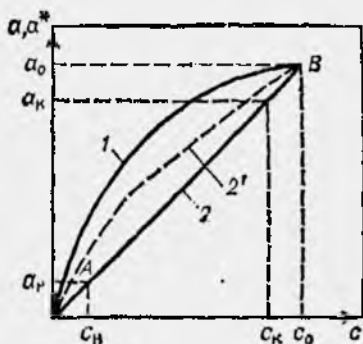


Рис. 13.5. К расчету процесса непрерывной адсорбции:

1 — равновесная линия (изотерма адсорбции); 2, 2' — рабочие линии

Расчет установившегося непрерывного процесса адсорбции заключается в определении *высоты H слоя адсорбента*:

$$H = h_3 n, \quad (13.19)$$

где h_3 — высота, эквивалентная одной теоретической ступени; n — число ступеней.

Из рис. 13.4 следует, что зависимость времени защитного действия слоя $\tau_{пр}$ от высоты слоя H выражается плавной кривой, которая в период параллельного переноса фронта адсорбции переходит в прямую линию. Тангенс угла наклона прямой части кривой $\operatorname{tg} \alpha = K$, т. е. равен *коэффициенту защитного действия слоя*, зависящему от скорости и перемещения фронта адсорбции. Очевидно, при других условиях (другой скорости парогазовой смеси, другой начальной концентрации адсорбтива) угол наклона зависимости $\tau_{пр} = f(H)$ будет иным. Таким образом, изменение условий проведения процесса адсорбции может привести к уменьшению потери времени защитного действия слоя. Например, при проведении адсорбции во взвешенном слое адсорбента могут быть достигнуты условия, при которых $\tau_0 = 0$.

В последние годы в промышленной практике стала применяться адсорбция во взвешенном (кипящем) слое. При этом выяснилось, что успешное проведение такого процесса связано с необходимостью иметь активные угли (или другие адсорбенты), обладающие высокой механической прочностью. Кроме того, эти адсорбенты должны быть обязательно проверены в условиях их регенерации (десорбции). Например, при рекуперации сероуглерода из вентиляционных выбросов заводов искусственного волокна активный уголь (в адсорбционной установке $D_a = 16$ м, производительностью по газу $1 \cdot 10^6$ м³/ч) при десорбции водяным паром частично окислялся (причем, сам уголь оказывал каталитическое действие на процесс окисления).

13.5. ТИПОВЫЕ КОНСТРУКЦИИ АДсорБЕРОВ ПЕРИОДИЧЕСКОГО И НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ

Адсорберы с неподвижным слоем адсорбента работают периодически. Наиболее часто применяют цилиндрические адсорберы вертикального (рис. 13.6) или горизонтального типа. Для уменьшения потерь теплоты в окружающую среду при регенерации адсорбента адсорберы покрывают тепловой изоляцией,

Рис. 13.6. Адсорбер периодического действия с неподвижным слоем адсорбента:

1 — корпус; 2 — слой адсорбента; 3 — барботер

Обычно периодические процессы адсорбции проводят в четыре стадии: 1) собственно адсорбция; 2) десорбция; 3) сушка адсорбента; 4) охлаждение адсорбента.

Установка, в которую входят несколько (минимум два) периодически действующих адсорберов описанного типа, в целом может работать непрерывно, для чего аппараты включают попеременно: в одном проводится адсорбция, в другом — десорбция (с автоматическим переключением).

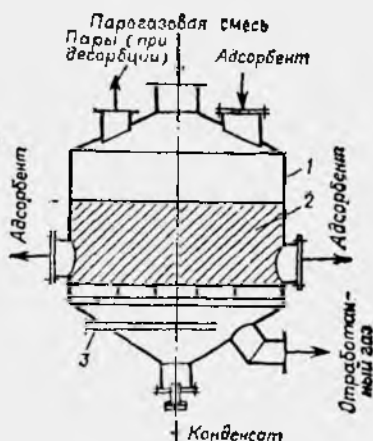
Адсорберы с движущимся слоем адсорбента работают следующим образом: движение парогазовой смеси происходит сквозь медленно движущиеся сверху вниз (под действием сил тяжести) плотные слои адсорбента.

Организация непрерывного процесса адсорбции представляет известные трудности из-за сложности транспортирования адсорбента. Аппараты для непрерывных процессов адсорбции с плотным слоем по принципу устройства аналогичны аппаратам, применяемым для экстрагирования.

Адсорберы с псевдооживленным слоем адсорбента (рис. 13.7) используют для очистки дымовых газов ТЭЦ или отходящих газов из печи дожигания. В таких аппаратах транспортирование адсорбента (высокопрочного активного угля) осуществляется с помощью транспортера, а отделение твердой фазы от газового потока производится в циклонах — сепараторах. На рис. 13.7 приведена схема установки производительностью $55000 \text{ м}^3/\text{ч}$ ($D_a = 4,9 \text{ м}$; $H = 5,1 \text{ м}$).

На рис. 13.8 изображена схема адсорбционной установки с движущимся слоем активного угля для разделения газовой смеси на три фракции: легкую, промежуточную и тяжелую.

Разделительная колонна 1 состоит из трех зон: адсорбционной зоны I, где происходит взаимодействие между газовой смесью и свежим активным углем; десорбционной зоны III, где поглощенные углем вещества выделяются вследствие нагрева угля; ректификационной зоны II, где выходящие из десорбционной зоны вещества вытесняют из угля менее сорбируемые компоненты. По высоте колонны в местах ввода и вывода газа имеются четыре распределительные тарелки 4.



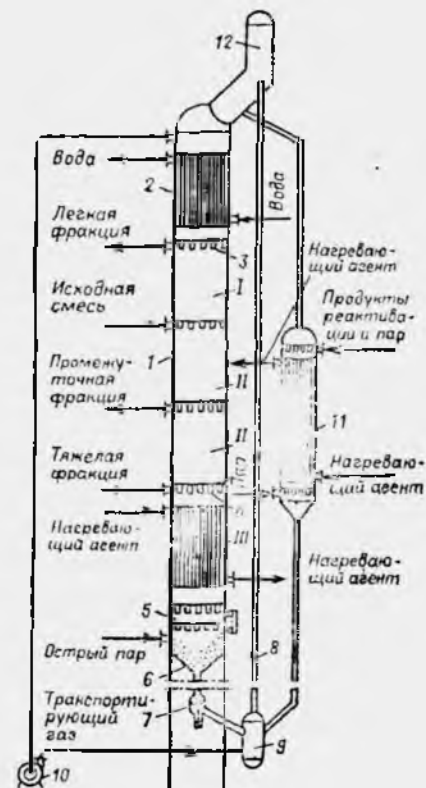
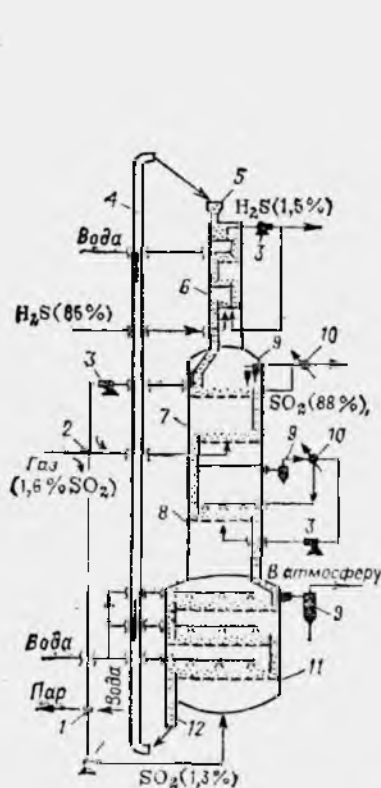


Рис. 13.7. Адсорбционно-каталитическая установка очистки газа от SO_2 с псевдоожиженным слоем адсорбента (по методу „Вестфак“):

1—котел-утилизатор; 2—теплообменник; 3—газодувки; 4—транспортер угля; 5—бушкер; 6—генератор серы; 7—отпарная секция; 8—охлаждающая секция; 9—сепараторы; 10—конденсаторы; 11—адсорбционная секция; 12—переточный стояк

Рис. 13.8. Адсорбционная установка с движущимся слоем активного угля для разделения газовой смеси на три фракции:

1—разделительная колонна; 2—холодильник; 3—теплообменник; 4—распределительная тарелка; 5—разгрузочное устройство; 6—гидрозатвор; 7—регулирующий клапан; 8—газовый подъемник; 9—сборник; 10—вентилятор; 11—реактиватор; 12—бушкер; I—III—зоны

Исходная газовая смесь поступает под вторую сверху распределительную тарелку и поднимается в адсорбционную зону, находящуюся между первой и второй (сверху) тарелками. В адсорбционной зоне поглощаемая часть газовой смеси адсорбируется углем, а непоглощенная часть, называемая легкой фракцией, выводится в верхней части колонны из-под первой сверху тарелки.

Из адсорбционной зоны уголь опускается вниз в ректификационную зону, находящуюся между второй и четвертой тарелками сверху.

В рассматриваемой схеме промежуточная фракция отбирается из-под третьей тарелки.

Из ректификационной зоны уголь опускается в десорбционную, или отпарную, зону, находящуюся под четвертой сверху тарелкой. В десорбционной зоне уголь нагревают и одновременно продувают острым перегретым водяным паром. Встречая горячий уголь, пар практически не конденсируется, а лишь выдувает десорбируемые вещества. Смесь десорбированных веществ с водяным паром (тяжелая фракция) выходят из-под четвертой сверху тарелки.

Горячий уголь из зоны десорбции выводится вниз через специальный питательный механизм 5 в так называемый гидрозатвор 6, предотвращающий попадание пара в подъемную систему. Выпускаемый через гидрозатвор уголь газовым подъемником 8 подается в бункер 12, расположенный над колонной.

Циркуляция транспортирующего газа в газовом подъемнике осуществляется с помощью вентилятора 10. Поступающий в бункер уголь на некоторых установках подсушивают, пропуская через него часть легкой фракции, вводимой в бункер через трубку холодильника 2. Из бункера уголь ссыпают в холодильник 2, из холодильника — в адсорбционную зону, и цикл начинается снова. Для поддержания в бункере постоянного уровня в него добавляют уголь.

Разделяемый газ может содержать трудно десорбирующиеся вещества. В этих случаях часть угля из бункера направляется в реактиватор 11 — аппарат, нагреваемый до более высокой температуры, чем десорбер колонны. В реактиваторе также тщательно обрабатывают уголь острым водяным паром, как и в десорбционной зоне. Продукты реактивации и пар отводят из верхней части реактиватора.

Холодильник 2 представляет собой вертикальный трубчатый теплообменник. По трубкам проходит уголь и часть легкой фракции. В межтрубное пространство подают снизу вверх охлаждающую воду.

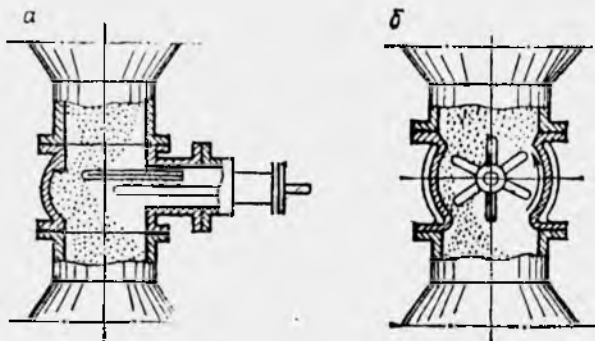


Рис. 13.9. Питатели для адсорбента:
а — шнековый; б — со звездочкой

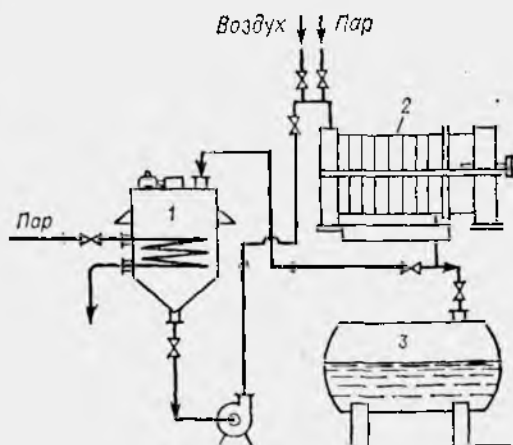
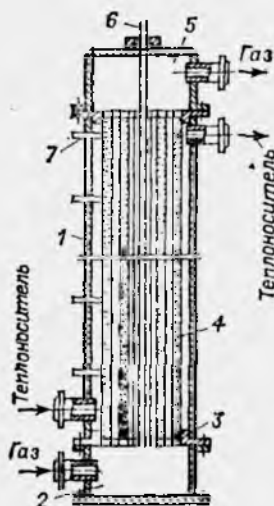


Рис. 13.10. Адсорбер, выполненный в виде трубчатого теплообменника:

1 — корпус; 2, 5 — камеры; 3 — газораспределительная решетка; 4 — трубчатка; 6 — карман для термомпары; 7 — штуцер для отбора проб (измерения температур)

Рис. 13.11. Схема адсорбционной установки периодического действия для очистки жидкостей:

1 — адсорбер; 2 — фильтр-пресс; 3 — сборник жидкости

Десорбер также представляет пучок вертикальных труб, ввальцованных в две трубные решетки. По трубам проходят уголь и водяной пар, а в межтрубное пространство подается нагревающий агент. В качестве нагревающего агента применяется водяной пар или пары даутерма — смеси дифенилоксида (73,5 %) и дифенила (26,5 %).

Конструкция реактиватора аналогична конструкции десорбера.

Распределительные тарелки устанавливают для обеспечения равномерного распределения газа по сечению колонны, наибольшего соприкосновения между газом и поглотителем, а также для предотвращения уноса частиц угля выходящими газами. Распределительные тарелки представляют собой трубную решетку, в отверстия которой ввальцовывают трубы длиной 0,25—0,6 м и диаметром 40—50 мм. Тарелка монтируется в колонну патрубками вниз.

Питательный механизм (механизм выгрузки) имеет очень важное значение, так как обеспечивает постоянную скорость угля и его равномерное распределение по всему сечению колонны.

Регулирование скорости подачи твердых частиц можно осуществить различными степенями открытия задвижки (рис. 13.9, а).

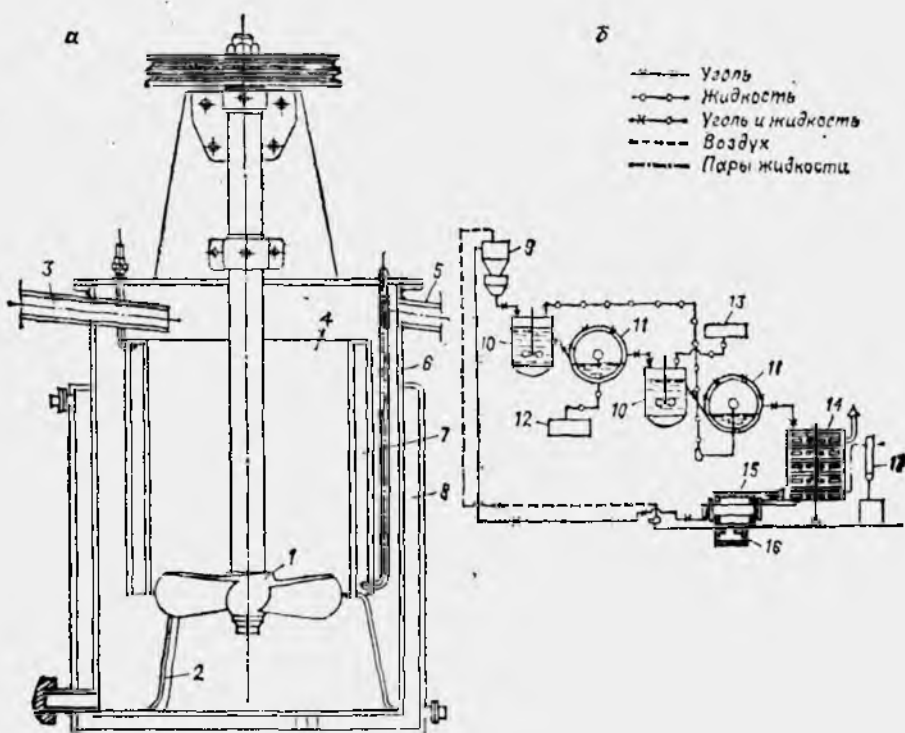


Рис. 13.12. Адсорбционная установка непрерывного действия для очистки жидкостей: а—адсорбер; б—схема установки; 1—мешалка; 2—стойка; 3, 5—трубы для перекачивания; 4—стакан; 6—корпус адсорбера; 7, 8—рубашки; 9—циклон; 10—аппарат с мешалкой; 11—вакуум-фильтр; 12—сборник очищенного раствора; 13—сборник загрязненного раствора; 14—печь; 15—регенератор; 16—точка; 17—конденсатор

На рис. 13.9, б изображен питатель с вращающейся звездочкой. Подача твердых материалов регулируется частотой вращения (числом оборотов) звездочки.

Адсорбер, выполненный в виде трубчатого теплообменника представлен на рис. 13.10. В трубки засыпан адсорбент, а греющая или охлаждающая среда поступает в межтрубное пространство. Такие адсорберы применяют в тех случаях, когда нужно ускорить теплообмен или получить десорбат в концентрированном виде.

На рис. 13.11 представлена аппаратурная схема адсорбционной установки периодического действия для жидкостей. Из смесителя, где происходит адсорбция примеси из жидкости, суспензия подается насосом на фильтр-пресс, откуда очищенная жидкость поступает в сборник.

Адсорбционная установка непрерывного действия для жидкостей с противоточным движением взаимодействующих масс изображена на рис. 13.12. Здесь смесители непрерывного

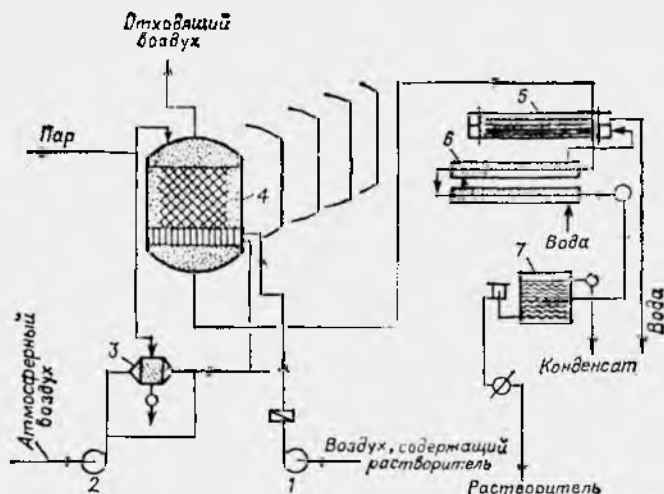


Рис. 13.13. Схема рекуперационной установки:

1, 2 — воздухоподогреватели; 3 — нагреватель; 4 — адсорбер; 5 — конденсатор; 6 — холодильник; 7 — сепаратор

действия с внутренними циркуляционными стаканами связаны с барабанными фильтрами. Отработанный адсорбент поступает в печь для регенерации, а оттуда через бункер возвращается в аппарат для адсорбции.

На рис. 13.13 представлена простейшая схема рекуперационной установки, предназначенной для улавливания и возврата в производство ценных растворителей из промышленных или вентиляционных выбросов. Улавливание растворителей (ацетона, бензина, бензола, толуола и др.) приносит большой технико-экономический эффект.

13.6. ИОННЫЙ ОБМЕН

Для ионного обмена используются аппараты периодического и непрерывного действия. По состоянию слоя ионита ионообменные реакторы делятся на аппараты с неподвижным, движущимся, пульсирующим, перемешиваемым и циркулирующим ионитом. По конструкции различают колонные и емкостные аппараты и т. д.

Аппараты с плотным слоем ионита позволяют реализовать высокие нагрузки, могут применяться для обработки концентрированных растворов; в аппаратах с разреженным слоем ионита можно перерабатывать суспензии в гидрометаллургии. Ионообменная аппаратура часто оснащается пульсаторами. Перспективна конструкция аппарата с движущимся слоем ионита и его пневмогидравлической разгрузкой (рис. 13.14).

Наиболее широкое распространение ионный обмен получил в процессах водоподготовки. Например, Н-катионитовый фильтр

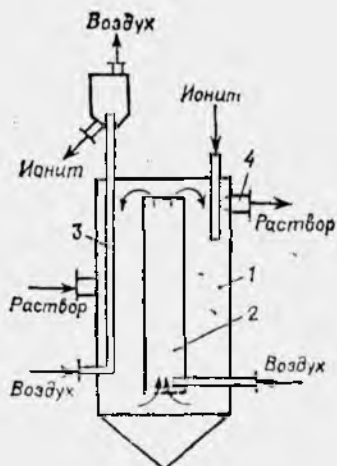


Рис. 13.14. Аппарат с принудительным движением слоя ионита к его пневмогидравлической разгрузке:
1 — зона смещения ионита и раствора; 2 — циркуляционный эрлифт; 3 — эрлифт для выгрузки ионита; 4 — дренажное устройство

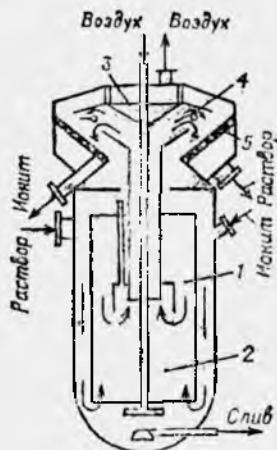


Рис. 13.15. Аппарат с циркулирующим слоем ионита:
1 — контактная камера; 2 — зона смещения; 3 — отражатель; 4 — зона транспортировки и разделения; 5 — дренажная система

периодического действия (диаметр 1600 мм, высота 5030 мм) снабжен двумя тарельчатыми плитами, зажатыми между фланцами. На плитах имеются отверстия диаметром 20 мм, на которых закрепляются дренажные колпачки. Вся внутренняя поверхность фильтра, поверхность плит и других внутренних деталей фильтра гуммируются слоем резины толщиной 5 мм. На случай заклинивания щелей дренажных колпачков зернами катионита предусмотрен подвод сжатого воздуха для их продувки. Процесс водоподготовки состоит в удалении из воды ионов металлов путем обмена их на ион натрия, которым заряжена ионообменная смола. Обратная реакция осуществляется при регенерации ионита посредством обработки его раствором поваренной соли.

Аппарат с циркулирующим слоем ионита представлен на рис. 13.15.

ГЛАВА 14

СУШКА

14.1. ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА

Классификация процессов сушки

Сушка — это процесс удаления влаги из материала путем испарения ее и отвода образующихся паров. Для сушки необходимо к высушиваемому материалу подводить теплоту, за счет

которой происходит испарение влаги. Процесс сушки широко используется в химической промышленности и во многих других отраслях народного хозяйства. Его назначение — улучшение качества продукта, его сохраняемости, удешевление транспортировки и т. д.

Высушиваемые материалы можно разделить на следующие группы: твердые (штучные, кусковые, зернистые); пастообразные; жидкие (растворы, суспензии).

Существуют различные виды сушки: 1) *контактная сушка* — теплота от теплоносителя к материалу передается через разделяющую их стенку; 2) *конвективная сушка* — теплота передается при непосредственном соприкосновении высушиваемого материала с сушильным агентом; 3) *радиационная сушка* — теплота передается инфракрасными лучами; 4) *диэлектрическая сушка* — теплота выделяется в материале под воздействием токов высокой частоты; 5) *сублимационная сушка* — материал высушивается в замороженном состоянии при глубоком вакууме. Последние три вида сушки применяются относительно редко и их обычно называют специальными видами сушки.

Связь влаги с материалом

Механизм процесса сушки в значительной степени определяется формой связи влаги с материалом. Чем прочнее эта связь, тем труднее протекает процесс сушки. Различают три основных формы связи влаги с материалом.

1. Химическая (гидратная или кристаллизационная влага). *Химически связанная влага* в процессе сушки не удаляется.

2. Физико-химическая (адсорбционная и осмотическая влага). *Адсорбционная влага* находится в микропорах и прочно связана с материалом адсорбционными силами. *Осмотическая влага* находится внутри и между клеток материала и менее прочно удерживается осмотическими силами. Влага обоих этих видов с трудом удаляется в процессе сушки.

3. Механическая (влага смачивания). *Влага смачивания* заполняет макропоры, наименее прочно связана с материалом и может быть удалена не только при сушке, но и механически.

Применительно к процессу сушки влагу разделяют на свободную (легкоудаляемую при сушке) и связанную (адсорбционную, осмотическую, влагу из микропор). *Свободная влага* характерна тем, что она легко отходит от высушиваемого материала при температуре $\leq 100^{\circ}\text{C}$ (если влага — вода) с той же скоростью, с какой влага испаряется с поверхности жидкости. *Связанная влага* испаряется из материала с меньшей скоростью, чем с поверхности воды. Влагосодержание материала на границе свободной и связанной форм называется критическим влагосодержанием.

Все материалы, если их обезводить и привести в соприкосновение с атмосферным воздухом, начинают поглощать влагу из воздуха и насыщаются ею до определенного равновесного состояния в соответствии с температурой и влажностью окружающего воздуха. Это влагосодержание материала называется равновесным (*гигроскопическая влага*). Таким образом, если известна гигроскопическая точка материала, то известен целесообразный предел удаления влаги. Это особенно важно для сильно гигроскопических материалов (например, текстиль, табак, многие соли и др.).

Условием сушки являются неравенства $P_m > P_n$ или $P_m > P_D$, где P_m — давление водяного пара в высушиваемом материале; P_n — давление водяного пара, когда он является окружающей средой; P_D — парциальное давление водяного пара в смеси с газами окружающей среды.

Давление водяного пара в высушиваемом материале P_m зависит от влажности материала, температуры и характера связи влаги с материалом. Значение P_m увеличивается с ростом температуры и влажности материала. Влажность материала, отвечающая условию $P_m = P_n$ (или $P_m = P_D$), соответствует условиям равновесия.

Изменяя влажность воздуха при температуре $t = \text{const}$ (когда материал и влажный воздух имеют одинаковую температуру), можно получить *кривую равновесной влажности материала* в виде изотермы (рис. 14.1).

При глубокой сушке материалов расчет сушилок необходимо вести с учетом энергии связи влаги с материалом. Суммарный расход теплоты:

$$Q = Q_{\text{исп}} + Q_{\text{св}}, \quad (14.1)$$

где $Q_{\text{исп}}$ — теплота, расходуемая на испарение свободной влаги; $Q_{\text{св}}$ — теплота, расходуемая на преодоление связи влаги с материалом.

Следует учитывать, что для некоторых материалов дополнительный расход теплоты на разрушение связи адсорбционной влаги составляет 40—60 % от теплоты, затрачиваемой на испарение.

Из перечисленных выше видов сушки в химической технологии наибольшее распространение получили контактная и конвективная.

При выборе способа сушки для установления оптимальных условий проведения процесса необходимо учесть: 1) основные требования,

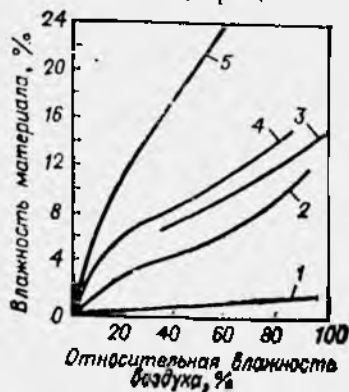


Рис. 14.1. Кривые равновесной влажности при $t_m = 25^\circ \text{C}$:

1 — каолин; 2 — бумага; 3 — клей; 4 — нитроцеллюлоза; 5 — табак

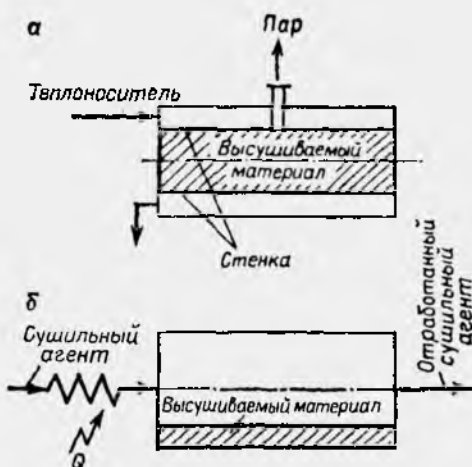


Рис 14.2. Схемы сушки:
а — контактная; б — конвективная

предъявляемые к продукту; 2) физико-химические свойства высушиваемого материала; 3) вид высушиваемого материала — твердый (куски, гранулы, частицы), пастообразный, жидкий; 4) скорость сушки; 5) допустимую температуру сушки; 6) начальную и конечную влажность материала; 7) заданную производительность установки.

На рис. 14.2 приведены принципиальные схемы контактной (а) и конвективной (б) сушки.

14.2. КОНТАКТНАЯ СУШКА

Контактная сушка, или сушка на греющих поверхностях, осуществляется при атмосферном давлении или под вакуумом. Мотивом выбора вакуум-сушки могут быть: необходимость понижения температуры сушки, увеличения скорости процесса, возможность улавливания растворителя, чистота высушиваемого продукта.

Тепловой баланс контактной сушки

При контактной сушке теплота расходуется на нагревание материала до начальной температуры сушки и на собственно сушку.

Расход теплоты на нагревание материала:

$$Q_{\text{н}} = G_{\text{сух}} c_{\text{м}} (t_{\text{с. н}} - \theta_{\text{н}}) + W c (t_{\text{с. н}} - \theta_{\text{н}}) + Q_{\text{пот. 1}} \quad (14.2)$$

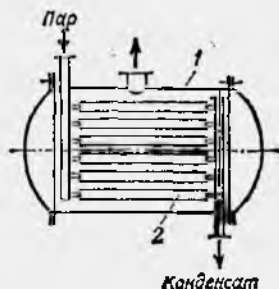
Здесь $G_{\text{сух}}$ — количество высушенного материала, кг; $c_{\text{м}}$ — удельная теплоемкость высушенного материала, Дж/(кг·К); c — удельная теплоемкость влаги, Дж/(кг·К); $t_{\text{с. н}}$ — начальная температура сушки, °С; $\theta_{\text{н}}$ — начальная температура материала, поступающего на сушку, °С; W — количество влаги, испаряющейся при сушке, кг; $Q_{\text{пот. 1}}$ — потери теплоты в окружающую среду при нагревании материала, Дж.

Расход теплоты на собственно сушку:

$$Q_{\text{с}} = G_{\text{сух}} c_{\text{м}} (t_{\text{с. к}} - t_{\text{с. н}}) + W (i - c t_{\text{с. н}}) + Q_{\text{пот. 2}} \quad (14.3)$$

где $t_{\text{с. к}}$ — конечная температура сушки, °С; i — удельная энтальпия водяных паров, образующихся при сушке, Дж/кг; $Q_{\text{пот. 2}}$ — потери теплоты в окружающую среду, Дж; $G_{\text{сух}} + W = G_{\text{н}}$ — количество влажного материала, поступающего на сушку, кг.

Рис. 14.3. Вакуум-сушильный шкаф:
1—камера; 2—полые плиты



Контактные сушилки

По способу организации процесса сушилки могут быть подразделены на периодически- и непрерывнодействующие.

Простейшими контактными сушилками периодического действия являются вакуум-сушильные шкафы. На рис. 14.3 изображена схема такого аппарата, представляющего собой цилиндрическую камеру 1, в которой размещены полые плиты 2, обогреваемые паром или горячей водой. Высушиваемый материал находится на противнях, установленных на плитах. Во время работы камера герметически закрыта и соединена с вакуум-конденсационной системой, например с поверхностным конденсатором (если улавливается ценный растворитель) и вакуум-насосом.

Сушилки этого типа малопроизводительны и малоэффективны, поскольку сушка в них происходит в неподвижном слое при наличии плохо проводящих теплоту зазоров между противнями и греющими плитами; загрузка и выгрузка материала осуществляется вручную. Однако эти сушилки универсальны, так как обеспечивают возможность сушки различных материалов при оптимальных условиях.

Для увеличения контакта с греющей поверхностью применяют гребковые вакуум-сушилки. В них материал во время сушки перемешивается. Загрузка и выгрузка материала механизированы. Для непрерывного способа сушки пастообразных материалов используют вальцовые сушилки. Конструкции контактных сушилок приведены ниже (см. стр. 423).

14.3. КОНВЕКТИВНАЯ СУШКА

Конвективная сушка — это сушка влажного материала в потоке горячего воздуха или топочного газа. Горячий газ при этом выполняет две функции: является теплоносителем и влагоносителем.

На рис. 14.4 представлена типовая схема конвективной сушильной установки. Атмосферный воздух засасывается вентилятором 1, проходит калорифер 2, где подогревается, и подается в сушилку 3. На схеме изображена ленточная сушилка непрерывного действия. Зернистый материал подается на ленту, движется вместе с ней и пересыпается с ленты на ленту. Нагретый воздух проходит над высушиваемым материалом, испаренная влага с потоком воздуха выводится из сушильной камеры.

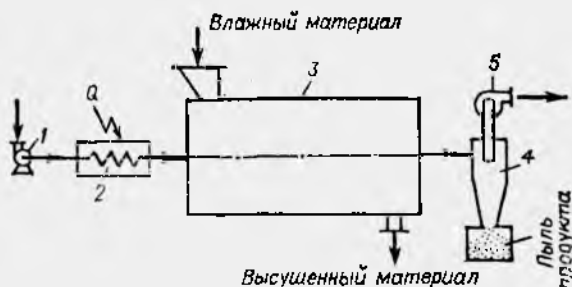


Рис. 14.4. Схема конвективной сушильной установки:

1 — нагнетательный вентилятор; 2 — калорифер; 3 — сушилка; 4 — циклон; 5 — вытяжной вентилятор

В циклоне 4 воздух перед выбросом в атмосферу освобождается от пыли продукта.

Основные свойства влажного воздуха

Свойства воздуха как влаго- и теплоносителя определяются следующими характеристиками: температурой t ; энтальпией I , т. е. количеством теплоты, отнесенным к 1 кг сухого воздуха; влагосодержанием x , т. е. количеством влаги в кг, приходящимся на 1 кг абсолютного сухого воздуха; относительной влажностью ϕ , т. е. отношением фактической массы водяных паров в воздухе к максимально возможной при тех же температуре и давлении (при насыщении). Поскольку содержание паров в газе можно характеризовать парциальным давлением, то относительная влажность воздуха $\phi = p_n/P_{\text{нас}}$, где p_n — парциальное давление водяного пара в воздухе (при температуре сухого термометра), $P_{\text{нас}}$ — давление насыщенного водяного пара при той же температуре.

Уравнение влагосодержания

Известно, что при температуре и давлении, близких к нормальным, свойства влажного воздуха достаточно точно описываются уравнениями Дальтона и Клапейрона. Рассмотрим смесь, состоящую из 1 кг абсолютно сухого воздуха и x кг пара, находящуюся в объеме V . Запишем уравнение Клапейрона для пара и сухого воздуха (газа):

$$p_n V = \frac{m_n}{M_n} RT; \quad p_a V = \frac{m_a}{M_a} RT, \quad (14.4)$$

где p_n и p_a — парциальные давления пара и сухого воздуха; m_n и m_a — массы пара и воздуха; M_n и M_a — молярные массы пара и воздуха; R — универсальная газовая постоянная; T — температура, К.

Разделим почленно первое уравнение на второе: $p_n/p_a = m_n M_a / (m_a M_n)$. Так как $m_n = x$, $m_a = 1$, то $x = M_n p_n / (M_a p_a)$.

Если общее давление влажного воздуха Π , то по закону Дальтона парциальное давление сухого воздуха $p_a = \Pi - p_n$. С другой стороны, по определению парциальное давление пара $p_n = \varphi P_{\text{нас}}$. Окончательно получим уравнение влагосодержания:

$$x = \frac{M_n}{M_a} \frac{\varphi P_{\text{нас}}}{\Pi - \varphi P_{\text{нас}}}. \quad (14.5)$$

Если пар водяной, то $M_n/M_a = 18/29 = 0,622$ и уравнение влагосодержания примет вид:

$$x = 0,622 \frac{\varphi P_{\text{нас}}}{\Pi - \varphi P_{\text{нас}}}. \quad (14.6)$$

Из уравнения (14.6) следует, что при данном давлении Π влагосодержание x является функцией относительной влажности φ и температуры t , так как $P_{\text{нас}}$ — однозначная функция температуры: $P_{\text{нас}} = f(t)$.

Уравнение энтальпии

Энтальпию влажного воздуха I относят к 1 кг абсолютно сухого воздуха и определяют как сумму энтальпий 1 кг абсолютно сухого воздуха $I_{c.a.}$ и x кг пара $x i_n$:

$$I = 1 \cdot I_{c.a.} + x i_n. \quad (14.7)$$

Очевидно, $1 \cdot I_{c.a.} = 1 \cdot c_{c.a.} t$, где $c_{c.a.}$ — удельная теплоемкость абсолютно сухого воздуха; t — температура. Энтальпию водяного пара можно рассчитать по уравнению $i_n = r_0 + c_n(t)$, где r_0 — удельная теплота фазового превращения при 0°C ; c_n — средняя удельная теплоемкость водяного пара. Тогда

$$I = 1 \cdot c_{c.a.} t + x (r_0 + c_n t) = (1 c_{c.a.} + x c_n) t + x r_0. \quad (14.8)$$

Здесь $c_{c.a.} = 1$ кДж/(кг·К); $c_n = 2$ кДж/(кг·К); $r_0 = 2500$ кДж/кг.

Подставив эти значения в уравнение (14.8), получим уравнение энтальпии I (в кДж/кг сухого воздуха):

$$I = (1 + 2x) t + 2500x. \quad (14.9)$$

Отсюда следует, что энтальпия является функцией влагосодержания x и температуры t .

Диаграмма состояния влажного атмосферного воздуха

Характеристики влажного воздуха можно с точностью, достаточной для технических расчетов, определять по диаграмме $I - x$, предложенной в 1917 г. Л. К. Рамзиным (рис. 14.5).

Диаграмма ¹⁾ построена для давления $\Pi = 745$ мм рт. ст., которое можно считать среднегодовым для центральных районов

¹⁾ Эта диаграмма в крупном масштабе приведена в сборнике диаграмм [3].

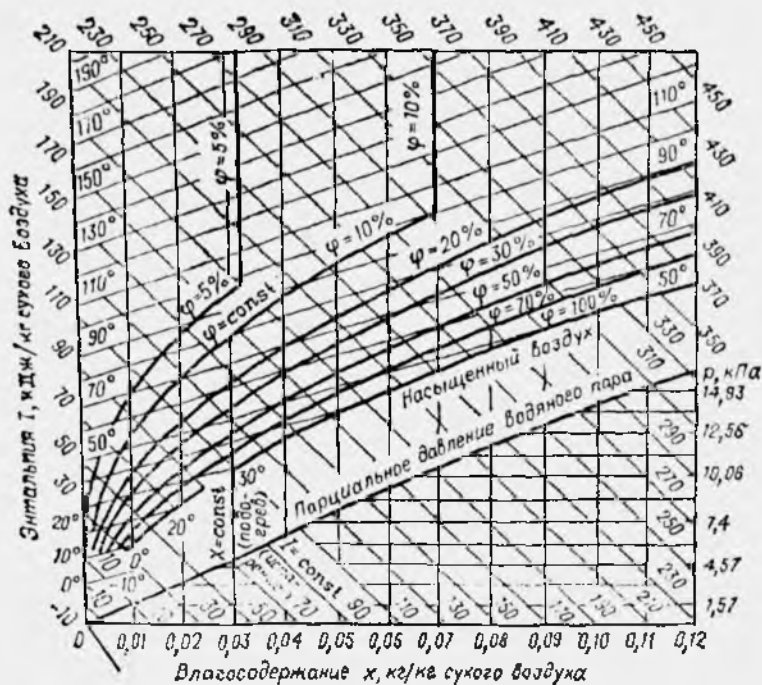


Рис. 14.3. Диаграмма $I-x$ влажного воздуха

СССР. Угол между координатными осями равен 135° . Для удобства расчетов на диаграмме нанесена вспомогательная ось x , проведенная под углом 90° . На диаграмме построены: линии постоянного влагосодержания ($x = \text{const}$), представляющие собой вертикальные прямые, параллельные оси ординат; линии постоянной энтальпии ($I = \text{const}$) — прямые, параллельные оси абсцисс (т. е. идущие под углом 135°); линии постоянных температур, или изотермы ($t = \text{const}$), — прямые, идущие с некоторым наклоном; линия парциальных давлений водяного пара p_n во влажном воздухе; линии постоянной относительной влажности ($\varphi = \text{const}$) — расходящийся пучок кривых. При $t = 99,1^\circ\text{C}$ — температуре кипения воды при $P = 745$ мм рт. ст. кривые φ имеют перелом и идут почти вертикально. Это объясняется тем, что при $t \geq 99,1^\circ\text{C}$ парциальное давление насыщенных паров водяного пара, находящегося в воздухе, будет равно общему давлению, т. е. $P_{\text{нас}} = P$, и, согласно уравнению (14.6), $x = 0,622\varphi P_{\text{нас}} / (P - \varphi P_{\text{нас}}) = 0,622\varphi / (1 - \varphi)$. Это означает, что при $t \geq 99,1^\circ\text{C}$ влагосодержание воздуха при данной относительной влажности остается постоянным.

Для примера определим по диаграмме $I-x$ энтальпию, влагосодержание воздуха и парциальное давление водяного пара при $t = 60^\circ\text{C}$ и $\varphi = 30\%$. Находим точку пересечения изотермы $t = 60^\circ\text{C}$ с линией $\varphi = 30\%$. Этой точке соответствуют: энтальпия $I = 166$ кДж/кг сухого воздуха, влагосодержание $x = 0,04$ кг/кг сухого воздуха. Проектируя полученную точку на

Рис. 14.6. Схема определения параметров воздуха с помощью диаграммы $t-x$

линию парциального давления водяного пара, которая находится в низу диаграммы, получаем $p_n = 5,86$ кПа (44 мм рт. ст.). Схема решения приведена на рис. 14.6.

Материальный баланс воздушной конвективной сушилки

Обозначим массу влажного материала, поступающего в сушилку в единицу времени, G_n кг/с, а его влажность u_n массовых долей или %. В результате сушки получается G_k кг/с высушенного материала, влажностью u_k массовых долей и W кг/с испаренной влаги. Тогда материальный баланс по потокам:

$$G_n = G_k + W. \quad (14.10)$$

Баланс по абсолютно сухому веществу (количество которого не меняется в процессе сушки)

$$G_n (1 - u_n) = G_k (1 - u_k). \quad (14.11)$$

Из этих уравнений количество высушенного материала

$$G_k = G_n \frac{1 - u_n}{1 - u_k} \quad (14.12)$$

и испаренной влаги

$$W = G_n \frac{u_n - u_k}{1 - u_k}. \quad (14.13)$$

Влажность материала может быть выражена в долях от массы сухого вещества $u' = W/G_{сух}$. Тогда баланс $G_{сух} u'_n = G_{сух} u'_k + W$ и количество испаренной при сушке влаги

$$W = G_{сух} (u'_n - u'_k). \quad (14.14)$$

Для теплового расчета сушилки необходимо знать расход воздуха на сушку, который определяется из баланса по влаге.

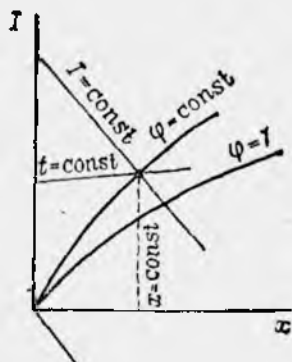
Если на сушку расходуется L кг/с абсолютно сухого воздуха и влагосодержание влажного воздуха на входе в сушилку x_0 кг/кг сухого воздуха, а на выходе из сушилки x_2 кг/кг сухого воздуха, то с воздухом поступает Lx_0 кг/с влаги, с отработанным воздухом уходит Lx_2 кг/с влаги и из материала испаряется W кг/с влаги.

Следовательно, баланс сушилки по влаге будет иметь вид:

$$Lx_0 + W = Lx_2, \quad (14.15)$$

откуда расход воздуха

$$L = W / (x_2 - x_0). \quad (14.15a)$$



Удельный расход воздуха (на 1 кг испаренной влаги) составит:

$$l = L/W = 1/(x_2 - x_0). \quad (14.156)$$

Таким образом, удельный расход воздуха зависит только от разности влагосодержаний отработанного и свежего воздуха.

Тепловой баланс воздушной конвективной сушилки

Для составления теплового баланса воспользуемся схемой конвективной сушилки, изображенной на рис. 14.7. Теплоноситель — воздух перед сушилкой подогревается в калорифере, где к нему подводится теплота Q .

Введем дополнительно следующие обозначения: I_0, I_1, I_2 — энтальпии воздуха перед калорифером, после калорифера (т. е. на входе в сушилку), на выходе из сушилки, Дж/кг сухого воздуха; Θ_n и Θ_k — температуры материала на входе и выходе из сушилки; c_m и $c_{вл}$ — удельные теплоемкости высушенного материала и влаги, соответственно, Дж/(кг·К).

При составлении теплового баланса следует учитывать, что в сушилке могут быть транспортные устройства, на которые помещается высушиваемый материал (например, транспортеры, вагонетки и т. п.). Пусть масса этих устройств G_t , удельная теплоемкость их материала c_t , температура транспортных устройств на входе и выходе из сушилки ϑ_n и ϑ_k , соответственно.

Баланс теплоты может быть выражен следующим образом:

Приход теплоты	Расход теплоты
Теплота, подводимая к калориферу Q	С сушильным агентом LI_2
С сушильным агентом LI_0	С высушенным материалом $G_k c_m \Theta_k$
С влажным материалом *: с высушенным материалом $G_k c_m \Theta_n$	С транспортными устройствами $G_t c_t \vartheta_k$
с влагой, испаряемой из материала $W c_{вл} \Theta_n$	Потери теплоты в окружающую среду $Q_{пот}$
С транспортными устройствами ** $G_t c_t \vartheta_n$	

* Масса исходного влажного материала G_n в тепловом балансе рассматривается как сумма масс высушенного материала G_k и испаренной влаги W .

** В том случае, если $\vartheta_n \neq \vartheta_k$, т. е. транспортное устройство вносит влажный материал в сушильную камеру и выносит сухой продукт из камеры.

Уравнение теплового баланса:

$$Q + LI_0 + G_k c_m \Theta_n + W c_{вл} \Theta_n + G_t c_t \vartheta_n = LI_2 + G_k c_m \Theta_k + G_t c_t \vartheta_k + Q_{пот}. \quad (14.16)$$

Решим это уравнение относительно количества теплоты, подводимой к калориферу:

$$Q = L(I_2 - I_0) + G_k c_m (\Theta_k - \Theta_n) + G_t c_t (\vartheta_k - \vartheta_n) - W c_{вл} \Theta_n + Q_{пот}. \quad (14.16a)$$

Здесь $Q = L(I_1 - I_0)$ — количество теплоты, затраченной на нагрев воздуха в калорифере; $L(I_2 - I_0)$ — количество теплоты в уходящем из сушилки теплоносителе; $G_k c_m (\Theta_k - \Theta_n)$ — количество теплоты, расходуемой на на-

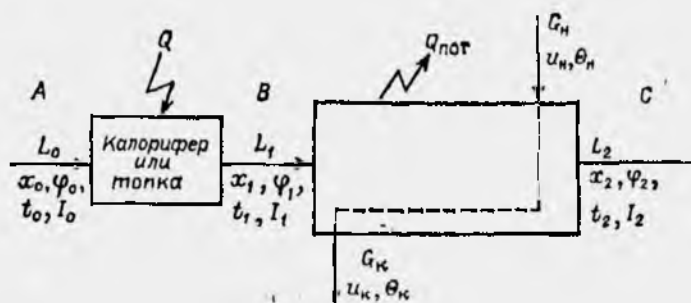


Рис. 14.7. Схема конвективной сушилки непрерывного действия, работающей по нормальному сушильному варианту

гревание материала; $G_n, (\theta_n - \theta_k)$ — количество теплоты, расходуемой на нагрев транспортных устройств.

Для сравнения работы различных сушилок удобно вести тепловые расчеты на 1 кг испаренной влаги. Разделив все члены балансового уравнения на W и обозначив удельные расходы теплоты и воздуха соответствующими строчными буквами, получим:

$$q = l(I_2 - I_0) + q_m + q_r - c_{вд}\theta_n + q_{пот}. \quad (14.166)$$

Последние четыре члена правой части уравнения обозначим через Δ . Представляя удельный расход теплоты в калорифере как $q = l(I_1 - I_0)$, запишем:

$$l(I_1 - I_0) = l(I_2 - I_0) + \Delta \quad \text{или} \quad I_1 = I_2 + (\Delta/l). \quad (14.17)$$

Это уравнение является основной формой теплового баланса конвективных сушилок; его называют *уравнением теплового баланса реальной сушилки*. Входящая в уравнение величина Δ может иметь положительное или отрицательное значение или же быть равной нулю (при $c_{вд}\theta = q_m + q_r + q_{пот}$). При $\Delta = 0$ энтальпии $I_1 = I_2$, и такая сушилка называется теоретической. Процесс сушки в ней протекает адиабатически при постоянной энтальпии воздуха $I = \text{const}$: испаряемая из материала влага вносит в воздух ровно столько теплоты, сколько он отдает, охлаждаясь, на испарение влаги.

Удельный расход теплоты в теоретической сушилке:

$$q = l(I_2 - I_0) = \frac{I_2 - I_0}{x_2 - x_0}. \quad (14.18)$$

В частном случае (при $\Delta = 0$) адиабатический процесс протекает и в реальной сушилке.

Изображение основных вариантов конвективной сушки на диаграмме $I - x$ для теоретической сушилки

Нормальный (основной) вариант сушки. В сушилке, работающей по этому варианту (см. рис. 14.7), воздух однократно подогревается в наружном калорифере до относительно высо-

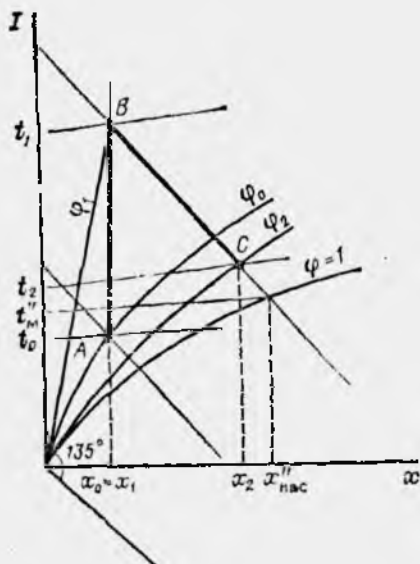


Рис. 14.8. Нормальный сушильный вариант (теоретическая сушилка) на диаграмме $I-x$

кой температуры, являющейся обычно предельно допустимой для данного материала, и поступает в сушилку. После сушилки воздух выбрасывается в атмосферу. При нагревании воздуха в калорифере влагосодержание его остается неизменным и резко падает его относительная влажность. Сушка происходит при значительной начальной температуре t_1 , в воздухе с малым x и низким ϕ . Влага будет быстро испаряться.

Для построения изображения процесса сушки на диаграмме $I-x$ (рис. 14.8) долж-

ны быть заданы характеристики атмосферного воздуха в точке A (обычно t_0, ϕ_0) и еще две характеристики воздуха: (t_1, ϕ_1) или (t_1, t_2) , или (t_2, ϕ_2) , необходимых для определения положения точек B и C . Например, если заданы точки A и B , то находят точку A , проводят вертикаль AB (до пересечения с изотермой t_1), изображающую процесс подогрева воздуха в калорифере при $x = \text{const}$. Из точки B по линии $I = \text{const}$ проводят прямую BC , изображающую процесс сушки. Ее проводят до пересечения с линией $t_2 = \text{const}$ или $\phi_2 = \text{const}$. Точка C характеризует свойства воздуха, покидающего сушилку.

Вариант сушки с рециркуляцией части отработанного воздуха. Схема установки представлена на рис. 14.9, а, изображение процесса на диаграмме $I-x$ — на рис. 14.9, б. Здесь AM —

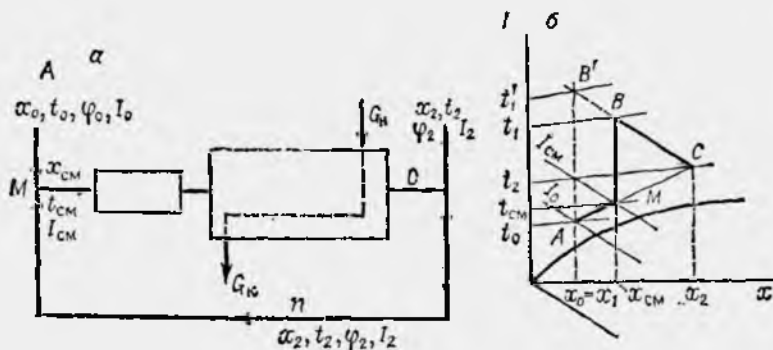


Рис. 14.9. Сушильный вариант с рециркуляцией:

а — схема установки; б — изображение процесса на диаграмме $I-x$

процесс смешивания атмосферного и отработанного воздуха; MB — подогрев смеси в калорифере; BC — сушка. Для сравнения показан также нормальный вариант $AB'C$. Из сопоставления видно, что при работе с рециркуляцией влагосодержание поступающего в сушилку воздуха больше, т. е. $x_{cm} > x_0$, а температура его ниже, т. е. $t_1 < t'_1$. Следовательно, сушка проходит в более мягких условиях.

Для построения процесса сушки на диаграмме $I-x$ (рис. 14.9, б) должны быть заданы какие-либо две характеристики атмосферного и отработанного воздуха, по которым и наносят точки A и C . Для построения точки M , характеризующей свойства смеси, поступающей в калорифер, рассчитывают x_{cm} и I_{cm} по правилу аддитивности:

$$x_{cm} = \frac{x_0 + nx_2}{1 + n}; \quad I_{cm} = \frac{I_0 + nI_2}{1 + n}, \quad (14.19)$$

где n — количество возвращаемого в сушилку отработанного воздуха, приходящегося на 1 кг свежего атмосферного воздуха.

Затем проводят вертикаль MB до пересечения с линией $I_2 = \text{const}$, проходящей через точку C .

Уравнения (14.19) решим относительно n и, приравнявая полученные выражения, найдем уравнение связи между характеристиками атмосферного, отработанного воздуха и смеси: $(x_{cm} - x_0)/(I_{cm} - I_0) = (x_2 - x_{cm})/(I_2 - I_{cm})$. Это уравнение изобразится на диаграмме $I-x$ прямой, проходящей через точки A , M и C .

Вариант сушки с промежуточным подогревом воздуха. Схема установки показана на рис. 14.10, а. Изображение процесса

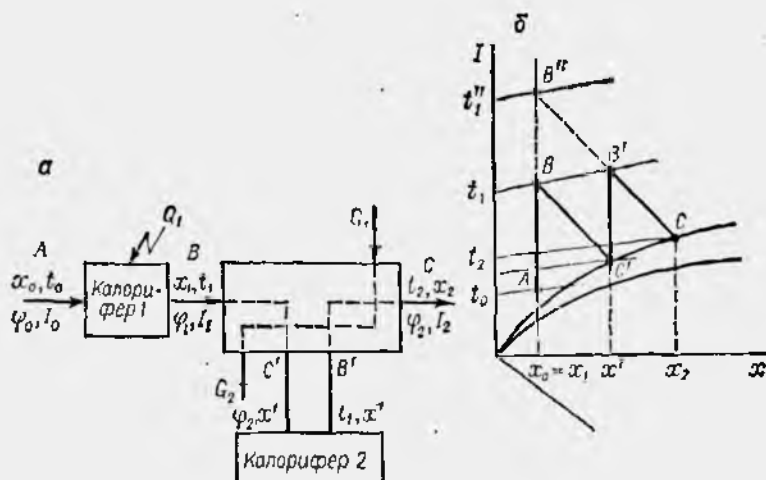


Рис. 14.10. Сушильный вариант с промежуточным подогревом воздуха: а — схема установки; б — изображение процесса на диаграмме $I-x$

Удельные расходы воздуха и теплоты не изменяются, так как они определяются лишь начальными и конечными характеристиками воздуха. Циркулирующий воздух обеспечивает только более мягкие условия сушки.

Учитывая изменения метеорологических условий обычно при проектировании сушилок принимают относительную влажность воздуха φ (степень насыщения воздуха влагой) равной 0,7—0,8. Это способствует также предотвращению конденсации влаги на пылеулавливающих устройствах (рукавных фильтрах).

Тепло- и массообмен между воздухом и материалом при сушке

Точка росы. Точкой росы называют температуру, охлаждаясь до которой при постоянном влагосодержании $x = \text{const}$ воздух достигает состояния насыщения водяными парами. Точку росы D (рис. 14.12) для воздуха с начальными характеристиками, соответствующими точке A , находят как изотерму t_p точки пересечения вертикальной прямой, проходящей через точку A , с линией $\varphi = 1$. Охлаждение воздуха ниже точки росы сопровождается конденсацией и выделением влаги, т. е. осушкой воздуха.

Температура мокрого термометра. При адиабатическом взаимодействии воздуха с более холодным влажным материалом воздух будет охлаждаться, отдавая свою физическую теплоту материалу, но пополняя свою энтальпию за счет энтальпии водяных паров, переходящих из влажного материала в воздух. В этих условиях температура воздуха понижается, а энтальпия остается неизменной. Такой процесс массообмена может протекать до полного насыщения воздуха водяными парами (в пределе), а следовательно, до такой его температуры, которая будет соответствовать относительной влажности $\varphi = 1$. Предел охлаждения воздуха, свойства которого определяются точкой A (рис. 14.12), можно найти на диаграмме $I-x$, проведя прямую

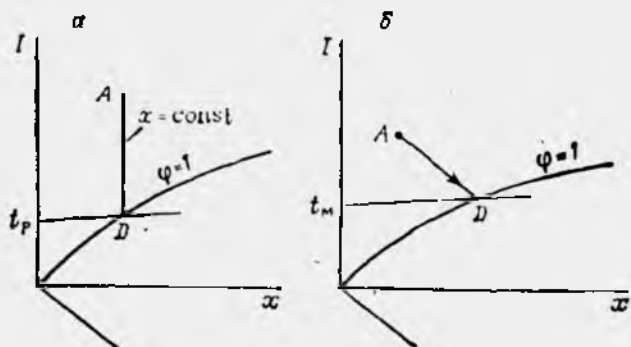


Рис. 14.12. Определение точки росы (а) и температуры мокрого термометра (б) на диаграмме $I-x$

$I = \text{const}$ из точки A до пересечения с линией $\varphi = 1$ в точке D . Изотерма ($t = t_m$), проходящая через точку D , соответствует пределу охлаждения воздуха, или так называемой температуре мокрого термометра. Таким образом, температура мокрого термометра t_m является температурой воздуха, соответствующей его насыщению в адиабатических условиях.

Если при сушке вся теплота, необходимая для испарения влаги с поверхности материала, поступает из воздуха как единственного источника теплоты и потери теплоты отсутствуют, то процесс испарения (сушки) протекает в адиабатических условиях. Температура испаряющейся влаги (температура материала) постепенно устанавливается постоянной, равной температуре мокрого термометра t_m .

Для определения температуры мокрого термометра t_m используют психрометр — прибор, состоящий из сухого и «мокрого» термометров. Резервуар с ртутью у «мокрого» термометра обернут влажной гигроскопичной тканью, с которой происходит испарение влаги.

Движущая сила процесса сушки

При конвективной сушке пограничный слой воздуха у поверхности влажного материала насыщается водяным паром и в пределе парциальное давление водяного пара в пограничном слое будет $P_{\text{нас}}$. Из этого пограничного слоя влага диффундирует в окружающий воздух, поскольку существует разность давлений $\Delta p = P_{\text{нас}} - p_n$, где p_n — парциальное давление водяного пара в горячем воздухе.

Эта разность давлений Δp обуславливает переход влаги из пограничного слоя воздуха в объем его, проходящий над материалом, и является движущей силой процесса сушки.

Очевидно, что на входе и выходе из сушилки значения Δp будут различны, и следует говорить о средней движущей силе.

Для определения Δp удобно воспользоваться диаграммой $I - x$. На рис. 14.13 изображен нормальный процесс сушки. Точка B определяет характеристики воздуха, поступающего в сушилку, а точка C — покидающего сушилку. Опускаясь по линии $x = \text{const}$ от этих точек до линии парциальных давлений водяного пара,

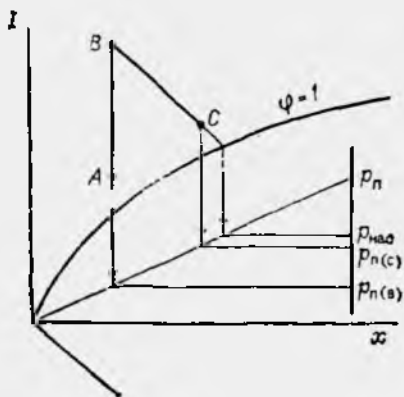


Рис. 14.13. Определение движущей силы ($\Delta p_{\text{ср}}$) процесса сушки на диаграмме $I - x$

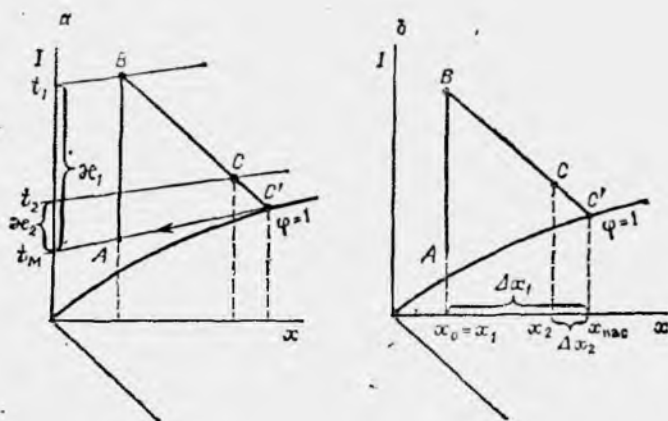


Рис. 14.14. Схемы определения $\kappa_{\text{ср}}$ (а) и $\Delta \kappa_{\text{ср}}$ (б) на диаграмме $I-x$

найдем значения $p_{n(B)}$ и $p_{n(C)}$. Линия BC характеризует изменение свойств воздуха в процессе сушки. Следуя от точки C по линии $I = \text{const}$ до $\varphi = 100\%$ и опускаясь затем по $x = \text{const}$ до линии парциального давления, определим значение $P_{\text{нас}}$. Тогда движущая сила на входе воздуха в сушилку $\Delta p_1 = P_{\text{нас}} - p_{n(B)}$, а на выходе из сушилки $\Delta p_2 = P_{\text{нас}} - p_{n(C)}$ и средняя движущая сила процесса сушки как процесса термодиффузионного

$$\Delta p_{\text{ср}} = \frac{\Delta p_1 - \Delta p_2}{2,3 \lg \frac{\Delta p_1}{\Delta p_2}}. \quad (14.21)$$

Рассматривая процесс сушки как тепловой, движущую силу процесса можно выразить разностью между температурой воздуха t и температурой поверхности влажного материала t_m (которая принимается равной температуре мокрого термометра):

$$\kappa = t - t_m. \quad (14.22)$$

Величину κ называют также *потенциалом сушки*.

Рассматривая процесс сушки как диффузионный (массообменный), движущую силу сушки можно выразить разностью влагосодержаний воздуха — насыщенного $x_{\text{нас}}$ (в пограничном слое) и ненасыщенного (в воздушном потоке):

$$\Delta x = x_{\text{нас}} - x. \quad (14.23)$$

На рис. 14.14 представлена схема определения по диаграмме $I-x$ потенциала сушки на входе в сушилку $\kappa_1 = t_1 - t_m$ и на выходе из сушилки $\kappa_2 = t_2 - t_m$. Из полученных значений можно рассчитать среднюю движущую силу по уравнению:

$$\kappa_{\text{ср}} = \frac{\kappa_1 - \kappa_2}{2,3 \lg \frac{\kappa_1}{\kappa_2}}. \quad (14.24)$$

Можно найти и разность влагосодержаний:

$$\Delta x_1 = x_{\text{нас}} - x_1 \quad \text{и} \quad \Delta x_2 = x_{\text{нас}} - x_2, \quad (14.25)$$

а также

$$\Delta x_{\text{ср}} = \frac{\Delta x_1 - \Delta x_2}{2,3 \lg \frac{\Delta x_1}{\Delta x_2}}. \quad (14.26)$$

Равновесная влажность и связь влаги с материалом

Если материал находится в контакте с влажным воздухом, то возможны два процесса: 1) сушка (десорбция влаги из материала) при парциальном давлении пара над поверхностью материала p_m , превышающим его парциальное давление в воздухе (газе) p_n , т. е. при $p_m > p_n$; 2) увлажнение (сорбция влаги материалом) при $p_m < p_n$.

В процессе сушки величина p_m уменьшается и приближается к пределу $p_m = p_n$. При этом наступает состояние динамического равновесия, которому соответствует влажность материала u_p , называемая *равновесной*. При достижении этого состояния дальнейшая сушка невозможна. Равновесная влажность зависит от парциального давления водяного пара над материалом p_m или пропорциональной ему величины относительной влажности воздуха ϕ и температуры воздуха t , т. е. $u_p = f(\phi, t)$.

В промышленных условиях следует высушивать материал до такого влагосодержания, которое соответствует условиям его хранения в складских помещениях.

14.4. КИНЕТИКА ПРОЦЕССА СУШКИ

Периоды постоянной и падающей скорости

Кинетика сушки определяется изменением во времени средней влажности материала. Зависимость между влажностью материала и временем τ изображается кривой сушки (рис. 14.15, кривая ABC), которую строят по опытным данным. Как следует из рисунка, кривая сушки состоит из двух участков, соответствующих различным периодам сушки. AB — период постоянной скорости сушки (первый период), в течение которого влажность материала интенсивно уменьшается. Этот период наблюдается тогда, когда высушивают сильно увлажненный

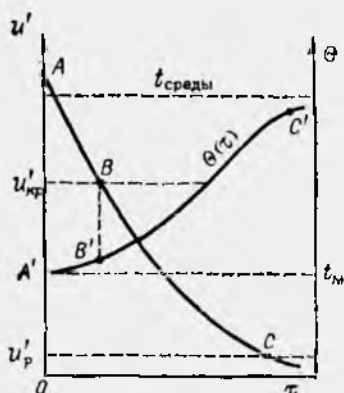


Рис. 14.15. Кривая сушки

материал, причем вся поверхность материала увлажнена равномерно за счет достаточно быстро протекающего подвода влаги из глубинных слоев. В этих условиях поверхность испарения совпадает с поверхностью материала, скорость сушки определяется только $\Delta p = P_{\text{нас}} - p_{\text{в}}$, т. е. скоростью внешней диффузии влаги из пограничного слоя в окружающую среду. В этот период вся теплота, подводимая к материалу, затрачивается на интенсивное испарение влаги с поверхности материала. Температура материала практически остается постоянной, равной температуре испарения жидкости со свободной поверхности (температура мокрого термометра) $\Theta = t_m$ (отрезок $A'B'$ на линии $\Theta(\tau)$ и точка B на линии $u'(\tau)$). При испарении влаги с поверхности материала внутри него возникает градиент влажности, который и обеспечивает перемещение влаги из внутренних слоев материала к его поверхности (внутреннюю диффузию влаги).

В первый период сушки градиент влажности внутри материала столь велик, что скорость процесса сушки обуславливается только скоростью испарения влаги с поверхности (внешняя диффузия). При значительной убыли влаги из материала на его поверхности образуются сухие островки, поверхность испарения уменьшается и уже не совпадает с геометрической поверхностью материала. Последнее ведет к понижению скорости сушки, начинается период падающей скорости сушки (второй период).

В этом периоде уменьшение влажности материала выражается некоторой кривой (кривая BC). Точка перегиба B называется *критической точкой*, а соответствующая ей влажность материала $u'_{кр}$ *критической влажностью*. Наступает момент, когда с поверхности материала влага удалена полностью и скорость сушки определяется скоростью внутренней диффузии влаги. В этот период из материала удаляется наиболее прочно связанная влага — капиллярная, адсорбционно связанная.

В период падающей скорости температура материала начинает повышаться ($\Theta > t_m$) — участок $B'C'$ на кривой $\Theta(\tau)$. В пределе материал может быть высушен до равновесной влажности u'_p , т. е. до установления динамического равновесия между содержанием влаги в материале и в воздухе. При этом температура материала достигает наибольшего значения — становится равной температуре окружающей среды ($\Theta = t_{\text{среды}}$). Обычно в сушилках материал высушивают до конечной влажности $u'_k > u'_p$ (точки C и C').

Вид функции $u' = f(\tau)$ может отличаться от приведенной на рис. 14.15 в зависимости от структуры материала и вида связи влаги с материалом. Не всегда при сушке влажных материалов наблюдаются оба периода. В отдельных случаях весь процесс протекает в интервале влажностей $u'_n - u'_{кр}$, что соот-

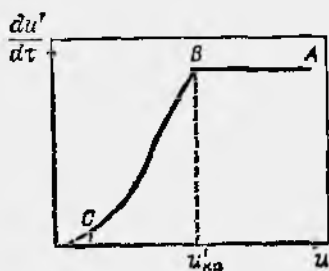


Рис. 14.16. Кривая скорости сушки

ветствует первому периоду, а в других — в интервале влажностей $u'_{кр} - u'_к$, что соответствует только второму периоду.

Имея кривую сушки материала ABC (см. рис. 14.15) можно построить кривую скорости сушки (рис. 14.16) — зависимость скорости сушки $du'/d\tau$ от

влагосодержания материала u' . Горизонтальный участок AB отвечает периоду постоянной скорости (первый период), а отрезок BC — периоду падающей скорости (второй период). Вид кривых скорости сушки во втором периоде весьма разнообразен: линия BC может быть выгнутой, выпуклой, иметь вторую критическую точку. Характер ее зависит от свойств материала и вида связи с ним влаги.

Продолжительность сушки. Константы скорости сушки

В первом периоде скорость сушки постоянная (см. рис. 14.16), следовательно, $-du'/d\tau = N$ (знак минус означает убыль влаги со временем). Разделим переменные и проинтегрируем это уравнение в пределах изменения влажности в первом периоде:

$$-\int_{u'_н}^{u'_{кр}} du' = N \int_0^{\tau_1} d\tau, \quad (14.27)$$

откуда $u'_н - u'_{кр} = N\tau_1$ и продолжительность сушки в первом периоде

$$\tau_1 = (u'_н - u'_{кр})/N, \quad (14.28)$$

где N — константа скорости сушки в первом периоде.

Для определения продолжительности периода падающей скорости сушки на прямой BC (характеризующей этот период) возьмем любую точку, соответствующую влажности u' . Для нее можно написать:

$$-(du'/d\tau)/(u' - u'_п) = K, \quad (14.29)$$

где K — тангенс угла наклона прямой BC к оси абсцисс.

Разделим переменные и проинтегрируем полученное уравнение в пределах изменения влажности при сушке во втором периоде от $u'_{кр}$ до $u'_к$:

$$-\int_{u'_{кр}}^{u'_к} \frac{du'}{u' - u'_п} = K \int_0^{\tau_2} d\tau, \quad (14.30)$$

В результате интегрирования получаем: $\ln \frac{u'_{кр} - u'_p}{u'_к - u'_p} = K \tau_2$,
откуда

$$\tau_2 = \frac{1}{K} \ln \frac{u'_{кр} - u'_p}{u'_к - u'_p}. \quad (14.31)$$

Выразим K (константу скорости сушки во втором периоде) через N . Поскольку точка B (см. рис. 14.16) относится как к первому периоду, так и ко второму, то $K = N/(u'_{кр} - u'_p)$ и

$$\tau_2 = \frac{u'_{кр} - u'_p}{N} \ln \frac{u'_{кр} - u'_p}{u'_к - u'_p}. \quad (14.32)$$

Общая продолжительность сушки $\tau = \tau_1 + \tau_2$.

Значения $u'_{кр}$, u'_p и N определяют экспериментально.

14.3. КОНСТРУКЦИИ СУШИЛОК

Большое число типов применяемых в промышленности сушилок связано с разнообразием высушиваемых материалов, их свойств и условий обработки.

По принципу действия все сушилки классифицируют на аппараты периодического и непрерывного действия; по виду используемого сушильного агента (теплоносителя) — на воздушные, газовые и паровые; по величине давления в сушилке — на атмосферные и вакуумные; по направлению движения материала и сушильного агента (в конвективных сушилках) на противоточные, прямоточные, с перекрестным током; по состоянию слоя высушиваемого материала в аппарате — с неподвижным, движущимся, взвешенным и фонтанирующим слоем.

Сушильные аппараты делят по способу подвода теплоты к высушиваемому материалу на три группы: 1) контактные; 2) конвективные (воздушные и газовые); 3) специальные сушилки.

Контактные сушилки используют в тех случаях, когда недопустим непосредственный контакт высушиваемого материала с сушильным агентом (газом, паром). Наибольшее распространение в химической технологии из контактных сушилок получили: сушильные шкафы (см. рис. 14.3), гребковые сушилки (рис. 14.17) или сушилки с мешалкой, а также вальцовые сушилки.

Контактные сушильные аппараты иногда называют *кондуктивными* (чтобы подчеркнуть, что в них теплота передается высушиваемому материалу через стенку, за счет теплопроводности (*conductivity*)). Для ускорения сушки в контактных сушилках часто создают вакуум. Сушка в вакууме сходна с выпариванием в вакуум-аппаратах.

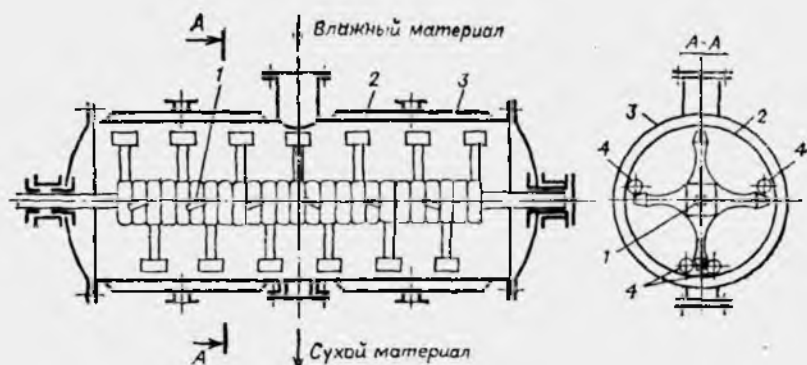


Рис. 14.17. Гребковая сушилка:

1—вал с гребками; 2—барабан; 3—рубашка; 4—трубы („скалки“)

Вакуум-сушка имеет ряд технологических преимуществ перед сушкой при атмосферном давлении: 1) независимость процесса от атмосферных условий; 2) герметически закрытая система позволяет создать стерильность среды; 3) сушка проводится при низких температурах, что особенно важно для обработки веществ, не выдерживающих высокотемпературного нагрева; 4) быстрота сушки; 5) меньший расход теплоты (в атмосферных сушилках потери теплоты с отработанным сушильным агентом достигают 25—40 % всей вводимой в процесс теплоты); 6) меньшие габариты установки (нет необходимости циркулировать большим объемам газа); 7) возможность более полного улавливания ценных или вредных паров, выделяющихся при сушке; 8) устранение пожарной опасности и др.

К недостаткам вакуум-сушки следует отнести более высокую стоимость сушильного агрегата (который включает кроме сушилки с нагревательными элементами конденсатор для конденсации отгоняющихся паров и вакуум-насос для создания разрежения в системе). Представляют большой интерес вакуум-сушилки непрерывного действия, внедрение которых сдерживается сложностью устройств герметических питателей и выгрузных приспособлений (см. рис. 14.18).

Конвективные сушилки — аппараты, в которых испарение влаги из высушиваемого материала происходит за счет теплоты газообразного сушильного агента при контакте материала и теплоносителя. К этой группе сушилок относятся: камерные, туннельные, ленточные, петлевые, барабанные, распылительные, сушилки со взвешенным слоем, пневматические.

Камерные, или полочные, сушилки (рис. 14.19) различных конструкций работают периодически, при атмосферном давлении. Высушиваемый материал в зависимости от его свойств и вида помещается на полках, противнях, сетках, иногда на вагонетках и т. п. Сушильные камеры изготовляют из раз-

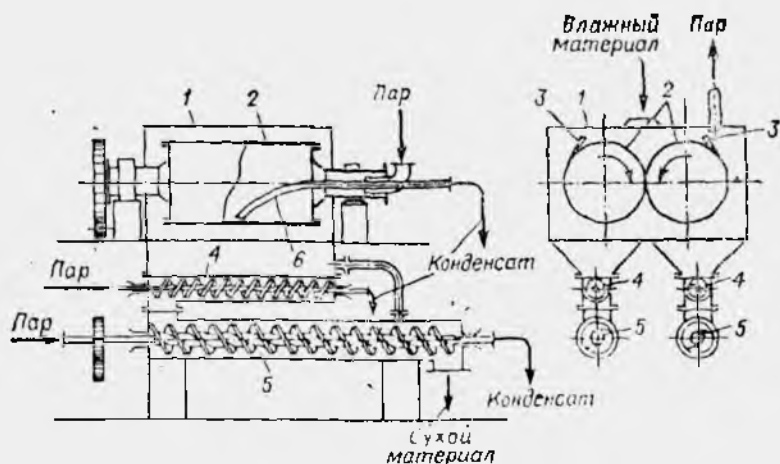


Рис. 14.18. Вакуумная двухвальцовая сушилка:

1—кожух; 2—барабаны-валцы; 3—ножи; 4, 5—осушители; 6—сифонная трубка

личных материалов (дерева, металла, кирпича, бетона и т. п.) в зависимости от производительности и режима сушки. Чтобы свести к минимуму потери теплоты в окружающую среду, камеру изолируют пенобетоном, асбестом и другими теплоизоляционными материалами. Слой изоляции ($\delta = 75 \div 170$ мм) располагают между внутренней и внешней стенками камеры, изготовленными из листового железа. Двери камеры снабжают прокладками. В камерных сушилках обычно контролируют температуру (или влажность) циркулирующего воздуха, температуру высушиваемого материала; в работающих под вакуумом

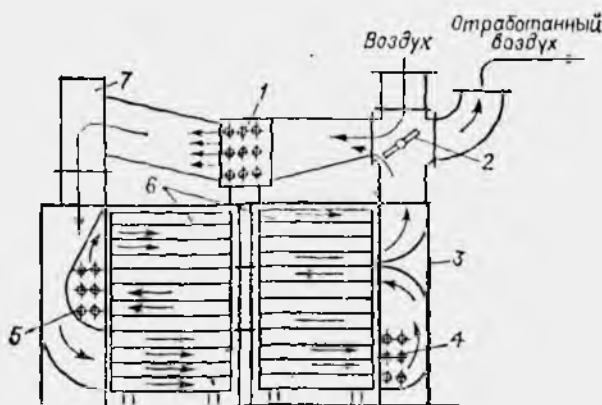


Рис. 14.19. Камерная сушилка:

1, 4, 5—воздухонагреватели; 2—шлюз; 3—камера; 6—вагонетки; 7—вентилятор

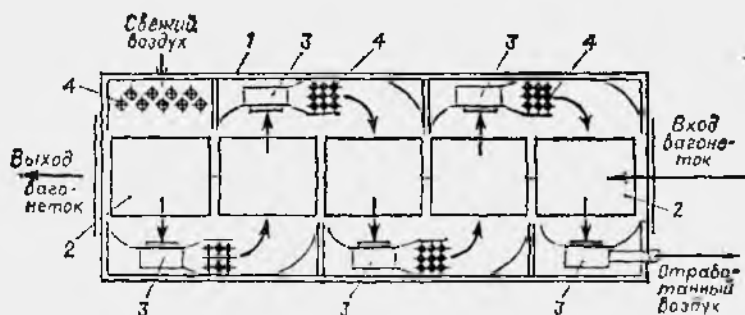


Рис. 14.20. Туннельная сушилка:

1—кожух; 2—вагонетки; 3—вентиляторы; 4—внутренние калориферы

установках контролируют абсолютное давление и температуру сушильного агента.

Камерные сушилки применяют для сушки разнообразных химических и пищевых продуктов.

Туннельные сушилки (рис. 14.20) иначе называют коридорными или каналными. Они представляют собой длинные камеры, внутри которых по рельсам перемещаются (постепенно или толчками) вагонетки с высушиваемым материалом. Нагретый воздух обтекает лотки или противни, загружающие вагонетки, прямо- или противотоком (или перекрестным током). По сравнению с камерными сушилками туннельные более прогрессивны, так как в них сушка идет непрерывно, однако также затрачивается много ручного труда при их обслуживании (разгрузка, выгрузка и т. д.). Туннельные сушилки используются

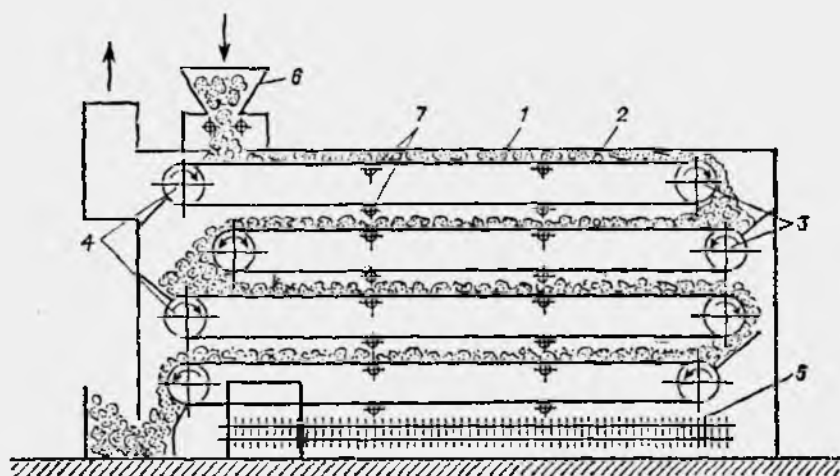


Рис. 14.21. Ленточная сушилка:

1—кожух; 2—транспортирующая лента; 3, 4—звездочки (ролики); 5—калорифер; 6—загрузочное устройство; 7—направляющие ролики

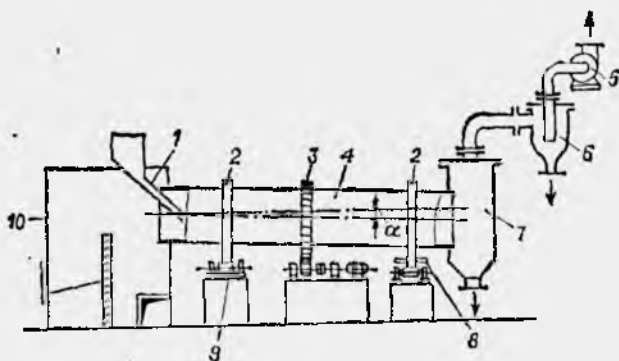


Рис. 14.22. Барабанная сушилка:

1—устройство для загрузки; 2—бандажи; 3—зубчатое колесо; 4—барабан; 5—вентилятор; 6—циклон; 7—приемный бункер; 8—упорные ролики; 9—опорные ролики; 10—топка

при сушке кирпича, керамических изделий, окрашенных и лакированных металлических поверхностей, пищевых продуктов и т. п.

Ленточные сушилки (рис. 14.21) представляют собой камеру, в которой расположена одна или несколько движущихся лент. Ленты (конвейеры) изготовляют из металлической сетки, резины, ткани или листового металла. Они получили распространение для сушки сыпучих материалов. Обычно сушка осуществляется перекрестным (по отношению к материалу) током сушильного агента, поступающего снизу. Однако при движении ленты часто образуется ее перекося. Скорость движения

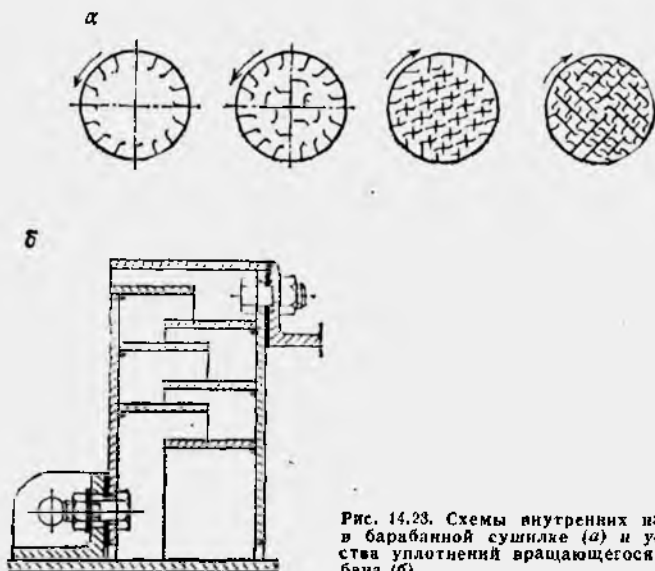


Рис. 14.23. Схемы внутренних насадок в барабанной сушилке (а) и устройства уплотнений вращающегося барабана (б)

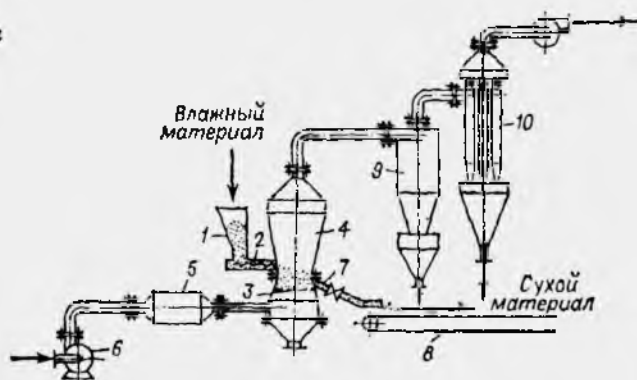
Рис. 14.24. Распылительная сушилка:
1—распылитель; 2—циклон; 3—рукавный
фильтр; 4—шнек; 5—вентилятор;
6—калорифер; 7—сушильная камера

лент (а следовательно, и скорость сушки) регулируется от 0,1 до 1 м/мин. К числу недостатков этой конструкции относится неравномерность движения ленты.

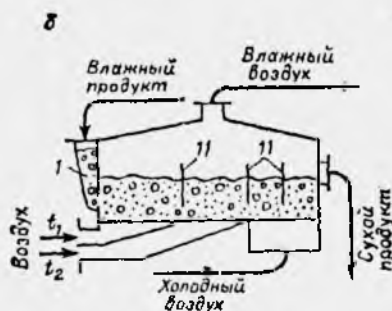
Барабанные вращающиеся сушилки (рис. 14.22) получили наибольшее распространение благодаря высокой производительности, несложности конструкции и возможности сушить разнообразные продукты. Внутри металлического сушильного ба-

рабана в зависимости от свойств высушиваемого мате-

а



б



в

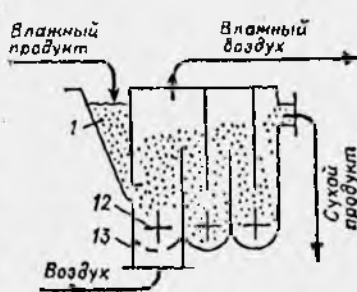
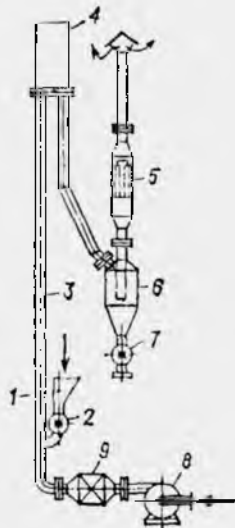


Рис. 14.25. Сушилки (а—в) со взвешенным (псевдоожидженным) слоем:

1—бункер; 2—питатель; 3—решетка; 4—конический корпус; 5—калорифер; 6—вентилятор;
7—разгрузочное устройство; 8—конвейер; 9—циклон; 10—рукавные фильтры; 11—перегородки;
12—мешалка; 13—решетки

Рис. 14.26. Пневматическая сушилка:

1—бункер; 2—питатель; 3—вертикальная труба; 4—сборник-амортизатор; 5—воздушный фильтр; 6—циклон; 7—разгрузочное устройство; 8—вентилятор; 9—подогреватель воздуха



риала располагается насадка различных типов (рис. 14.23, а). Вращение барабана осуществляется приводом: зубчатым ободом (венцом) и зубчатой передачей, расположенной на проходящей под барабаном раме или плите. Угол наклона сушилки для быстро сохнущих материалов 1 : 16, для медленно сохнущих 1 : 30 и даже 1 : 40. Важной деталью является уплотнение места соединения вращающегося барабана с неподвижной частью агрегата (рис. 14.23, б). Скорость воздуха для мелких сыпучих материалов — не более 0,5—1,0 м/с, для кусковых — 3,5—4,5 м/с. Загрузка материала обычно составляет 20—25 % общего объема сушилки. Отношение длины к диаметру $L/D_{\text{ан}} = 5 \div 6$. Частота вращения — 5—6 об/мин.

Распылительные сушилки (рис. 14.24) применяют для сушки жидких пищевых продуктов, ферментов и растворов минеральных солей, красителей и т. д. Сушилки представляют собой камеру (полу башню с $D_{\text{ан}}$ до 5 м и H до 8 м), в верхней части которой распыляется высушиваемый материал через форсунки или с помощью центробежных распылителей. Высушенный продукт в виде порошка шнеком отводится из сушилки. Скорость сушки велика, и время сушки снижается до сотых долей секунды. Скорость сушильного агента — около 0,4 м/с. Для улавливания унесенной им пыли высушенного материала воздух пропускают через систему пылеуловителей. Поверхность контакта капель с воздухом достигает 300 м² на 1 дм³ высушиваемого материала.

Сушилки со взвешенным (псевдооживленным) слоем (рис. 14.25) в последние 20—30 лет получили широкое распространение для сушки многих сыпучих материалов (зерна, минеральных солей, угля и т. п.), а также паст и растворов. Применяются аппараты круглого и прямоугольного сечения, одно- и многокамерные, аэрофонтанные, с кипящим, виброоживленным или с фонтанирующим слоем. В последнее время эта группа сушилок получает все большее применение в пародном хозяйстве. Например, для сушки KCl уже работают сушилки производительностью 100 т/ч (рис. 14.25, а). Успешная работа сушилок с кипящим слоем обеспечивается главным образом удачной конструкцией газораспределительной решетки.

Пневматические сушилки (рис. 14.26) применяют для интенсивного удаления свободной (поверхностной) влаги.

Линейная скорость воздуха в сушильной трубе должна быть больше скорости уноса высушиваемых частиц. Практически принимают, что 1 кг воздуха перемещает по пневматической трубе от 8 до 20 кг высушиваемого материала.

14.6. СПЕЦИАЛЬНЫЕ СПОСОБЫ СУШКИ

Сушка инфракрасными лучами (радиационная сушка)

При подводе энергии потоком инфракрасных лучей ($\lambda = 0,77 \div 340$ мкм) можно передать высушиваемому материалу значительно большие количества теплоты и достигнуть скорости испарения влаги, во много раз превышающей скорость испарения ее при конвективной или контактной сушке.

В качестве источников инфракрасного излучения применяют специальные электрические лампы (с нитью накаливания большей толщины, нежели в обычных электрических лампах, и с зеркальным отражателем) либо экраны или панели, обогреваемые газом. В ламповой радиационной сушилке над поверхностью высушиваемого материала (обычно перемещаемого транспортером) устанавливают лампы, создающие направленный поток инфракрасных лучей требуемой мощности. Эти лампы безынерционны, так как при включении их мгновенно возникает поток энергии. Однако такой метод сушки дорог и применяется только при необходимости удаления малых количеств влаги.

Более дешево сушку инфракрасными лучами можно проводить при использовании экранов (стальных, чугунных, керамических), обогреваемых горячими газами. Нагревание излучающих поверхностей осуществляется либо открытым газовым пламенем, либо продуктами сгорания газов, движущимися внутри излучателя.

На рис. 14.27 изображена схема такой сушилки. Обогрев излучающей панели 1 открытым пламенем газовых горелок 2 производится со стороны, обращенной к материалу, который перемещается транспортером 3.

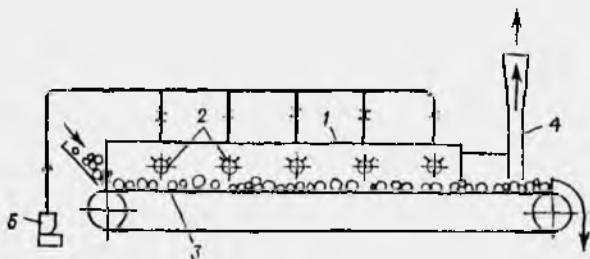


Рис. 14.27. Терморрадиационная сушилка с газовым обогревом:

1 — излучающая панель; 2 — газовые горелки; 3 — транспортер; 4 — выхлопная труба; 5 — генератор (источник тока)

В современных радиационных сушилках эффективно используют также беспламенные горелки. Сущность этого способа нагрева заключается в том, что при пропускании смеси горючего газа с воздухом через пористую керамическую плитку с соответствующей скоростью горение сосредотачивается внутри керамической массы, поверхность которой испускает мощный поток тепловой радиации. Существенным недостатком этого метода является большая инерционность системы.

Терморadiационные сушилки компактны и эффективны для сушки тонколистовых материалов и окрашенных поверхностей (ткань, бумага, лакокрасочные покрытия).

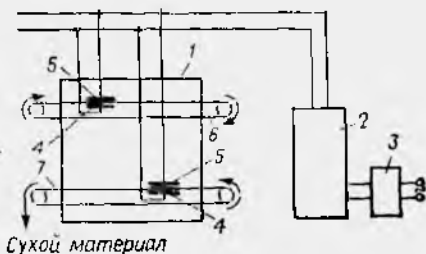
Сушка токами высокой частоты

Для высушивания толстослойных материалов, когда необходимо регулировать температуру и влажность не только на поверхности, но и в глубине материала, в ряде случаев эффективно применение сушки в поле токов высокой частоты. Такая сушка применяется для изделий из пластических масс, фарфоровых изоляторов и других материалов, обладающих диэлектрическими свойствами. Диэлектрическая сушка производится по схеме, изображенной на рис. 14.28. Переменный ток из сети поступает в выпрямитель 3, затем в ламповый генератор 2, где преобразуется в переменный ток высокой частоты и высокого напряжения. Этот ток подводится к пластинам конденсаторов 4 и 5 (расположенным в сушильной камере 1), между которыми создается поле высокой частоты. Высушиваемый материал движется на ленте между пластинами конденсатора. (Сушилка, показанная на схеме, имеет две ленты 6 и 7.) Под действием электрического поля высокого напряжения (до 10 000 В) естественные и наведенные диполи стремятся ориентироваться в направлении силовых линий переменного поля, совершая при этом работу против сил трения. Последнее и приводит к выделению теплоты и равномерному нагреванию высушиваемого материала во всем объеме.

Интенсивность нагревания зависит от частоты электрического поля (длины волны) и его мощности, а также от свойств материала. Сушка токами высокой частоты обеспечивает быстрое и равномерное высушивание толстослойных материалов, однако требует дорогостоящего оборудования и больших расходов энергии. Поэтому применение высокочастот-

Рис. 14.28. Высокочастотная (диэлектрическая) сушилка:

1 — сушильная камера; 2 — ламповый генератор; 3 — выпрямитель; 4, 5 — конденсаторы; 6, 7 — бесконечные ленты



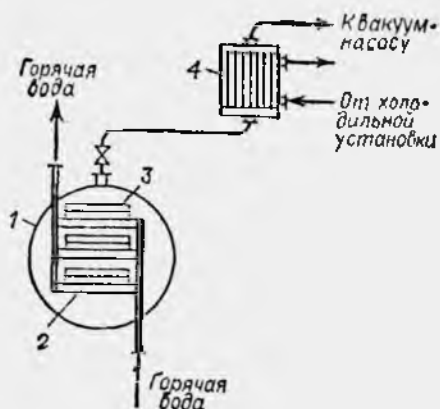


Рис. 14.29. Схема сублимационной сушилки:

1 — сушильная камера (сублиматор);
2 — пустотелая плита; 3 — противень;
4 — конденсатор-вымораживатель

ной суши ограничено из-за необходимости строгого соблюдения особых мер техники безопасности.

Сублимационная сушка

Это сушка материалов в замороженном состоянии, при которой влага, находящаяся в виде льда, переходит в пар, минуя жидкое состояние. Сублимационная сушка является разновидностью контактной вакуум-сушки, но проводится под более глубоким вакуумом. Остаточное давление в сублимационных сушилках составляет 133,3—13,3 Па (1,0—0,1 мм рт. ст.). Процесс идет при соответственно низких температурах (порядка -50°C).

На рис. 14.29 изображена схема сублимационной сушилки. В сушильной камере 1 на плитах 2 (внутри которых циркулирует вода) устанавливают противни 3 с высушиваемым материалом. Паровоздушная смесь из сушильной камеры 1 поступает в трубы конденсатора-вымораживателя 4, в межтрубном пространстве которого циркулирует низкотемпературный теплоноситель из холодильной установки. В трубах конденсатора происходит конденсация и замораживание водяных паров. Обычно устанавливаются два конденсатора (на рис. 14.29 условно показан один), которые работают попеременно.

Высушенные материалы полностью сохраняют структуру и биологические свойства и могут храниться долгое время. Обычно расход энергии и эксплуатационные расходы в этом случае значительно больше, чем при обычной вакуум-сушке. Сублимационная сушка применяется для высушивания плазмы крови, для обработки различных продуктов питания и т. п.

ГЛАВА 15

КРИСТАЛЛИЗАЦИЯ

15.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

Кристаллизация — это процесс выделения твердой фазы в виде кристаллов главным образом из растворов и расплавов. По своей природе кристаллизация является массообменным диффузионным процессом.

Кристаллизация используется в химической технологии для получения различных веществ в чистом виде. Получение большого количества кристаллов в промышленных условиях называют *массовой кристаллизацией*. Особенно широко она применяется в производстве удобрений (десятки миллионов тонн в год).

Массовая кристаллизация из водных растворов проводится при понижении растворимости выделяемого вещества за счет удаления части растворителя или изменения температуры раствора. В некоторых случаях кристаллизацию ведут из растворов органических веществ.

Кристаллизация из расплава ведется при охлаждении расплавленной массы материала главным образом для его отверждения (при производстве удобрений, щелочей, при получении органических продуктов, включая пластмассы), фракционированного разделения (при получении бензола, нафталина и др.) или выращивания монокристаллов. При кристаллизации отверждением получают большое число химических продуктов в виде отливок, пластинок, чешуек, гранул и др.

Фракционная кристаллизация используется для разделения бинарных и многокомпонентных расплавов на индивидуальные компоненты или фракции, обогащенные определенными компонентами.

По сравнению с другими методами разделения веществ кристаллизация обладает следующими преимуществами: 1) низкие энергетические затраты, обусловленные тем, что удельная теплота плавления веществ в 6—8 раз меньше удельной теплоты их испарения; 2) низкие рабочие температуры; 3) возможность разделения близкикопящих компонентов и азеотропных смесей; 4) отсутствие необходимости применять растворители; 5) высокая эффективность вследствие большого термодинамического коэффициента разделения при переходе вещества из расплавленного в кристаллическое состояние.

Кристаллизация некоторых веществ осуществляется *возгонкой (сублимацией)* с последующим охлаждением образующихся паров.

15.2. КРИСТАЛЛИЗАЦИЯ ИЗ РАСТВОРОВ

Процесс кристаллизации из растворов включает следующие стадии: 1) собственно кристаллизация; 2) отделение кристаллов от маточного раствора; 3) перекристаллизация (если необходимо); 4) промывка и сушка кристаллов.

Физические основы процесса

В основе процесса кристаллизации лежит способность веществ растворяться в различных жидкостях, называемых *растворителями*. Наиболее распространенным растворителем (для

неорганических веществ) является вода. Для растворения органических веществ используют углеводороды, спирты, эфиры и другие органические растворители.

Растворимость называют концентрацию вещества в растворе. Обычно растворимость выражают в граммах или числах молей вещества на 100 г, 1000 г или 1000 молей растворителя. При расчетах иногда удобно выражать концентрацию в кг или молях вещества на 1 м³, 1 дм³ (1 л) или 1 кг раствора.

Растворы, находящиеся в равновесии с твердой фазой при данной температуре называют *насыщенными*. В большинстве случаев растворимость вещества с повышением t увеличивается и называется *положительной растворимостью*. Для некоторых веществ растворимость уменьшается с повышением температуры раствора и называется *отрицательной растворимостью*.

Иногда концентрация растворенного вещества может быть больше его растворимости. Такие растворы нестабильны и называются *пересыщенными*.

Условия пересыщения раствора достигаются: 1) при испарении части растворителя в открытом сосуде при температуре $t < t_{\text{кип}}$; 2) при выпаривании части растворителя из раствора, кипящего в выпарном аппарате; 3) при добавлении в раствор водоотнимающих веществ; 4) при охлаждении насыщенного раствора (растворимость большинства солей уменьшается при понижении температуры).

Условия равновесия в насыщенном растворе характеризуются постоянством во времени количеств растворяющегося и вновь кристаллизующегося вещества. Такое равновесие является *подвижным*.

Растворимость в зависимости от свойств растворенного вещества и растворителя в определенном температурном интервале характеризуется *кривой растворимости*. Кривая растворимости вещества (а также выбор растворителя) определяется по экспериментальным данным.

На диаграммах состояния (рис. 15.1) растворов нанесены линии растворимости в зависимости от температуры. Область *А* называется неустойчивой или лабильной, область *Б* — относительно устойчивой или метастабильной и область *В* — областью ненасыщенных растворов.

Границы метастабильной области зависят от t раствора, скорости его охлаждения, перемешивания и других факторов.

Если кривая растворимости идет круто (рис. 15.1, а), резко возрастает, то при небольшом снижении температуры раствор переходит из метастабильной области в область перенасыщенных растворов и здесь происходит выделение твердой фазы. При этом концентрация раствора снижается. Кристаллизация таких растворов (близких к насыщению) осуществляется при их охлаждении.

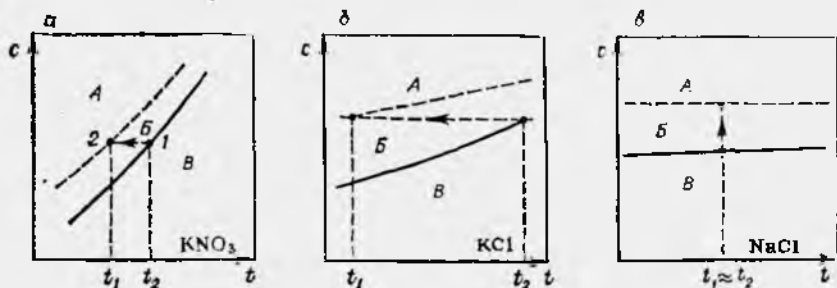


Рис. 15.1. Диаграммы состояния $c=f(t)$ растворов:

а — с резким возрастанием растворимости; б — с плавным возрастанием растворимости; в — с незначительным изменением растворимости при изменении температуры раствора

Если растворимость с увеличением t возрастает медленно (рис. 15.1, б), то переход в область пересыщенных растворов происходит только при значительном охлаждении, и при этом выделяется небольшое количество твердой фазы. В этом случае целесообразно вести кристаллизацию путем удаления части растворителя.

Возможен случай, когда растворимость незначительно изменяется в широком диапазоне температур (рис. 15.1, в). В этом случае кристаллизацию ведут при выпаривании.

Кинетика кристаллизации

Скорость процесса кристаллизации зависит от температуры раствора, степени его пересыщения, скорости образования зародышей кристаллов, интенсивности перемешивания и других факторов.

Зародыши, или центры, кристаллизации образуются из пересыщенных или переохлажденных растворов самопроизвольно. Скорость их образования может быть увеличена повышением температуры, перемешиванием, встряхиванием, присутствием примесей (например, ПАВ).

Стадии образования единичного кристалла: 1) возникновение в пересыщенном растворе центра кристаллизации (зародыша) будущего кристалла; 2) рост кристалла на основе этого зародыша (при условии его термодинамической устойчивости).

Кристалл обладает пространственной структурой в виде правильной решетки, в узлах которой расположены ионы, атомы или молекулы, соответствующие составу кристалла. Молекулы воды часто входят в структуру твердого кристалла (кристаллогидрат). Известно 32 вида симметрии кристаллических решеток, которые делятся на 7 групп. Эти группы или системы (сингонии) обладают одним или несколькими сходными элементами симметрии: 1) триклинная; 2) моноклинная; 3) ром-

бическая; 4) тригональная (ромбоэдрическая); 5) тетрагональная; 6) гексагональная и 7) кубическая.

Простые формы кристаллов получают обычно при выращивании монокристаллов. При массовой кристаллизации получают сростки беспорядочно ориентированных кристаллических зерен в результате комбинации простых форм. На структуру реального кристалла влияет наличие дефектов, имеющих в кристаллической решетке. Такие дефекты называют *дислокациями*. Форма кристалла (его габитус) зависит от условий проведения кристаллизации, от наличия примесей в маточном растворе. При росте кристалла отдельные частицы диффундируют из раствора к поверхности кристалла через окружающий его пограничный слой жидкости.

Теории кристаллизации

Известно несколько теорий роста кристаллов. Согласно диффузионной теории, растворенное вещество диффундирует из глубины раствора через ламинарный подслои у поверхности кристалла ($\delta_{\text{лам}}$ от 0—20 до 150 мкм), затем включается в тело кристалла. Скорость кристаллизации не постоянна во времени.

На рис. 15.2 показано изменение скорости кристаллизации $J = dm/d\tau$ во времени. Особенно резко меняется скорость кристаллизации при больших пересыщениях.

С увеличением пересыщения образование зародышей кристаллов ускоряется быстрее, чем происходит рост кристаллов. В результате получают мелкие кристаллы. Для получения крупнокристаллического продукта следует медленно снижать пересыщение раствора.

Условия кристаллизации влияют не только на форму и размер кристаллов, но также на гранулометрический состав и степень чистоты получаемого продукта.

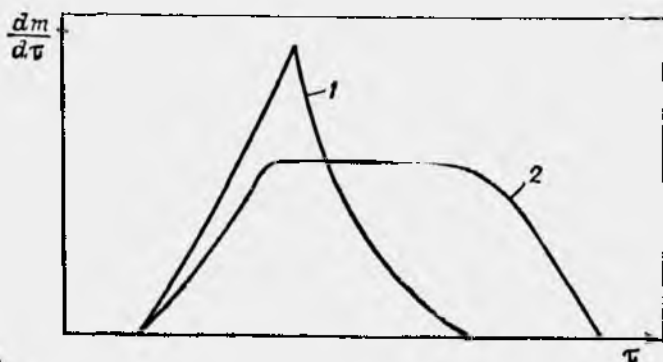


Рис. 15.2. Зависимость скорости кристаллизации $J = dm/d\tau$ от времени τ процесса: 1 — при сравнительно больших степенях пересыщения; 2 — при малых степенях пересыщения

Кроме диффузионной распространена теория поверхностного натяжения. В соответствии с ее представлениями кристалл стремится к форме, соответствующей минимуму поверхностной энергии при данном объеме.

Молекулярно-кинетическая теория (адсорбционная). Процесс роста кристаллов рассматривается как последовательное образование слоев молекул или так называемых двумерных зародышей, присоединяющихся к поверхности грани или в торец, или образующих новый слой. По молекулярно-кинетической теории адсорбционный слой образуется очень быстро и внешняя диффузия не определяет скорость роста кристалла.

По теории дислокаций при массовой кристаллизации решетка кристалла искажается за счет температурных градиентов у поверхности кристаллов, а также за счет адсорбции примесей. Наличие дислокаций в узлах кристаллической решетки исключает необходимость образования двумерных зародышей — кристалл растет при незначительном пересыщении у его поверхности, так как энергетический барьер при включении частицы в решетку в месте дислокации значительно ниже. Существует так называемая блочная теория, которая объясняет рост кристаллов наличием агломератов или блоков субмикрорекристаллов в пересыщенном растворе, представляющем собой структурированную гетерогенную систему. За счет блоков идет быстрый, но неравномерный рост граней кристаллов.

Количественную оценку скорости кристаллизации можно сделать с помощью основных кинетических закономерностей массообменных процессов (см. гл. 9).

По диффузионной теории *скорость роста кристаллов*:

$$I = \frac{dm}{d\tau} = F(c - c^*) / \left(\frac{1}{\beta_d} + \frac{1}{\beta_{пов}} \right) = \beta(c - c^*)F, \quad (15.1)$$

где $\beta = 1 / \left(\frac{1}{\beta_d} + \frac{1}{\beta_{пов}} \right)$; F — площадь поверхности кристалла; c и c^* — концентрация пересыщенного и насыщенного раствора, соответственно; β_d и $\beta_{пов}$ — кинетические коэффициенты скорости диффузии и скорости образования поверхности кристаллов, соответственно.

15.3. СПОСОБЫ КРИСТАЛЛИЗАЦИИ

В промышленной практике применяют различные методы кристаллизации, отличающиеся в основном способами создания пересыщения. Из них наиболее известны следующие.

1. Кристаллизация с удалением части растворителя с помощью испарения или вымораживания. Этот способ называют *изотермической кристаллизацией*. Недостатком способа является отложение кристаллов на теплопередающих поверхностях.

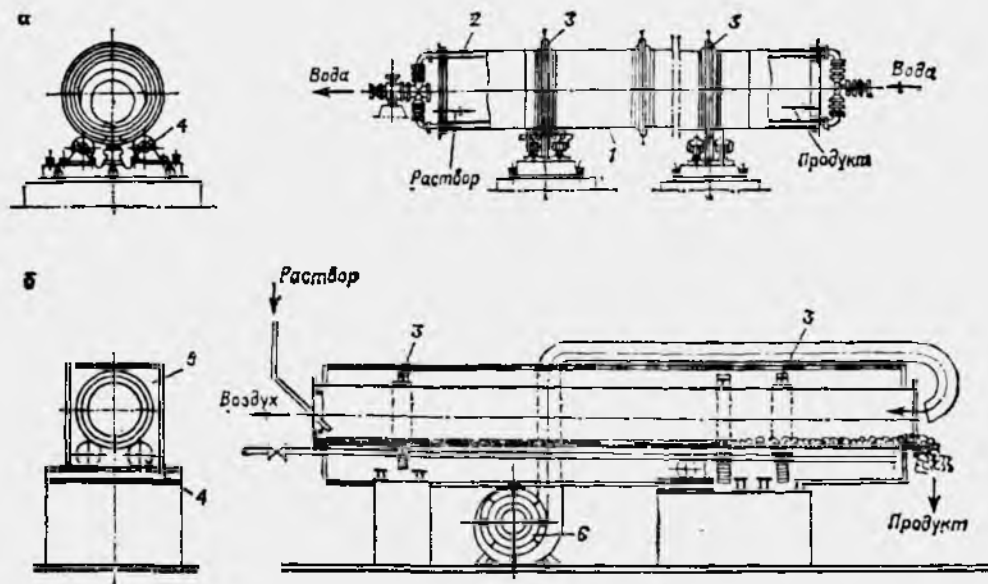


Рис. 15.3. Барабанные кристаллизаторы:

а — с водяным охлаждением; б — с непосредственным воздушным охлаждением; 1 — барабан; 2 — охлаждающая рубашка; 3 — бацдаж; 4 — ролики; 5 — обогреваемая камера; 6 — вентилятор

2. Кристаллизация с охлаждением или нагреванием при постоянном содержании растворителя в растворе. Этот способ называют *изогидрическим*. Для солей с положительной растворимостью пересыщение достигается охлаждением раствора (обычно водой — при охлаждении воздухом процесс идет медленно, но кристаллы получают крупными). Для солей с отрицательной растворимостью применяют нагревание.

3. Комбинированные способы кристаллизации — *вакуум-кристаллизация, кристаллизация с испарением части растворителя в токе носителя* (обычно воздуха) и *дробная (фракционированная) кристаллизация*.

Аппаратура для проведения процесса кристаллизации чрезвычайно разнообразна. Однако некоторые конструкции пригодны для проведения процесса кристаллизации при любых способах пересыщения раствора. Выбор их определяется как свойствами обрабатываемых систем, так и масштабами производства.

15.4. КРИСТАЛЛИЗАТОРЫ

По принципу действия аппараты для кристаллизации разделяют на 1) кристаллизаторы с удалением части растворителя — это главным образом выпарные аппараты-кристаллизаторы (с подвесной греющей камерой и нутч-фильтрами, с выносной греющей камерой, адiabатные испарители); 2) кристаллизаторы с охлаждением раствора — это каскады цилиндрических вертикальных емкостей с охлаждающими змеевиками или рубашками и механическими мешалками, качающиеся кристаллизаторы, представляющие собой корыто, укрепленное на круглых бандажах, опирающихся на ролики, шнековые кристаллизаторы со шнековой или ленточной мешалкой и водяной рубашкой, барабанные и вальцовые кристаллизаторы; 3) вакуум-кристаллизаторы без охлаждающих устройств (для коррозионных растворов) с рамной или якорной мешалкой — одно- и многокорпусные; 4) кристаллизаторы с псевдооживленным слоем типа выпарного аппарата с выносной греющей камерой.

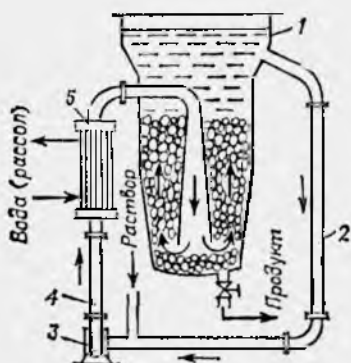
На рис. 15.3 приведены схемы широко распространенного барабанного кристаллизатора с водяным или воздушным охлаждением. При диаметре 1,5 м и длине до 15 м угол наклона барабана 1:100 или 1:200, частота вращения $n = 10 \div 20$ об/мин. Можно получать мелкокристаллический осадок.

Устройство вакуум-кристаллизатора непрерывного дей-



Рис. 15.4. Вакуум-кристаллизатор непрерывного действия:
1—3 — стадии (ступени)

а



б

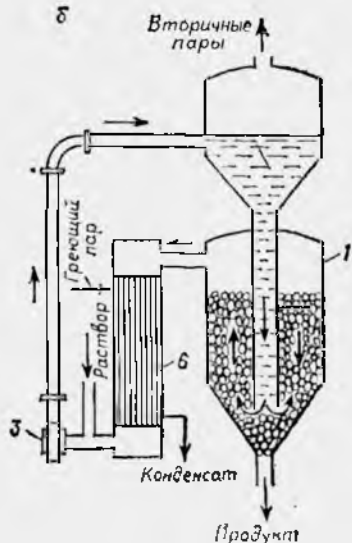


Рис. 15.5. Кристаллизаторы с псевдооживленным слоем:

а — для изогидрической кристаллизации; б — для изотермической кристаллизации; 1 — корпус; 2 — всасывающая линия циркуляционного контура; 3 — циркуляционный насос; 4 — напорная линия; 5 — холодильник; 6 — испаритель.

ствия с барометрической трубкой представлено на рис. 15.4.

В последнее время широкое распространение получили кристаллизаторы с псевдооживленным слоем (рис. 15.5). Они пригодны для проведения изогидрической

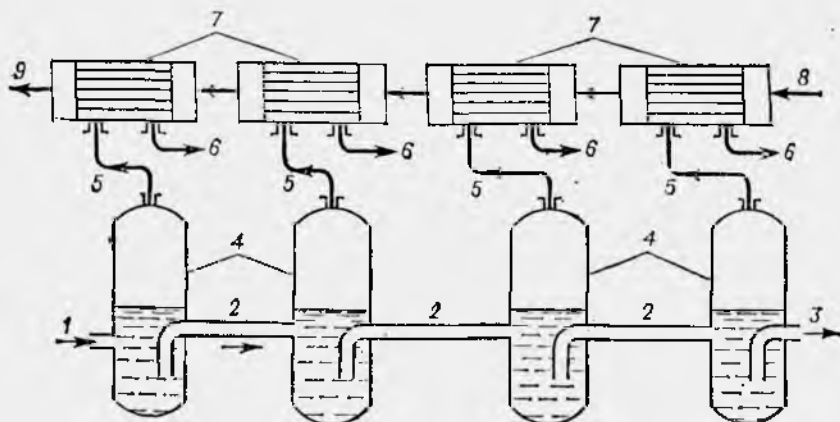


Рис. 15.6. Многоступенчатый вакуум-кристаллизатор (по типу адиабатных испарителей): 1 — вход горячего концентрированного раствора; 2 — переток суспензии; 3 — выход продукта; 4 — корпус (ступень); 5 — вторичный пар; 6 — конденсат; 7 — поверхностный конденсатор; 8, 9 — охлаждающая жидкость (вход, выход)

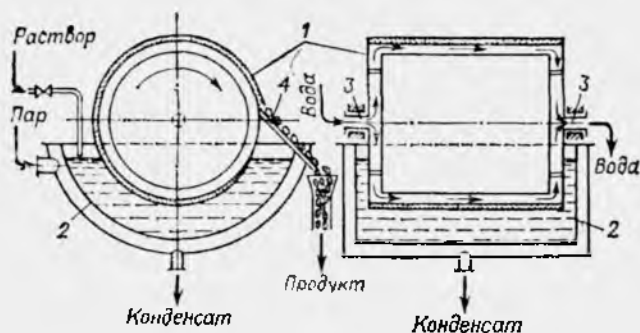


Рис. 15.7. Одновальцовый кристаллизатор (для расплава):
1—барабан; 2—корыто; 3—полые пальцы; 4—печь для сгущения кристаллов

(рис. 15.5, а) и изотермической (рис. 15.5, б) кристаллизации. В них можно получить продукт с $d_{кр}$ до 3 мм.

На рис. 15.6 приведена схема многоступенчатого вакуум-кристаллизатора, работающего по типу адиабатных испарителей. Число ступеней — до 15, разность температур в ступени — 4—5 °С, размер кристаллов — 0,2—0,25 мм. Продукт выводится по барометрической трубе.

Одновальцовый кристаллизатор с водяным охлаждением для расплава изображен на рис. 15.7.

15.5. РАСЧЕТ КРИСТАЛЛИЗАТОРА

Материальный баланс кристаллизации. Кристаллизация с удалением части растворителя:

$$G_p = G_{кр} + G_m + W. \quad (15.2)$$

Баланс по абсолютно сухому растворенному веществу:

$$G_p x_p = G_{кр} \frac{M}{M_{кр}} + G_m x_m. \quad (15.3)$$

В уравнениях (15.2), (15.3) и далее использованы следующие обозначения: G_p — количество исходного раствора, кг; G_m — количество маточного раствора, кг; $G_{кр}$ — количество кристаллов, кг; W — количество растворителя, удаленного при испарении, кг; M и $M_{кр}$ — молекулярная масса безводного кристаллизующегося вещества и молекулярная масса кристаллогидрата, соответственно; x_p , x_m и $x_{кр}$ — массовые концентрации исходного раствора, маточного раствора и кристаллов, доли.

Обычно G_p , x_p , x_m и $M/M_{кр} = a$ известны. Вычисляют W из уравнения:

$$G_{кр} = \frac{G_p (x_m - x_p) - W x_m}{x_m - a}. \quad (15.4)$$

При $a = 1$

$$G_{кр} = G_p \left(1 - \frac{x_p}{x_m}\right) - W. \quad (15.5)$$

Кристаллизация без удаления растворителя (при $W = 0$). В этом случае количество полученных кристаллов:

$$G_{кр} = \frac{G_p (x_p - x_m)}{a - x_m} \quad (15.6)$$

При $a = 1$

$$G_{кр} = \frac{G_p (x_p - x_m)}{1 - x_m} \quad (15.7)$$

При испарении растворителя в воздух расход воздуха L (в кг) определяется из уравнения

$$L = W / (x_2 - x_1),$$

где x_1, x_2 — начальное и конечное влагосодержание воздуха, кг влаги/кг сухого воздуха.

Тепловой баланс кристаллизатора и расчет теплопередающей поверхности в кристаллизаторах, охлаждаемых водой, такие же, как для тепловых процессов (см. раздел II).

15.6. КРИСТАЛЛИЗАЦИЯ ИЗ РАСПЛАВОВ

В химической технологии кристаллизации подвергаются расплавы (с целью их отверждения) многих неорганических и органических продуктов — удобрений, щелочей, реактивов и т. д. При отверждении получают гранулы, пластинки, чешуйки и т. п.

Кристаллизация из расплавов применяется также для фракционного разделения бинарных и многокомпонентных смесей на отдельные компоненты или на фракции, обогащенные некоторыми компонентами (например, в производствах бензола, ксилола, нафталина и др.).

Методом кристаллизации получают также монокристаллы некоторых металлов, оксидов, солей, а также органических веществ (в особо чистом виде).

Расплавы можно подвергнуть переохлаждению ниже температуры плавления. Следует помнить, что температура плавления обычно совпадает с температурой кристаллизации для кристаллических веществ, тогда как аморфные вещества не обладают четко выраженной температурой плавления.

Фазовое равновесие при переходе из жидкого состояния в кристаллическое обычно характеризуется диаграммами $p = f(T)$. На рис. 15.8 показана такая диаграмма равновесия. Линия AB характеризует равновесие между твердой фазой и жидкостью, линия AC — между паром и твердой фазой, линия AD — между паром и жидкостью. Переход вправо через линию AB соответствует плавлению, влево — кристаллизации.

На рис. 15.9 приведена зависимость температуры от времени процесса медленного нагревания твердого вещества. На кривой изменения температуры имеется горизонтальный участок на

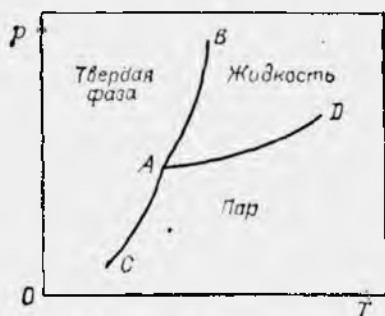


Рис. 15.8. Диаграмма равновесия $p=f(T)$ для расплава

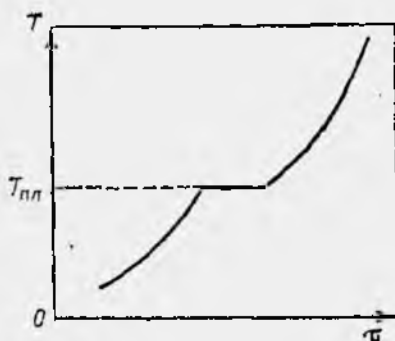


Рис. 15.9. Диаграмма равномерного нагревания твердого вещества

уровне температуры плавления $T_{пл}$ (он наблюдается до тех пор, пока все вещество не расплавится, т. е. пока не выделяется теплота фазового превращения). На рис. 15.10 изображены температурные кривые кристаллизации расплавов различных веществ. Кривая на рис. 15.10, а соответствует случаю, когда кристаллизация начинается сразу после охлаждения до температуры кристаллизации $T_{кр}$ и продолжается без заметного переохлаждения расплава до конца горизонтального участка, т. е. до окончания кристаллизации. Затем температура твердой фазы понижается. На рис. 15.10, б показан случай, когда вначале расплав переохлаждается до T_1 , затем начинается кристаллизация и температура повышается до $T_{кр}$. По окончании кристаллизации вещество постепенно остывает. Третий случай (рис. 15.10, в): в результате сильного начального переохлаждения оказывается недостаточно теплоты, выделяющейся при кристаллизации для того, чтобы достичь $T_{кр}$, и кристаллизация заканчивается при более низкой температуре T_2 . На рис. 15.10, г показан предельный случай: расплав, охлаждаясь постепенно, переходит в твердую аморфную массу. При этом кристаллизация не происходит и теплота кристаллизации не выделяется. На кривой $T=f(\tau)$ нет перегибов.

Образование кристаллов в расплаве (возникновение зародышей и рост кристаллов) происходит так же, как и при кри-

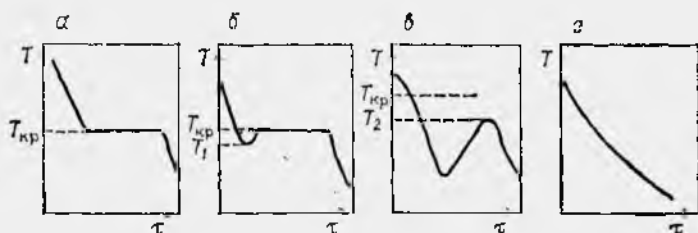


Рис. 15.10. Температурные кривые (а—г) расплавов различных веществ

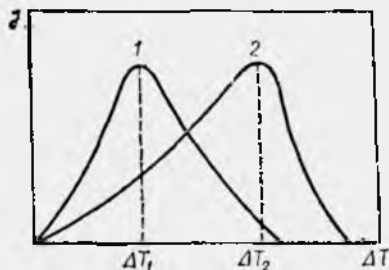


Рис. 15.11. Зависимость скорости кристаллизации J от переохлаждения ΔT :

1 — скорость роста кристаллов; 2 — скорость роста зародышей

сталлизации из растворов. Для оценки скорости процесса J вместо пересыщения используют переохлаждение ΔT (рис. 15.11). Зависимости $J = f(\Delta T)$ имеют максимумы. Отношение скоростей образования зародышей J_z и роста кристаллов J_p оказывает существенное влияние на структуру образующегося кристаллического слоя: при переохлаждении ΔT_1 скорость роста кристаллов (кривая 1) больше скорости образования зародышей (кривая 2), поэтому затвердевающий слой имеет крупнокристаллическую структуру. При $J_p < J_z$ при переохлаждении ΔT_2 затвердевает слой с мелкокристаллической структурой.

Отверждение расплавов осуществляют в разнообразных аппаратах в зависимости от свойств обрабатываемых веществ и от требований к конечным продуктам.

Наибольшее распространение получили вальцовые секционные, конвейерные и ленточные, барабанные (одно- и двух-) кристаллизаторы, а также кристаллизаторы с псевдооживленным (кипящим) слоем.

15.7. ЗОННАЯ ПЛАЗКА

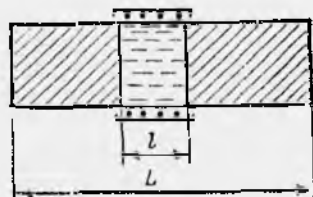
При глубокой очистке небольших количеств веществ от примесей расплав медленно перемещают из зоны нагревания в зону охлаждения. Кристаллизация происходит на границе этих зон, причем ее фронт движется с такой же скоростью, с какой движется контейнер с расплавом. Примеси перераспределяются по длине кристаллизующегося образца (пропорционально коэффициенту их распределения между фазами $K_{распр} = c_k/c_p$, где c_k и c_p — равновесные концентрации примесей в кристаллической и расплавленной фазах, соответственно. По окончании процесса очистки часть закристаллизовавшегося слитка отделяют. Остальную часть можно подвергнуть вторичной очистке. Такой способ кристаллизации называют *направленной кристаллизацией*. При $K_{распр} < 1$ передняя по ходу движения часть слитка обогащается примесью, а остальная часть обедняется ею. Недостатком направленной кристаллизации является то, что длина очищенной части образца обычно оказывается очень небольшой, а так как после каждой стадии процесса приходится отделять часть, в которой сконцентрировались примеси, то потери обрабатываемого вещества очень велики.

Зонная плавка, в отличие от процесса направленной кристаллизации, проводится при медленном перемещении вдоль

Рис. 15.12. Схема зонной плавки

образца очищаемого вещества специальных нагревателей, создающих в образце зону расплава l (рис. 15.12). По длине образца L возникают две подвижные межфазные границы. По одной из этих границ происходит плавление материала, по другой — затвердевание. Вследствие разной растворимости примеси в твердой и жидкой фазах при движении расплавленной фазы вдоль образца происходит перераспределение концентраций примеси. Степень очистки (эффект разделения) за один проход расплавленной зоны вдоль образца обычно недостаточна, поэтому процесс зонной плавки повторяют многократно, до тех пор пока не будет достигнуто требуемое распределение примеси. Однако (в отличие от направленной кристаллизации) части образца, где сконцентрирована примесь, сначала не удаляют. Иногда вдоль образца одновременно перемещают несколько расплавленных зон. После достижения нужного распределения концентраций вдоль образца его извлекают, отделяют загрязненную часть, а остальную часть расплавляют для усреднения состава.

Зонная плавка может быть использована также для получения новых материалов со специальными свойствами.



ХИМИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ И РЕАКТОРЫ

Основное содержание химической технологии составляют многочисленные и разнообразные процессы химического превращения вещества [12]. Они осуществляются в специальных аппаратах, которые носят название *химических реакторов* или *реакторных устройств* [13, 14].

В широком смысле этого слова химическим реактором можно считать любой аппарат (или устройство), в котором осуществляется химическая реакция. Однако не всегда такие аппараты используются для получения непосредственно вещества (химического продукта). Например, газовая горелка, двигатель внутреннего сгорания, аккумулятор необходимы лишь для получения одного из эффектов: теплового, механического, электрического и т. д. Поэтому в дальнейшем под химическими реакторами понимаются только те аппараты, в которых осуществляется химическая реакция с целью получения определенного вещества в условиях одного технологического процесса.

Таким образом, реактор является главным аппаратом технологической установки и по значению занимает ведущее место в производстве химических продуктов, а учение о химических реакторах составляет часть теоретического фундамента любой отрасли химической технологии. Дальнейшее развитие химической, нефтехимической и смежных с ними отраслей промышленности, резкое увеличение масштабов их производств вызвали необходимость создания новых химических реакторов большой единичной мощности, имеющих огромную производительность, оптимальные размеры и высокую надежность работы. Например, производительность единичного агрегата синтеза аммиака составляет 1500 т/сутки, серной кислоты — 2000 т/сутки, цемента — 3000 т/сутки.

На многих производствах химические реакторы представляют собой энергохимические комплексы (например, использование теплового эффекта реакции синтеза аммиака для получения водяного пара с последующей его обработкой в турбине, соединенной с турбокомпрессором для компримирования азотоводородной смеси). В некоторых случаях реактор является аппаратом, в котором одновременно осуществляется не только

собственно химическая реакция, но и разделение (например, ректификация) образующихся продуктов.

В химической технике возрастает значение оптимальной организации химического процесса, управления работой химического реактора с помощью современных быстродействующих электронно-вычислительных машин.

ГЛАВА 16

ХИМИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ

16.1. КЛАССИФИКАЦИЯ ХИМИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ

Обычно в химический процесс одновременно вступает несколько веществ. При этом происходит изменение не только их физических, но и химических свойств. Все встречающиеся на практике процессы можно классифицировать по следующим основным признакам: по типу механизма химического превращения; по термическим условиям; по агрегатному (фазовому) состоянию реагентов; по наличию катализатора.

По типу механизма химического превращения все химические процессы подразделяют на: простые обратимые (двусторонние); простые необратимые (односторонние); сложные (параллельные, последовательные и параллельно-последовательные); автокаталитические или цепные.

Простые процессы не осложнены побочными реакциями, их механизм соответствует стехиометрическому уравнению.

Большинство химических процессов — *сложные*, состоящие из нескольких элементарных реакций. Распространенными типами сложных реакций являются одновременно протекающие реакции: параллельные, например хлорирование смеси бензола и толуола; последовательные (консекутивные), например хлорирование или нитрование бензола с получением монохлор- или мононитробензола и последующим хлорированием или нитрованием до высших производных бензола; параллельно-последовательные, для которых характерно наличие общего реагента, параллельно взаимодействующего как с исходным веществом, так и с промежуточным продуктом. Типичным примером такого процесса может служить широко распространенный способ получения алифатических аминов каталитическим взаимодействием аммиака со спиртами (например, процесс аммонолиза метилового спирта).

Встречаются различные сочетания процессов этих типов. Некоторым из них даны специальные названия: например, *цепные* или *автокаталитические процессы*. Автокаталитическими называются химические процессы, в которых катализатором является одно из исходных веществ или один из продуктов реак-

ции. К их числу относятся разложение взрывчатых веществ и полимеризация.

По цепному механизму протекает большинство процессов горения, галогенирования, крекинга, полимеризации и т. д. Любой цепной процесс химического превращения вещества состоит из трех последовательных элементарных реакций — зарождения, развития и обрыва цепи.

Зарождение цепи (образование активного центра) — эндотермическая реакция, обеспечивающая появление начальных активных центров (свободных радикалов). Развитие цепи — реакция взаимодействия свободных радикалов с молекулами, в результате которой образуются продукты реакции. Обрыв цепи может произойти вследствие взаимодействия свободных радикалов (реакция рекомбинации).

В отличие от простых реакций, в сложных реакциях (например, последовательных и параллельно-последовательных) выход промежуточных продуктов в начале реакции увеличивается, затем некоторое время сохраняется практически постоянным и далее начинает снижаться.

Неорганический синтез входит в группу обратимых процессов, в то время как органический в большинстве случаев представляет собой сложные и необратимые процессы.

По термическим условиям протекания различают: *экзотермические процессы*, проходящие с выделением теплоты, например окисление диоксида серы, конверсия оксида углерода; *эндотермические процессы*, происходящие с поглощением теплоты, например конверсия метана, крекинг нефтепродуктов; *сменно-циклические процессы*, чередующиеся по циклам, например каталитический крекинг, при котором в какое-то время происходит экзотермическая реакция, а в другое — эндотермическая.

В специальных условиях могут протекать одновременно две реакции (совмещенные) с противоположными тепловыми эффектами. Например, экзотермическая реакция окисления может быть сведена с эндотермической реакцией крекинга.

В классификации процессов по агрегатному (фазовому) состоянию реагентов исходят из сочетания в системе трех возможных агрегатных состояний (газообразного, жидкого и твердого). В зависимости от этого выделяют следующие типы процессов (реакций).

1. *Гомогенные (однородные) процессы*, протекающие в однофазной системе (газовой, жидкой или твердой):

— реакции газ — газ (Г—Г) протекают при высокой температуре и больших скоростях. Гомогенизация газовой смеси в большинстве случаев происходит за счет диффузии (из-за высокой подвижности молекул газа), но иногда для обеспечения перемешивания приходится использовать специальные устройства (например, сопло). К этой категории относятся процессы

горения горючих газов, термический крекинг газообразных углеводородов и т. д.;

— реакции жидкость — жидкость ($J-J$) происходят между хорошо смешивающимися жидкостями, которые путем простого смешения (например, встряхивания) образуют гомогенную систему. К ним относятся, например, процессы нейтрализации водных растворов растворами кислот или щелочей;

— реакции твердое тело — твердое тело ($T-T$) распространены в основном в промышленности строительных материалов и металлургии (например, процесс спекания руд).

2. *Гетерогенные (неоднородные) процессы*, протекающие на границе раздела двух неоднородных фаз:

— реакции газ — твердое тело ($G-T$), например обжиг серного колчедана, когда происходит постепенное уменьшение количества твердой фазы, или синтез аммиака, когда количество твердой фазы (катализатора) в процессе остается постоянным;

— реакции между двумя несмешивающимися жидкостями ($J-J$), например нитрование и сульфирование органических продуктов, полимеризация в эмульсиях;

— реакции газ — жидкость ($G-J$), например окисление растворов кислородом воздуха;

— реакции между жидкой фазой и твердым телом ($J-T$), например полимеризация в суспензиях, реакции ионного обмена.

Кроме одно- и двухфазных существуют многофазные реакции, представляющие собой комбинации вышеперечисленных.

По наличию катализатора процессы подразделяют на *каталитические* и *некаталитические*.

Катализаторы применяют главным образом для ускорения медленно протекающих реакций или реакций, которые в отсутствие катализаторов вообще не осуществляются. Кроме того, они позволяют изменять диапазон рабочих температур и давлений, а также относительный состав продуктов реакции. Значительно реже катализаторы используют для снижения скорости реакции. В ходе химического процесса катализатор может изменяться или оставаться неизменным. Часто весьма эффективны незначительные количества (следы) катализатора. Каталитические процессы являются основой большинства современных химических производств.

Приведенные выше принципы классификации процессов не исключают друг друга, а скорее являются взаимодополняющими. Например, возможен вариант, когда процесс протекает обратимо, с выделением теплоты в газовой фазе, на твердом катализаторе.

16.2. СТЕПЕНЬ ПРЕВРАЩЕНИЯ, ВЫХОД И ИЗБИРАТЕЛЬНОСТЬ ХИМИЧЕСКОГО ПРОЦЕССА

Степень превращения исходных веществ в продукты реакции — это относительная доля исходных веществ, прореагировавших в данной реакции (доля превращения исходных веществ):

$$\text{Степень превращения} = \frac{\text{Количество химически превращенных исходных веществ}}{\text{Общее количество исходных веществ, находящихся в реакционной смеси}}$$

Она характеризует глубину процесса химического превращения и измеряется в долях единицы или в процентах. Например, если обозначить степень превращения исходных веществ в продукты реакции через x , то количество (доля) веществ, не прореагировавших в данной химической реакции, будет равно $1 - x$.

Таким образом,

$$x = (C_0 - C_k)/C_0, \quad (16.1)$$

где C_0 и C_k — начальная и конечная концентрация реагирующих веществ, соответственно.

Расчетные формулы для нахождения степени превращения в химическом процессе имеют разный вид в зависимости от механизма химической реакции и типа реактора, в котором она осуществляется. Например, степень превращения для обратной реакции первого порядка в реакторе идеального (полного) вытеснения

$$x = x^* (1 - e^{-k\tau/x^*}), \quad (16.2)$$

в реакторе идеального смешения (полного перемешивания)

$$x = k\tau x^* / (k\tau + x^*). \quad (16.3)$$

В случае, когда реакция первого порядка является необратимой, расчетная формула для реактора идеального вытеснения будет иметь вид:

$$x = 1 - e^{-k\tau}. \quad (16.4)$$

В формулах (16.2)–(16.4) приняты обозначения: x^* — равновесная степень превращения; k — константа скорости прямой реакции; τ — время.

На практике степень превращения в химическом процессе зависит от следующих основных условий: 1) температуры и давления, которые влияют на смещение химического равновесия в процессе; 2) продолжительности (времени) химической реакции; 3) изменения концентрации отдельных исходных веществ в реакционной смеси, что приводит к подавлению побочных реакций в химическом процессе и позволяет практически полностью осуществить основную реакцию получения целевого продукта; 4) подбора катализатора, что также приводит к снижению роли побочных реакций в процессе и делает скоростные

(кинетические) условия его проведения более благоприятными (тепловые условия при этом не изменяются); 5) рециркуляции, когда при ведении процесса продукты реакции непрерывно выводятся из реакционного объема, а непрореагировавшие исходные вещества вместе со свежей их порцией вновь возвращаются в реактор (при этом за один пропуск исходных веществ через реакционный объем в последнем достигается незначительная степень превращения).

Выход — отношение количества исходного вещества, превращенного в целевой продукт, к общему количеству исходных веществ, прореагировавших в данной реакции:

$$\text{Выход} = \frac{\text{Количество вещества, химически превращенного в целевой продукт}}{\text{Общее количество химически превращенного вещества в реакционной смеси}}$$

Если обозначить выход продукта в химическом процессе через η , то он определяется как соотношение между концентрациями продукта C_n и реагирующих веществ C :

$$\eta = C_n/C. \quad (16.5)$$

Предельно возможное количество продукта, образующегося из исходных веществ, определяется законом сохранения массы веществ при химической реакции и вычисляется на основе ее стехиометрического уравнения. Это так называемый *стехиометрический выход*. Однако практический выход продукта в химическом реакторе всегда меньше стехиометрического.

Основные причины, препятствующие достижению в химическом реакторе стехиометрического выхода продукта, следующие: недостаточное время реакции для завершения всего процесса; достижение химического равновесия в условиях неполного превращения исходных веществ; возможность протекания реакции не в одном, а в двух или более направлениях с образованием продуктов разного состава; уменьшение скорости образования продукта к концу протекания процесса из-за зависимости скорости химической реакции от концентраций реагирующих веществ.

Например, выход целевого продукта в химическом процессе равен 75 %. Это значит, что на каждые 100 единиц исходного вещества в результате реакции получается только 75 единиц целевого продукта, а остальные 25 % составляют побочные (нежелательные) продукты реакции. Это возможно при условии, когда время реакции недостаточно для завершения всего процесса или если химическое равновесие достигается в условиях неполного превращения исходных веществ.

На практике увеличение выхода целевого продукта может быть достигнуто оптимизацией одного из технологических условий ведения процесса — температуры, давления или состава реакционной смеси. Например, для повышения выхода в процессе

синтеза аммиака используют высокое давление, а в процессе каталитического окисления SO_2 в SO_3 — избыток воздуха.

Выход целевого продукта оказывает большое влияние на весь экономический баланс химического производства, на рентабельность химической установки в целом и химического реактора в отдельности.

Под *избирательностью* (селективностью) химического процесса понимают отношение количества исходного вещества, химически превращенного в целевой продукт, к общему количеству исходных веществ, находящихся в реакционной смеси:

$$\text{Избирательность} = \frac{\text{Количество исходного вещества, химически превращенного в целевой продукт}}{\text{Общее количество исходных веществ, находящихся в реакционной смеси}}.$$

При рассмотрении сложных химических реакций обычно говорят о *мгновенной* (дифференциальной) *избирательности* (селективности) Φ , имея в виду бесконечно малое изменение количества реагента, израсходованного на образование целевого продукта; например, для параллельно и параллельно-последовательно протекающих реакций она выражается следующим образом:

$$\Phi = 1 / \left(1 + \frac{k_2}{k_1} C^{n_2 - n_1} \right), \quad (16.6)$$

где C — концентрация реагирующего вещества; k_1, k_2 — константы скоростей реакций; n_1, n_2 — порядки реакций.

Работу реактора характеризуют *общей* (интегральной) *избирательностью*, которая может изменяться от 0 до 1 (или в процентах) и относится к конечным условиям изменения состояния реагирующих веществ в реакционном объеме.

Общая (интегральная) избирательность химического процесса равна:

$$\Phi = \frac{C_{1\kappa}}{C_{1_0} - C_{1\kappa}} = \left(\frac{C_1}{\sum C_i} \right)_{\kappa}, \quad (16.7)$$

где $C_{1\kappa}, \dots, C_{i\kappa}$ — конечные концентрации реагирующих веществ; C_1, C_i, C_i — текущие концентрации реагирующих веществ.

Связь между мгновенной и общей избирательностью имеет вид:

$$C_{1\kappa} = - \int_{C_{1_0}}^{C_{1\kappa}} \Phi dC_1. \quad (16.8)$$

Для непрерывнодействующего реактора идеального смешения эти величины будут равны между собой: $\Phi = \phi$. Общая избирательность процесса в каскаде, состоящем из n реакторов

идеального смешения:

$$\Phi_n = \sum_{i=1}^n \varphi_i C_i / \sum_{i=1}^n \Delta C_i \quad (16.9)$$

Избирательность химического процесса — один из показателей, определяющих экономику процесса в целом. Он может приобретать решающее значение при технико-экономической оценке технологических производств, в основе которых лежат сложные химические реакции. Например, гетерогенные каталитические процессы очень часто представляют собой сочетание одновременно протекающих параллельных и последовательных простых реакций. В этих условиях особенно важно правильно решить вопрос о распределении продуктов реакции, организовать ведение процесса таким образом, чтобы происходило образование не множества различных продуктов, а по возможности одного и с максимальным выходом.

В общем случае соотношение между степенью превращения, выходом и избирательностью химического процесса имеет вид:

$$\eta = x\Phi. \quad (16.10)$$

В заключение следует отметить, что конкретный вид выражения (расчетной формулы) для нахождения x , η , Φ в отдельности и связи между ними определяются прежде всего типом реакции и реактора, а также кинетическими закономерностями химического превращения.

Для процесса, протекающего в непрерывнодействующем реакторе идеального вытеснения и в периодически действующем реакторе идеального смешения, эта зависимость имеет вид:

$$\eta = -\frac{1}{C_0} \int_{C_0}^C \Phi dC = \int_0^x \Phi dx. \quad (16.11)$$

Для процесса, протекающего в каскаде из n реакторов идеального смешения:

$$\eta = \frac{1}{C_0} \sum_{i=1}^n \Phi_i (C_i - C_{i-1}) = \sum_{i=1}^n \Phi_i x_i. \quad (16.12)$$

16.3. МАТЕРИАЛЬНЫЙ И ТЕПЛОВОЙ БАЛАНСЫ ПРОЦЕССА ХИМИЧЕСКОГО ПРЕВРАЩЕНИЯ ВЕЩЕСТВА

Основой расчета реакционного объема, необходимого для достижения заданной степени превращения, или определения степени превращения в данном аппарате при заданных условиях его работы служат уравнения материального и теплового балансов процесса химического превращения вещества.

Материальный баланс процесса химического превращения вещества составляется на основе закона сохранения массы (ма-

терии) и имеет форму уравнения. В отличие от материального баланса, основанного на стехиометрических соотношениях реакции, технологический материальный баланс составляется по действительным условиям проведения процесса. При этом необходимо учитывать все отклонения от теоретически возможной глубины превращения исходного вещества; состояние обратимости, не позволяющее из-за равновесия проводить превращение вещества до конца; невозможность достижения теоретической степени превращения из-за ограничения скоростей химических реакций внешними факторами; влияние механизма превращения, в частности наличие побочных реакций, уменьшающих выход целевого продукта.

Кроме баланса всего процесса химического превращения составляют балансы отдельных его этапов, единичных аппаратов.

При анализе работы и расчете химической реакционной аппаратуры чаще всего пользуются выражением общего материального баланса, составленного по одному из исходных веществ, участвующих в превращении. В общем случае баланс по исходному веществу можно представить в следующем виде:

$$M_{\text{вх}} = (M_{\text{вых}} + M_{\text{х.п.}}) = M_{\text{нак}}, \quad (16.13)$$

где $M_{\text{вх}}$ — количество вещества, поступающее в реактор (приход); $M_{\text{вых}}$ — количество вещества, выходящее из реактора (расход); $M_{\text{х.п.}}$ — количество вещества, расходуемое в химической реакции (расход); $M_{\text{нак}}$ — количество вещества, остающееся в реакторе (накопление).

Окончательный вид уравнения материального баланса зависит от типа реактора, в котором протекает процесс химического превращения вещества. Например, для реактора периодического действия уравнение материального баланса можно упростить:

$$M_{\text{вх}} = M_{\text{нак}}. \quad (16.14)$$

Для реактора непрерывного действия при установившемся потоке вещества получим следующую форму записи материального баланса процесса:

$$M_{\text{вх}} = M_{\text{вых}} + M_{\text{х.п.}} \quad (16.15)$$

Для реактора полунепрерывного действия уравнение материального баланса процесса сохраняет общий вид.

Кроме того, вид уравнения может изменяться в зависимости от способа подвода или отвода реагентов и продуктов, а также от гидродинамического режима в аппарате.

За основу расчета материального баланса обычно принимают единицу массы продукта (тонну) или его количество, получаемое в единицу времени (час, сутки, год).

Связь между балансами на единицу времени и на единицу продукции определяется производительностью реактора.

В табл. 16.1 приведены примеры уравнений материального баланса для различных типов химических реакторов.

Уравнения материального баланса для различных типов химических реакторов

Тип реактора	Общий вид уравнения
Периодически действующий реактор идеального смешения	$\frac{dM_i}{dt} = \frac{d(VC_i)}{dt} = r_i V$
Непрерывно действующий реактор идеального смешения	$\frac{d(VC_i)}{dt} = v_0 C_{i_0} - v_{\text{вых}} C_{i_{\text{вых}}} + r_i V$
Полунепрерывно действующий реактор идеального смешения	$\frac{d(VC_{i_{\text{вых}}})}{dt} = v_0 C_{i_0} - v_{\text{вых}} C_{i_{\text{вых}}} + r_i V$
Непрерывно действующий реактор идеального вытеснения	$v dC_i = r_i S dL$
Каскад n непрерывно действующих реакторов идеального смешения	$\frac{V_n}{M_{\text{общ}}} r_{i_n} = C_{i_n} v_n - C_{i_{n-1}} v_{n-1}$

Примечание. M_i — количество i -го вещества в системе, кмоль; C_i — концентрация i -го вещества, кмоль/м³; r_i — скорость химического превращения по i -му веществу, кмоль/(м³·с); V — реакционный объем, м³; S — площадь поперечного сечения аппарата, м²; L — длина аппарата, м; v — объемная скорость подачи исходных веществ, м³/с; индекс «0» относится к входу в реактор; индекс «вых» — к выходу из реактора, n — к n -му реактору каскада.

Тепловой баланс процесса химического превращения составляют на основе закона сохранения энергии и так же, как материальный баланс, записывают в виде уравнения. Уравнение теплового баланса в общем виде (при постоянном давлении в реакторе) можно записать следующим образом:

$$Q_{\text{вх}} + Q_p = (Q_{\text{вых}} + Q_{\text{тепл}}) = Q_{\text{нак}} \quad (16.16)$$

где $Q_{\text{вх}}$ — теплота входящего потока (приход); Q_p — теплота, выделяемая при химической реакции (приход); $Q_{\text{вых}}$ — теплота выходящего потока (расход); $Q_{\text{тепл}}$ — теплота, передаваемая через стенку аппарата (расход); $Q_{\text{нак}}$ — теплота, остающаяся в реакторе (накопление).

Для каждого типа химического реактора уравнение теплового баланса, так же как и материального баланса, имеет конкретный вид. Например, тепловой баланс реактора смешения непрерывного действия при адиабатическом режиме:

$$Q_p = Q_{\text{вых}} - Q_{\text{вх}} \quad (16.17)$$

В случае политронического теплового режима уравнение теплового баланса может быть выражено в виде

$$Q_{\text{вых}} - Q_{\text{вх}} = Q_p - Q_{\text{тепл}} \quad (16.18)$$

Если химическое превращение вещества протекает в изотермических условиях, тепловой баланс процесса следует рассматривать совместно с его материальным балансом.

Общий вид уравнений теплового баланса для различных типов реакторов приведен в табл. 16.2.

Уравнения теплового баланса для различных типов химических реакторов

Тип реактора	Общий вид уравнения
Периодически действующий реактор идеального смешения ($V = \text{const}$)	$M \frac{dU}{d\tau} = M c_v \frac{dT_p}{d\tau} = M (-\Delta H_r) \times$ $\times \frac{dx}{d\tau} - KF (T_p - T_x)$
Непрерывно действующий реактор идеального смешения (автотермический режим)	$v_0 C_0 (-\Delta H_r) x = v_0 c_p (T_K - T_0) +$ $+ KF (T_K - T_x)$
Непрерывно действующий реактор идеального смешения (внешний теплообмен)	$v_0 C_0 (-\Delta H_r)_{T=T_K} x = v_0 \rho \int_{T_0}^{T_K} c_p dT +$ $+ KF (T_K - T_x)$
Адиабатический непрерывно действующий реактор идеального вытеснения с теплообменом между реагентом и продуктом реакции (система реактор — теплообменник)	Для реактора $T_K - T_0 = x \Delta T_{\text{ад}}, x=1$ где $\Delta T_{\text{ад}}, x=1 = \frac{C_0 (-\Delta H_r)}{\rho c_p}$
Непрерывно действующий реактор идеального вытеснения с внутренним теплообменом между исходными веществами и реакционной смесью (при подогреве исходной смеси)	Для теплообменника $v_0 \rho c_p (T_0 - T'_0) = KF (T_K - T_0)$ $v_0 \rho c_p d(T - T_n) = v_0 c_0 (-\Delta H_r) dx$

Примечание. U — внутренняя энергия реакционной смеси, кДж/кмоль; c_p, c_v — удельная теплоемкость смеси реагирующих веществ при постоянных давлении и объеме, соответственно, кДж/(кмоль·К); ΔH_r — тепловой эффект реакции, кДж/кмоль; K — коэффициент теплопередачи, Вт/(м²·К); F — площадь поверхности теплопередачи, м²; T_p — температура реакции, К; T_x — температура теплоносителя, К; T_0, T_K — начальная и конечная температура реакционной смеси, соответственно, К; T'_0 — температура исходной смеси на входе в теплообменник, К; T_n — температура реакционной смеси во внутреннем подогревателе, К. Остальные обозначения те же, что и в табл. 16.1.

Очень удобной формой выражения материального и теплового балансов, облегчающей их составление и анализ, кроме

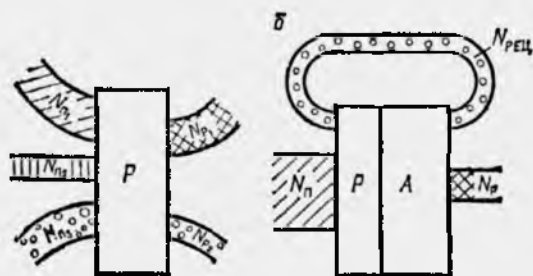


Рис. 16.1. Диаграммы материального (теплового) баланса реактора:

а — реактор без рециркуляции; б — реактор с рециркуляцией; Р — реактор; А — разделительный аппарат; N_n — поток, входящий в реактор; N_p — поток, выходящий из реактора; N_{rec} — рециркулирующий поток

Характеристические уравнения основных типов реакторов (при $V = \text{const}$)

Тип реактора	Общий вид уравнения
Периодически действующий реактор идеального смешения	$\tau = C_0 \int_0^x \frac{dx}{-r}$
Непрерывно действующий реактор идеального смешения	$\tau = \frac{C_0 (x_K - x_0)}{-r_K}$
Непрерывно действующий реактор идеального вытеснения	$\tau_{cp} = C_0 \int_{x_0}^{x_K} \frac{dx}{-r}$
Каскад, состоящий из n реакторов идеального смешения	$\tau_{cp} = \sum_{i=0}^n \frac{V_i}{v_0}; \quad \tau_{n \rightarrow \infty} = \int_{x_0}^{x_K} \frac{dx}{-r}$

Примечание. τ — действительное время пребывания; τ_{cp} — среднее время пребывания; C_0 — начальная концентрация вещества; x — степень превращения вещества; x_0 — степень превращения на входе в реактор; x_K — степень превращения на выходе из реактора; r — скорость химического превращения вещества; r_K — скорость химического превращения вещества на выходе из реактора; V_i — объем аппарата в каскаде; v_0 — объемная скорость подачи реагентов в аппарат каскада.

таблиц является графическое их изображение в виде диаграммы (рис. 16.1). Число и ширина полос на диаграмме пропорциональны количеству веществ, участвующих в процессе, их массе и теплотам.

Материальный баланс является основой для вывода *характеристического уравнения* химического реактора, которое связывает между собой степень превращения x , скорость r и время τ процесса.

Характеристические уравнения основных типов реакторов (при $V = \text{const}$) приведены в табл. 16.3.

16.4. РАВНОВЕСИЕ И СКОРОСТЬ ХИМИЧЕСКОГО ПРОЦЕССА

Химический процесс, проводимый в реакторе, отличается от химической реакции тем, что он обычно сопровождается физическими явлениями переноса вещества (массопередачей) и протекает часто по сложному физико-химическому механизму. Поэтому в отличие от скорости химической реакции (микрокинетике) для его описания пользуются понятием общей скорости процесса (макрокинетикой). В этом случае совершенно необходимым становится знание не только механизма химического процесса, но и его макрокинетике и термодинамики, которые

определяют основные количественные характеристики химического процесса. Термодинамика позволяет установить вероятность осуществления процесса, направление его развития, включая и отдельные его стадии (этапы), определить тепловой эффект процесса, равновесную степень превращения, выход и состав продуктов, а также константу равновесия и зависимость констант равновесия и скорости от температуры. Одним из основных понятий химической термодинамики является *константа равновесия химического процесса* K_C (отношение констант скоростей прямой и обратной реакции химического превращения вещества):

$$K_C = k_{пр}/k_{обр}. \quad (16.19)$$

Изменение этой константы от температуры называют *температурным коэффициентом равновесия*:

$$\frac{d(\ln K_C)}{dT} = \frac{\Delta H_r}{RT^2}, \quad (16.20)$$

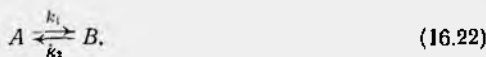
где ΔH_r — тепловой эффект реакции, кДж/кмоль; R — универсальная газовая постоянная, кДж/(кмоль·К); T — температура, К.

Тепловой эффект реакции зависит от температуры. Его изменение от температуры имеет вид:

$$\Delta H_r = \Delta H_r^0 + \int_{T_0}^T \Delta c_p dT. \quad (16.21)$$

Здесь ΔH_r^0 — тепловой эффект при базовой температуре T_0 , кДж/кмоль; Δc_p — изменение удельной теплоемкости реакционной смеси, кДж/(кмоль·К).

В состоянии химического равновесия суммарная скорость процесса $r = 0$. В этих условиях степень превращения вещества в химическом процессе будет *равновесной степенью превращения*. Например, химический процесс проходит при постоянном объеме по стехиометрическому уравнению реакции



В этом случае справедлива зависимость

$$-\frac{dC_A}{d\tau} = \frac{dC_B}{d\tau} = C_{B_0} \frac{dx_A}{d\tau} = 0 \quad (16.23)$$

и степень превращения вещества A в условиях равновесия будет равна

$$x_A^* = \left(K_C - \frac{C_{B_0}}{C_{A_0}} \right) / (K_C + 1). \quad (16.24)$$

Кинетика позволяет определить значения констант скоростей и продолжительность химических реакций, которые необходимы для расчета процесса химического превращения вещества.

В химической кинетике основной величиной является *скорость реакции*. Она зависит от свойств взаимодействующих веществ, концентрации и температуры реакционной среды. Для одной и той же реакции свойства взаимодействующих веществ постоянны (теплота, химическая активность и т. д.) и, следовательно, $r = f(T, C)$, а для изотермических условий ($T = \text{const}$) $r = f(C)$. Эта функциональная зависимость скорости химической реакции от концентрации реагирующих веществ называется *кинетическим уравнением химической реакции*, которое имеет следующий общий вид:

$$dC/d\tau = kC_1^{n_1}C_2^{n_2} \dots C_i^{n_i}, \quad (16.25)$$

где $C_1, C_2, \dots, C_i$ — концентрации веществ, участвующих в реакции; $n_1, n_2, \dots, n_i$ — порядки реакций по реагирующим веществам.

Величина k — коэффициент пропорциональности в уравнении (16.25) называется *константой скорости химической реакции*, которая зависит от порядка химической реакции. Так, константа скорости химической реакции нулевого порядка будет равна:

$$dC/d\tau = k. \quad (16.26)$$

В случае реакции первого порядка:

$$k = \frac{1}{\tau} \ln \frac{C_0}{C_0 - C_n}, \quad (16.27)$$

где C_0 — начальная концентрация вещества, кмоль/м³; C_n — концентрация образующегося продукта, кмоль/м³.

Химическая кинетика занимается изучением скорости собственно химической реакции и механизма ее протекания.

Однако, как было отмечено выше, рассматривая задачи химической кинетики, необходимо помнить, что химическая реакция в технологических процессах чаще всего не определяет скорость их протекания. Поэтому скорость химического превращения в реакторе будет определяться макрокинетическими закономерностями (технической кинетикой) его протекания:

Скорость = f (гидродинамические, диффузионные, тепловые условия; физические, химические свойства среды; геометрические и конструктивные факторы и т. д.),

при которых химическое превращение вещества достигало бы скорости, позволяющей учесть ее зависимость от физических процессов и свойств реакционной среды. Это даст возможность реализовать химическое превращение в промышленных условиях с соответствующим выходом готового продукта нужного качества в зависимости от гидродинамических, концентрационных, температурных условий, геометрических и конструктивных факторов и т. д.

Знание макрокинетических закономерностей протекания химического превращения вещества является необходимой основой для расчета химического реактора, определения основного

показатели его работы — *производительности*, т. е. количества продукта, образованного в единице объема реактора за единицу времени.

16.3. ХИМИЧЕСКАЯ КИНЕТИКА И КАТАЛИЗ

Учение о скорости химического процесса называется *кинетикой*. Вещества, вступающие во взаимодействие в процессе химического превращения, носят название *исходных*, а вещества, которые получаются в результате химического превращения исходных веществ и сохраняют свои физические и химические свойства в ходе всего процесса, называются *продуктами реакции*.

Если вещество, образующееся в одной стадии процесса химического превращения, расходуется в другой его стадии, то оно называется *промежуточным веществом* (или *промежуточным продуктом*).

Основным понятием кинетики является *скорость химического процесса* (*химического превращения*). За скорость химического превращения принимают величину, характеризующую изменение количества вещества в единицу времени. Если реакционный объем в процессе химического превращения вещества не изменяется, скорость химического процесса численно равна изменению концентрации реагирующего вещества в единицу времени. Способ выражения скорости химического превращения вещества зависит от типа химической реакции, а также от того, в каких системах протекает химический процесс (гомогенных или гетерогенных).

Кроме того, следует учитывать знак скорости: «минус» — для расходуемых веществ, «плюс» — для образующихся.

Для гомогенных процессов при постоянном объеме скорость химического превращения вещества численно равна количеству образовавшегося или прореагировавшего вещества в единице реакционного объема за единицу времени:

$$r = \frac{dM}{V d\tau} = \frac{\text{Количество образовавшегося или прореагировавшего вещества}}{\text{Реакционный объем} \times \text{Время}} \quad (16.28)$$

Если гомогенный химический процесс протекает с изменением объема реагирующих веществ и последний не совпадает с геометрическим объемом реактора, то скорость химического превращения имеет следующее выражение:

$$r = \frac{dM}{V_p d\tau} = \frac{\text{Количество образовавшегося или прореагировавшего вещества}}{\text{Объем реактора} \times \text{Время}} \quad (16.29)$$

Для гетерогенных процессов скорость химического превращения вещества численно равна количеству образовавшегося

или прореагировавшего вещества, отнесенному к единице площади поверхности контакта взаимодействующих фаз, за единицу времени:

$$r = \frac{dM}{S d\tau} = \frac{\text{Количество образовавшегося или прореагировавшего вещества}}{\text{Площадь поверхности контакта взаимодействующих фаз} \times \text{Время}} \quad (16.40)$$

Если гетерогенный процесс протекает в системе твердое тело — жидкость, то в этом случае скорость химического превращения равна:

$$r = \frac{dM}{M_{\text{тв}} d\tau} = \frac{\text{Количество образовавшегося или прореагировавшего вещества}}{\text{Масса твердого вещества} \times \text{Время}} \quad (16.31)$$

В сложных процессах химического превращения веществ, протекающих через ряд последовательных стадий (реакций), одна из них может идти значительно медленнее других и ограничивать общую скорость процесса. В этих условиях скорость процесса в целом определяется скоростью медленной, так называемой *лимитирующей, или определяющей, стадии*. В зависимости от ее характера различают моно- и бимолекулярные реакции, кинетическую, диффузионную и диффузионно-кинетическую (смешанную) области их протекания. Если определяющей стадией всего процесса является собственно акт химического взаимодействия веществ, а скорость подвода или отвода исходных веществ и продуктов реакции не влияет на его скорость, то такой процесс химического превращения вещества протекает *в кинетической области*. В этом случае величина скорости процесса определяется законами собственно химической кинетики.

Однако могут встречаться процессы химического превращения вещества, в которых определяющей стадией является не сам акт химического взаимодействия веществ, а стадия подвода реагирующего вещества в зону реакции. В этом случае процесс протекает *в диффузионной области* и скорость его определяется физическими законами диффузии.

Различают перенос вещества в неподвижной среде (молекулярная диффузия) и в движущемся потоке (конвективная диффузия).

Если процесс диффузии лимитируется скоростью переноса вещества из потока к поверхности раздела взаимодействующих фаз (или от нее), то это *внешнедиффузионная область*. В отличие от нее *во внутريدиффузионной области* процесс лимитируется скоростью массопереноса внутри неподвижного тела (зерна, капли, пузыря).

Часто в процессах химического превращения вещества скорости химической реакции и диффузии соизмеримы. Тогда скорость всего процесса является сложной функцией химических

и диффузионных явлений и процесс протекает в *переходной (смешанной), или диффузионно-кинетической, области*.

При промышленной реализации сложных гетерофазных и гетерогенно-каталитических реакций знание лимитирующей стадии процесса и определяющих ее условий создает широкие возможности для их регулирования путем перевода в наиболее выгодную область протекания.

Для этого необходимо знать наиболее характерные, отличительные черты и условия такого перехода. Так, переход процесса из кинетической области его протекания в диффузионную можно определить по следующим основным признакам: переходу наблюдаемого порядка реакции в первый, резкому падению энергии активации, зависимости скорости процесса от объемной скорости потока, размера зерна и пористости катализатора.

Для практического осуществления гетерогенных реакций наименьшее значение имеет условие, когда концентрации реагирующих веществ на поверхности твердого тела, а тем более в его порах значительно меньше, чем в реакционном объеме.

При таком распределении концентраций лимитирующей стадией процесса является внешедиффузионный перенос вещества. В процессе участвует только внешняя поверхность катализатора, поэтому катализаторы могут быть непористыми, но обязательно с достаточно большой удельной поверхностью. Для этого механизма характерна большая разность температур (до 100°C) между поверхностью катализатора и потоком реагентов в случае экзотермических реакций.

Внешний перенос массы зависит прежде всего от гидродинамического состояния системы, от скорости потока. Вследствие этого внешедиффузионная область процесса наиболее вероятна при малой объемной скорости потока и высокой температуре, когда увеличивается различие между константами скоростей химического и физического процессов. Обратное изменение этих факторов ведет к переводу процесса во внутريدиффузионную область — практически важному случаю протекания процесса химического превращения вещества.

Для увеличения скорости химических процессов широко используют *катализ* — изменение скорости химической реакции под воздействием некоторых специальных веществ, называемых *катализаторами*.

Кроме того, катализаторы применяют для ускорения медленно протекающих реакций или реакций, проведение которых в отсутствие катализаторов вообще невозможно. Они позволяют изменять диапазон рабочих температур и давлений, а также относительный состав продуктов реакции. Значительно реже катализаторы используют для снижения скорости реакции. В ходе химического процесса катализатор может изме-

няться (образовывать с реагентами промежуточные соединения) или оставаться неизменным. Часто весьма эффективными оказываются незначительные количества (следы) катализатора.

Катализатор не входит в стехиометрическое уравнение реакции и не изменяет равновесного состояния процесса, но ускоряет приближение к этому состоянию, причем вблизи состояния равновесия катализатор способен в равной степени ускорять как прямую, так и обратную реакции. Введение катализатора в реакционную систему способствует понижению энергии ее активации. Так, в гомогенных реакциях образуются промежуточные соединения с малой энергией активации, а в гетерогенных происходит полиризация реагирующих веществ, связанная также с понижением уровня энергии активации.

Различают следующие основные виды катализа.

Химическое явление, при котором катализатор ускоряет реакцию, носит название *положительного катализа* (или просто катализа). *Отрицательным катализом* называют химические процессы, скорость протекания которых замедляется (тормозится) под действием специальных веществ — *ингибиторов*. В химической технологии основное значение имеет положительный катализ.

При *гомогенном катализе* катализатор и реагирующие вещества находятся в одном физическом состоянии и образуют однофазную (однородную) систему. *Гетерогенный (или контактный) катализ* протекает в неоднородной (многофазной) системе, в которой катализатор (контакт) и реагирующие вещества находятся в разных фазах и отделены друг от друга границей раздела фаз (межфазной поверхностью). Большинство промышленных каталитических процессов относится к гетерогенному катализу.

Кроме того, существует *микрогетерогенный катализ*, когда катализатор находится в коллоидном состоянии, что характерно, например, для биокаталитических, ферментативных процессов.

При *избирательном катализе* катализатор в химическом процессе ускоряет только одну из возможных химических реакций, замедляя (подавляя) все остальные. Применение избирательного катализа на производстве дает возможность из одного и того же исходного вещества получать различные готовые продукты. Например, из этилового спирта путем избирательного действия катализатора в процессе химического превращения может быть получен один из следующих продуктов: ацетальдегид, этилен, дивинил.

Особую роль избирательный катализ играет в технологии органических веществ.

В некоторых реакциях каталитическое действие может оказывать один из продуктов, образующийся в процессе химиче-

ского превращения вещества. Такие химические процессы называют автокаталитическими (*автокатализ*). К числу автокаталитических относятся реакции разложения взрывчатых веществ и некоторые реакции полимеризации.

Для правильного выбора катализатора и проведения каталитического процесса необходимо знать основные характеристики катализатора и влияние на них различных факторов. К основным характеристикам катализатора относятся следующие. 1) химическое или физическое сродство к реагентам (например, катализаторы гидратирующего и дегидратирующего типа способны образовывать соединения гидратного типа, а гидрирующие или дегидрирующие — промежуточные соединения сорбционного типа); 2) специфичность, выражающаяся в том, что для каждой группы химических превращений существует определенный (специфический) тип катализатора (например, катализаторы изомеризации, поликонденсации, полимеризации и т. д.); 3) избирательность, или селективность, т. е. способность ускорять одну определенную реакцию (или несколько) из всех возможных химических превращений в данной системе, 4) активность, которая оценивается по количеству продукта, получаемого с единицы массы (или объема) катализатора за единицу времени.

Из рассмотренных выше характерных свойств катализатора важнейшее — активность катализатора, которая служит мерой его ускоряющего действия на данную химическую реакцию. Чем активнее катализатор (больше его активность), тем при более низкой температуре, с большими выходами и избирательностью может быть осуществлен химический процесс. Катализаторы целесообразно применять только для химических процессов, протекающих в кинетической области.

Активность работы данного катализатора зависит от следующих факторов:

- температуры (или интервала температур). Для каждого катализатора существует оптимальный температурный режим, которому соответствует максимальная его каталитическая активность. С повышением температурного предела происходит падение активности (деактивация);

- давления, влияние которого связано с изменением концентрации реагирующих веществ в реакционном объеме или на поверхности катализатора;

- размера частицы (зерна), что связано с явлениями переноса теплоты и массы в твердом теле. Уменьшение размера зерна катализатора снижает его диффузионное и тепловое сопротивление и, следовательно, увеличивает активность. В связи с этим для интенсификации некоторых гетерогенно-каталитических процессов (например, дегидрирования углеводородов) применяют пылевидные катализаторы;

— исходного сырья (реагентов), его состава, в частности от наличия примесей, которые могут вызывать частичную или полную дезактивацию (отравление) катализатора;

— способа приготовления катализатора — его активации, использования носителей и др.

16.6. ОСНОВНЫЕ ФАКТОРЫ, ВЛИЯЮЩИЕ НА СКОРОСТЬ ХИМИЧЕСКОГО ПРЕВРАЩЕНИЯ ВЕЩЕСТВА

В процессах химического превращения вещества, протекающих в реакторах, скорость собственно химической реакции не всегда определяет скорость превращения. Часто химической реакции сопутствуют теплообмен, перемессы массы (диффузия), гидродинамические процессы (движение потоков, их взаимное перемешивание). Эти физические явления, как было уже сказано, в определенных условиях могут оказывать даже решающее влияние, и, следовательно, для правильного выбора технологических условий ведения процесса и его аппаратного оформления необходимо знание основных факторов, влияющих на скорость химического превращения вещества. К таким факторам относятся прежде всего температура, давление и концентрация исходных продуктов.

Температура. Химические процессы всегда сопровождаются выделением или поглощением теплоты. Тепловой эффект процесса химического превращения вещества в некоторых случаях может вызвать заметное изменение температуры реакционного объема аппарата. Это изменение влияет на условия равновесия химического процесса (равновесный выход), скорость процесса, степень превращения вещества и состав продуктов реакции.

Скорость химических процессов в большой степени зависит от изменения температуры, так как последняя сильно влияет на константу скорости реакции k , входящую в кинетическое уравнение процесса. Это влияние выражается уравнением:

$$k = k_0 e^{-\frac{E}{RT}}, \quad (16.32)$$

где k_0 — предэкспоненциальный множитель, постоянный для данного типа реакции и данных условий; E — энергия активации реакции; R — универсальная газовая постоянная; T — температура.

Из уравнения (16.32) следует, что реакции с высокими энергиями активации значительно более чувствительны к изменениям температуры, чем реакции с низкими энергиями активации, и более чувствительны к изменению температуры в области малых ее значений.

При проведении сложных реакций, как правило, большинство побочных реакций протекает с энергиями активации, превышающими энергии активации основных реакций. Поэтому изменение температуры может довольно сильно увеличивать скорость побочных реакций.

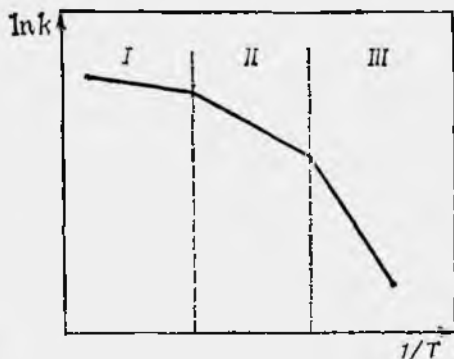


Рис. 16.2. Зависимость константы скорости реакции k (1) и коэффициента диффузии D (2) от температуры

Рис. 16.3. Зависимость логарифма константы скорости химического превращения вещества от величины, обратной температуре:

I — диффузионная область; II — промежуточная область; III — кинетическая область

Для процессов химического превращения вещества, протекающих в кинетической области, значение константы скорости реакции с повышением температуры обычно резко возрастает, следовательно, скорость процесса значительно увеличивается. Для процессов, протекающих в диффузионной области, превращение происходит медленнее, так как в данном случае скорость его зависит от коэффициента диффузии, изменяющегося с изменением температуры (рис. 16.2).

Таким образом, для гетерогенных химических процессов, общая скорость которых определяется как скоростью собственно химической реакции, так и скоростью массопереноса, зависимость от температуры оказывается достаточно сложной (рис. 16.3).

Характерные типы зависимостей скорости химической реакции от температуры, встречающиеся в процессах химической технологии, приведены на рис. 16.4. Наиболее простой характер этой зависимости у необратимых реакций, когда с увеличением температуры происходит быстрое возрастание скорости (рис. 16.4, а).

Для обратимых реакций характерно смещение равновесия с изменением температуры. Так, если реакция эндотермическая, то с увеличением температуры скорость образования продуктов реакции увеличивается (при экзотермической — уменьшается).

Для обратимых реакций максимальная скорость достигается при строго определенных температурах, которые часто являются оптимальными. В этих условиях с дальнейшим увеличением температуры общая скорость химического процесса уменьшается, так как скорость обратной реакции возрастает быстрее, чем скорость прямой реакции.

Такая зависимость скорости реакции от температуры характерна также для каталитических реакций, скорость которых определяется скоростью адсорбции реагентов на поверхности катализатора, и для реакций ферментации (рис. 16.4, *г*).

Многие гомогенные реакции в газовой фазе могут протекать в пламени (например, синтез соляной кислоты, парциальное окисление метана в ацетилен и т. д.). Эти реакции, имеющие цепной характер, возможны только при достижении температуры воспламенения (горения), когда наблюдается внезапное резкое увеличение (скачок) скорости химического превращения. Такая зависимость скорости реакции от температуры типична и для взрывных процессов (рис. 16.4, *в*).

Некоторые химические процессы (например, окисление углеводородов) сильно осложнены побочными реакциями, скорость протекания которых, особенно при высоких температурах, становится весьма значительной. В этом случае характер зависимости скорости химического процесса от температуры очень сложен (рис. 16.4, *д*).

Для реакций, скорость которых определяется физическими законами диффузии и диффузионным сопротивлением между взаимодействующими фазами, скорость растет медленно с повышением температуры (рис. 16.4, *б*).

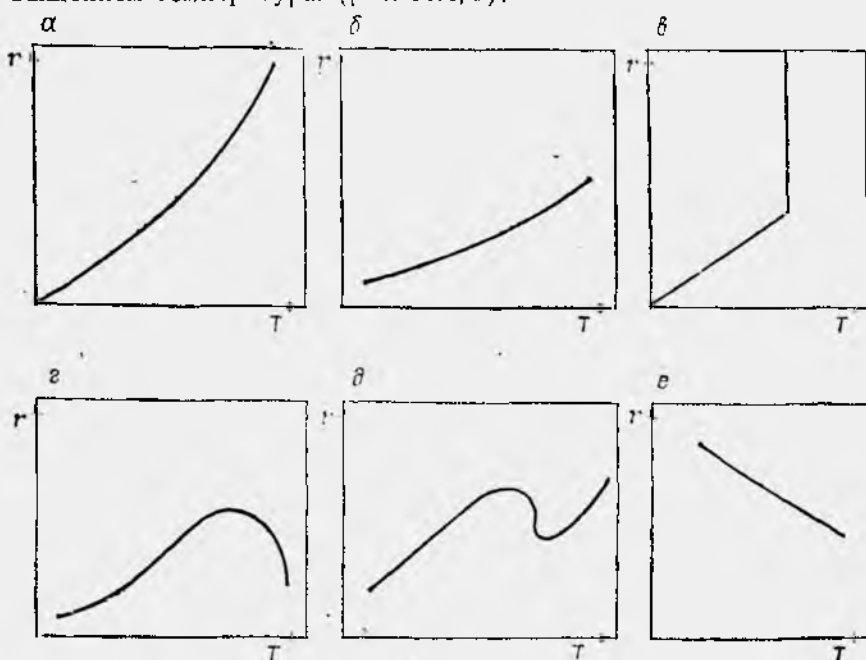


Рис. 16.4. Зависимость скорости реакции от температуры:

а — простые необратимые реакции; *б* — гетерогенные реакции; *в* — реакции взрывного типа; *г* — каталитические реакции; *д* — реакции, осложненные побочными химическими превращениями; *е* — реакции, замедляющиеся с повышением температуры

В практике химических производств известны несколько процессов, для которых с увеличением температуры скорость реакции уменьшается (более низкие температуры способствуют более высокому равновесному выходу). Примером таких процессов может служить окисление оксида азота (рис. 16.4, *e*).

Таким образом, влияние температуры на химическое превращение имеет многообразный и сложный характер.

Давление — один из важнейших факторов, влияющих на скорость химических процессов, которые протекают с участием газов или паров. В основе большинства этих процессов лежат каталитические реакции. Для таких реакций с изменением давления могут изменяться степень адсорбции, константа скорости, а также время контакта. Например, повышение давления при постоянном массовом расходе исходных веществ приводит к увеличению времени контакта между реагентами в аппарате.

Изменение давления может оказывать влияние на смещение химического равновесия и, следовательно, на степень превращения исходных веществ в продукты реакции. Это влияние зависит от типа химической реакции. В общем случае скорость реакции r прямо пропорциональна давлению p в степени $n - 1$:

$$r = f(p)^{n-1}, \quad (16.33)$$

где n — порядок реакции.

Отсюда следует, что для реакций первого порядка давление не оказывает влияния на их скорость, для реакций второго порядка скорость пропорциональна давлению в реакционной системе, а для реакций третьего порядка — пропорциональна квадрату давления в системе. Если в ходе реакции общее число молекул реагирующих веществ уменьшается, то с повышением давления степень превращения увеличивается (например, при синтезе аммиака); возрастание же числа молекул реагирующих веществ приводит к снижению степени превращения при повышении давления. Наконец, если общее число молекул, участвующих в реакции, постоянно, то изменение давления не будет влиять на смещение химического равновесия, а следовательно, и на степень превращения.

Таким образом, применение давления на практике наиболее благоприятно для процессов, протекающих в газовой фазе с уменьшением объема. При этом повышение давления увеличивает выход продукта и дает возможность использовать реакторы меньших размеров. Увеличение давления может резко повысить выход, однако очень высокое давление не вызывает существенного изменения скорости процесса в газовой фазе.

Для процессов химического превращения, протекающих в жидкой фазе, небольшое повышение давления влияет на скорость процесса очень незначительно. В этом случае следует использовать высокие давления — более 10^8 Па (т. е. несколько

тысяч атмосфер), что может увеличить скорость, например некоторых процессов полимеризации, в десятки раз.

Концентрация. Влияние концентрации реагирующих веществ на скорость химической реакции (процесса) выражается хорошо известным законом, который имеет следующий общий вид:

$$r = k \Delta C, \quad (16.34)$$

где r — скорость реакции; k — константа скорости реакции; ΔC — изменение концентрации реагирующих веществ.

Повышение ΔC может быть достигнуто увеличением концентрации исходных взаимодействующих веществ, что является одним из наиболее распространенных путей интенсификации процессов химической технологии.

Однако следует учитывать, что выбор высоких начальных концентраций реагирующих веществ может вызвать чрезмерное увеличение скорости процесса и при высоком тепловом эффекте реакции создать технические трудности в осуществлении теплообмена в аппарате. Такое же ограничение наблюдается и в случае недостаточной растворимости реагентов в системе.

Вместе с тем возможны реакции, для которых повышение концентраций не только не дает существенного эффекта, но может даже привести к снижению скорости процесса. Это объясняется различной зависимостью скорости от концентрации для кинетических типов реакций различных типов. На рис. 16.5 представлены основные типы этих зависимостей: для реакций нулевого порядка (1) скорость постоянна и не зависит от концентрации реагента; для реакций первого порядка (2) изменение скоростей от концентрации линейно, для реакции выше первого порядка (3) — экспоненциально; для гетерогенно-каталитических

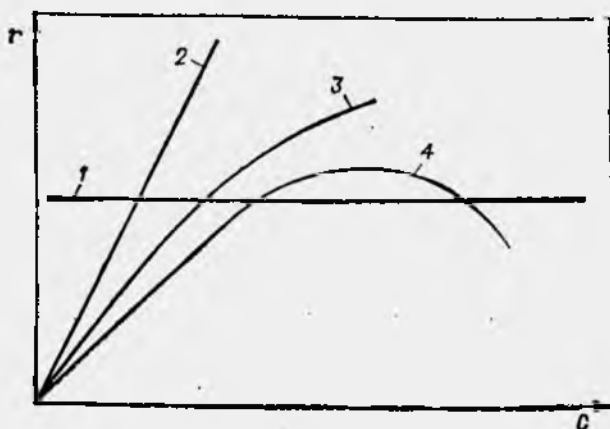


Рис. 16.5. Зависимость скорости реакции от концентрации:

1 — реакция нулевого порядка; 2 — реакции первого порядка; 3 — реакции выше первого порядка; 4 — гетерогенно-каталитические реакции

ческих реакций (4) — затухающая зависимость или с максимумом скорости.

Важным фактором является также условие обратимости химической реакции, особенно в газовой фазе. В целом для обратимых реакций влияние начальных концентраций на скорость проявляется в большей степени, чем для необратимых. Для обратимых реакций, идущих с увеличением или уменьшением общего числа молей, термодинамические и кинетические факторы действуют различно. Так, для обратимых реакций, протекающих с возрастанием общего числа молей, повышение концентрации реагента увеличивает скорость прямой реакции, но одновременно уменьшается движущая сила процесса из-за снижения равновесной степени превращения. Следовательно, каждой степени превращения соответствует определенная начальная концентрация, при которой обеспечивается максимальная скорость превращения.

Влияние изменения начальной концентрации на общую скорость процесса проявляется также при одновременном взаимодействии в реакции нескольких веществ. Так как при этом содержание каждого реагента влияет на скорость, то применение избытка одного из них (нестехиометрического соотношения) позволяет создать благоприятные условия для скорости процесса и более полного превращения (например, синтез хлористого винила, циклогексаноксима).

Перемешивание ускоряет физические процессы переноса теплоты и массы в системе. Поэтому перемешивание реагентов можно считать также одним из основных способов увеличения скорости химического процесса. В зависимости от агрегатного состояния взаимодействующих веществ влияние перемешивания на интенсификацию процесса может быть различно. Так, в гомогенных процессах основное значение усиления перемешивания состоит в быстром выравнивании концентрации и температуры реагирующих веществ в объеме и увеличении числа столкновений химически взаимодействующих молекул. В гетерогенных процессах, особенно протекающих в диффузионной области, основное значение перемешивания состоит в создании высокоразвитой поверхности контакта взаимодействующих фаз, в быстром обновлении этой поверхности, в ускорении процессов тепло-массопереноса в реакционном объеме.

Вместе с тем при перемешивании реагентов в аппарате могут возникать эффекты, оказывающие неблагоприятное влияние на его работу. К отрицательным гидродинамическим явлениям в потоке реагентов относятся: неравномерное распределение скорости в осевом (продольном) направлении; случайное отклонение скоростей, возникающее в результате теплового движения; турбулентные завихрения; нарушение распределения скоростей вследствие молекулярной диффузии, особенно при ламинарном движении потока. В общем случае эти эффекты

вызывают разбавление смеси реагирующих веществ, продуктов и снижение выхода реакции.

Другие факторы. Кроме перечисленных выше на скорость химического процесса могут оказывать влияние и другие факторы. Так, на скорость гетерогенных каталитических процессов влияют физические характеристики применяемых катализаторов — величина и состояние поверхности, пористость, размер частицы, механическая прочность, теплоемкость, теплопроводность и т. д. Например, увеличение размера пор ускоряет процесс переноса массы вещества от поверхности внутрь зерна катализатора, а уменьшение размера частиц увеличивает поверхность взаимодействия между катализатором и реагентами.

На протекание цепных реакций большое влияние оказывает конструкционный материал внутренних стенок реакционной аппаратуры. Присутствие различных примесей в реакционном объеме (иногда даже в малых количествах и случайного характера) вызывает изменение скорости реакции и характера ее протекания (например, примесь влаги при совместной полимеризации изобутилена и изопрена уменьшает активность катализатора и увеличивает выход продуктов с низким молекулярным весом).

16.7. СПОСОБЫ ВЕДЕНИЯ ХИМИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ (МЕТОДЫ ОПЕРИРОВАНИЯ)

Для получения наибольшего выхода целевого продукта химическую переработку исходных веществ следует проводить в оптимальных условиях, обеспечивающих наибольшую скорость химического превращения, а следовательно, и максимальную производительность реактора. Для этого надо знать, какие независимые переменные необходимо изменять для управления химическим процессом, чтобы увеличить скорость его протекания. На основе рассмотрения кинетических закономерностей к таким величинам должны относиться: время, концентрация (или давление), температура, величина межфазной поверхности и активность катализатора. В зависимости от условий проведения химического процесса управляющей переменной величиной будет одна из перечисленных выше, а основными технологическими способами ведения химических процессов (методами оперирования): оперирование во времени; управление рабочими концентрациями; управление температурным режимом; создание развитой поверхности контакта гетерогенных фаз; поддержание активности катализатора.

Оперирование во времени. По этому методу все химические процессы можно разделить на четыре основные группы: периодические, непрерывные, полупериодические, сменно-циклические.

Периодические процессы осуществляются главным образом на установках небольшой производительности, в реакторах

периодического действия. Такие реакторы малопроизводительны, трудоемки в обслуживании и плохо поддаются автоматическому контролю и регулированию.

Непрерывные процессы протекают в реакторах непрерывного действия. В таких аппаратах осуществляется большинство современных крупнотоннажных химических производств. Эти реакторы высокопроизводительны, легко поддаются механизации при обслуживании и автоматическому контролю и регулированию при управлении. Теория непрерывных процессов позволяет сопоставить основные факторы, определяющие периодичность и непрерывность процесса (табл. 16.4).

Полупериодические (полунепрерывные) процессы характеризуются тем, что в них одни реагенты вводятся непрерывно, а другие — периодически. Реактор полупериодического действия используется в относительно малотоннажных производствах, например при проведении высокоэкзотермических процессов, так как, изменяя скорость подачи реагентов, постепенно вводимых в реактор (обычно более реакционноспособных), можно регулировать скорость процесса.

Таблица 16.4

Сопоставление основных факторов, определяющих периодичность и непрерывность процесса

Факторы	Типы процесса	
	периодический	непрерывный
Период процесса — время между проведением отдельных стадий процесса (например, между двумя смежными выгрузками продукта)	$\Delta t > 0$	$\Delta t \rightarrow 0$
Степень непрерывности процесса равна $\tau/\Delta t$ (где τ — время, необходимое для проведения всех стадий процесса)	$\tau/\Delta t < 1$	$\tau/\Delta t \rightarrow \infty$
Последовательность осуществления отдельных стадий процесса	Последовательно	Параллельно
Место проведения отдельных стадий процесса	В одном аппарате	В разных аппаратах или в разных частях одного аппарата
Характер изменения концентраций реагирующих веществ в реакционном объеме	Одинаков во всех точках объема реактора, но различен во времени для одной и той же точки объема	Различен в каждый момент времени в разных точках объема, но постоянен во времени для одной и той же точки объема

Сменно-циклические процессы отличаются от других взаимосвязанными стадиями (циклами), которые имеют противоположные тепловые эффекты. Непрерывность движения реагентов и продуктов реакции обеспечивается установкой нескольких аппаратов (реакторов), переключающихся на отдельные стадии (циклы) процесса через определенные промежутки времени. Обычно такое переключение циклов — программное.

Управление рабочими концентрациями. На практике наиболее распространены следующие способы управления ходом химического процесса путем изменения рабочих концентраций в реакторе: рециркуляция непревращенных реагентов, т. е. сырья; рециркуляция одного из реагентов (или самого продукта реакции); многоточечный подвод исходных веществ (компонентов) к реактору; секционирование реакционного объема аппарата.

Рециркуляция непрореагировавших исходных веществ позволяет более полно использовать сырье, сократить реакционный объем и время реакции.

Рециркуляция одного из реагентов (обычно менее реакционноспособного) позволяет достигнуть большей глубины и избирательности процесса химического превращения, а также регулировать (тормозить) некоторые высокоэкзотермические процессы (например, полимеризация этилена).

Подвод реагентов в разные точки объема реактора способствует избирательности процесса и позволяет регулировать его скорость (особенно скорость выделения теплоты во время реакции). Многоточечный подвод, как правило, осуществляют за счет наиболее реакционноспособного компонента, который может давать разные продукты реакции.

Секционирование реакционного (рабочего) объема реактора приводит к увеличению средней движущей силы процесса и потому находит наибольшее применение в аппаратах смешения. На практике такой метод применяют в аппаратах с большими диаметрами, поскольку в этом случае удастся уменьшить влияние внутриреакторного перемешивания реагирующих веществ, предотвратить нежелательное изменение направления и скорости реакции, понизить выход промежуточных продуктов и сделать условия осуществления обратимых реакций более благоприятными. Секционирование может быть выполнено в одном аппарате путем расчленения его на отдельные составные части, последовательно или параллельно соединенные между собой, либо путем разделения реакторного устройства на ряд самостоятельных реакционных аппаратов, соединенных последовательно, — каскад (батарея) реакторов (см. рис. 17.5, 2).

Организация движения реагентов в секционированном аппарате может быть построена либо по принципу прямотока, либо по принципу полного или ступенчатого противотока, который

чаще всего используют в гетерогенных системах при больших разностях плотностей взаимодействующих фаз, например газ — твердое тело.

Управление температурным режимом. В зависимости от способа подвода или отвода теплоты в реакторе тепловой режим может быть изотермическим, адиабатическим или политропическим.

На практике температурным режимом работы реактора управляют двумя способами теплообмена — непрерывным или ступенчатым. При *непрерывном обмене теплотой* реактор должен иметь поверхность теплообмена, расположенную непосредственно в зоне реакции, чтобы обеспечить теплообмен на всем протяжении пути реагирующего потока. При *ступенчатом теплообмене* поверхность теплообмена должна быть размещена вне зоны реакции (вынесена в отдельную часть аппарата или вне его).

В качестве теплоносителей могут быть использованы реакционная смесь (сырье), продукты реакции, газы, твердый катализатор и т. д. В некоторых случаях требуется сочетать непрерывный теплообмен со ступенчатым отводом теплоты.

Метод управления температурным режимом следует рассматривать в связи с изменением рабочих концентраций. Действительно, количество поглощенной или выделенной теплоты зависит от скорости реакции, поэтому регулирование процесса путем изменения рабочих концентраций должно вызвать изменение рабочих температур. Однако регулирование температур может в свою очередь оказывать влияние на изменение рабочих концентраций.

Создание развитой поверхности контакта фаз. Такой способ оперирования имеет первостепенное значение для гетерогенных процессов химического превращения, в которых скорость подвода и отвода как массы, так и теплоты реагентов определяется величиной поверхности взаимодействующих фаз. На практике увеличения ее достигают разнообразными техническими методами: эмульгированием для несмешивающихся жидкостей, созданием пленки, барботажем, распылением для систем газ — жидкость и созданием движущегося, кипящего или суспензированного слоя, а также измельчением для процессов с твердой фазой.

Поддержание активности катализатора. Этот метод оперирования используется только для управления гетерогенными каталитическими процессами и может быть осуществлен на практике одним из следующих способов: полной заменой катализаторной массы, частичной сменой катализатора, реактивацией катализатора в объеме реактора или вне его, циркуляцией катализатора и т. д.

ХИМИЧЕСКИЕ РЕАКТОРЫ

Рассматривая все многообразие реакторных устройств, применяемых в настоящее время в химической промышленности, можно сделать следующий вывод. Во всех реакторах происходят определенные физические процессы (гидродинамические, тепловые и диффузионные), с помощью которых создаются оптимальные условия проведения собственно химического превращения вещества (химической реакции). Для осуществления этих процессов в структуре реакторов есть типовые конструктивные элементы, широко применяемые в аппаратах для проведения собственно физических процессов (мешалки, контактные устройства, теплообменники и т. д.). Поэтому все химические реакторы можно рассматривать как комплексные аппараты, состоящие из известных конструктивных элементов, большинство из которых отдельно используется для проведения технологических операций, не сопровождающихся химическим превращением перерабатываемых веществ. Число таких конструктивных сочетаний, а значит, и типов реакторов очень велико, что объясняется многообразием и сложностью протекающих в них процессов химического превращения веществ [12—14].

Однако для всех реакторов существуют общие принципы, на основе которых можно найти связь между конструкцией аппарата и основными закономерностями протекающего в нем химического процесса.

Критериями, по которым классифицируют реакционную аппаратуру, являются периодичность или непрерывность процесса, его гидродинамический и тепловой режимы, физические свойства взаимодействующих веществ. В зависимости от этих критериев химические реакторы делят на типы, которые рассматриваются ниже.

17.1. КЛАССИФИКАЦИЯ ХИМИЧЕСКИХ АППАРАТОВ

По организации процесса реакторы подразделяются на следующие три группы.

В *реакторе периодического действия* (рис. 17.1) все отдельные стадии процесса протекают последовательно, в разное время. Характер изменения концентрации реагирующих веществ одинаков во всех точках реакционного объема, но различен во времени для одной и той же точки объема. В таком аппарате продолжительность реакции можно измерить непосредственно, поскольку время реакции и время пребывания реагентов в реакционном объеме одинаковы. Параметры технологического процесса в периодически действующем реакторе изменяются во времени.

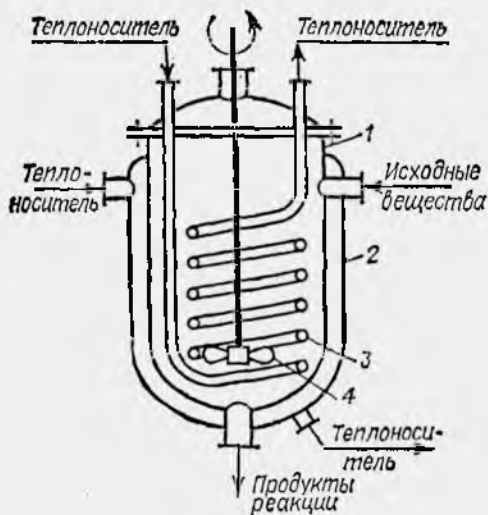


Рис. 17.1. Реактор для периодического действия процесса:
1 — корпус; 2 — рубашка; 3 — змеевик; 4 — мешалка

Реакторы периодического действия малопродуктивны и плохо поддаются автоматическому контролю и регулированию.

В реакторе непрерывного действия (рис. 17.2) все отдельные стадии процесса химического превращения вещества (подача реагирующих веществ, химическая реакция, вывод готового продукта) осуществляются параллельно, одновремен-

но. Характер изменения концентраций реагирующих веществ в реакционном объеме различен в каждый момент времени в разных точках объема аппарата, но постоянен во времени для одной и той же точки объема. Однако продолжительность реакции в реакторах непрерывного действия нельзя измерить непосредственно. В аппаратах непрерывного действия время реакции не может совпадать с временем пребывания реагентов, так как каждая элементарная частица вещества находится в реакционном объеме разное время и, следовательно, общее время пребывания зависит от характера распределения времени пребывания отдельных частиц. В общем случае оно зависит от интенсивности перемешивания, структуры потоков в аппарате и для каждого гидродинамического типа реактора индивидуально.

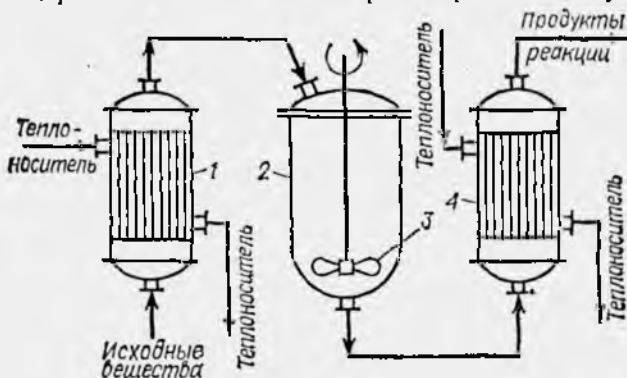
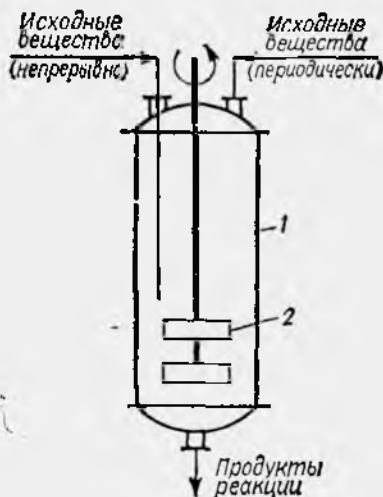


Рис. 17.2. Реактор для непрерывного процесса:
1, 4 — теплообменники; 2 — реактор, 3 — мешалка

Рис. 17.3. Реактор полунепрерывного (полупериодического) действия:
1 — корпус; 2 — мешалка



В непрерывнодействующих реакторах осуществляется большинство химических реакций на современных крупнотоннажных производствах. Эти реакторы высокопроизводительны, легко поддаются механизации обслуживания и автоматическому контролю и регулированию при управлении, в том числе с применением быстродействующих электронно-вычислительных машин.

Реактор полунепрерывного (полупериодического) действия

(рис. 17.3) работает в неустановившихся условиях, так как одни реагенты поступают непрерывно, а другие — периодически. Возможны варианты, когда реагенты поступают в реактор периодически, а продукты реакции выгружаются непрерывно. Такой реактор можно рассматривать как непрерывнодействующий аппарат, в котором потоки входящих и выходящих из реактора веществ не равны (вследствие чего изменяется общая масса реагирующих веществ в объеме), и, кроме того, как периодически действующий аппарат, в котором ввод одного из реагирующих веществ или вывод продукта реакции осуществляется периодически.

Реакторы полупериодического действия используются на малотоннажных производствах, когда изменение скорости подачи реагентов позволяет регулировать скорость процесса, например при проведении экзотермических реакций.

По гидродинамическому режиму (или виду перемешивания) реакторы делят на три группы.

Реакторы идеального смешения (полного перемешивания) — аппараты, в которых потоки реагентов мгновенно и равномерно перемешиваются во всем реакционном объеме. Это значит, что состав и температуру реакционной смеси в таком аппарате можно считать одинаковыми во всем его объеме. Практически к реакторам этого типа могут быть отнесены аппараты небольшого объема с мешалками (при малой вязкости среды), проточно-циркуляционные аппараты при большой кратности циркуляции, аппараты с кипящим слоем и др. (рис. 17.4, 17.5).

Реакторы идеального (полного) вытеснения — это аппараты, в которых движение реагентов носит поршневой характер, т. е. каждый предыдущий объем, проходящий через аппарат, не сме-

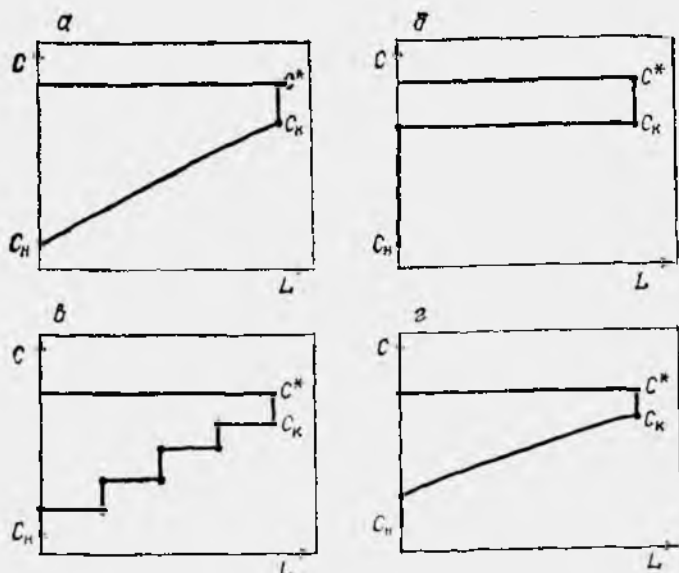


Рис. 17.1. Характер изменения концентрации веществ в реакторах различного типа: *а* — аппарат вытеснения; *б* — аппарат смешения; *в* — многосекционный аппарат смешения; *г* — аппарат промежуточного типа; C — текущая концентрация; C_n — начальная концентрация; C_k — конечная концентрация; C^* — равновесная концентрация; L — длина (высота) аппарата

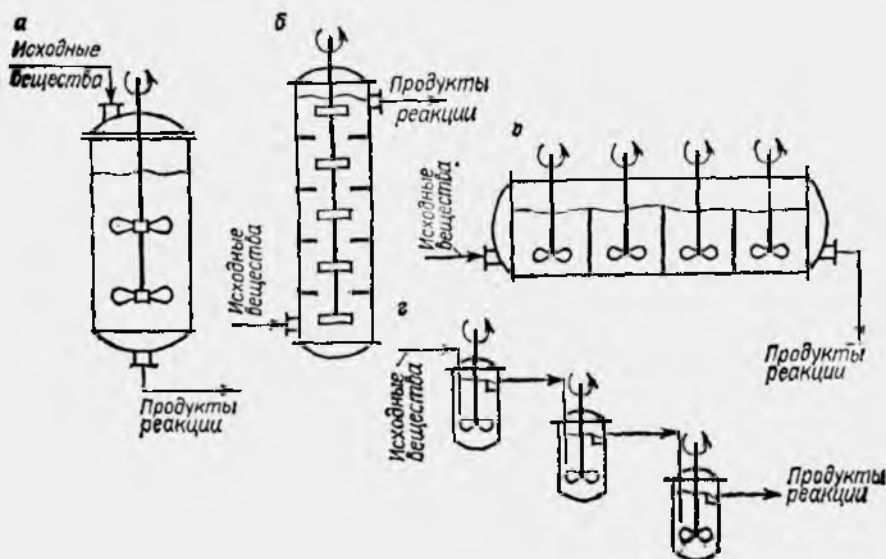


Рис. 17.3. Реакторы смешения:

а — одноступенчатый аппарат; *б* — вертикальный многоступенчатый аппарат; *в* — многосекционный горизонтальный аппарат; *г* — батарея аппаратов смешения

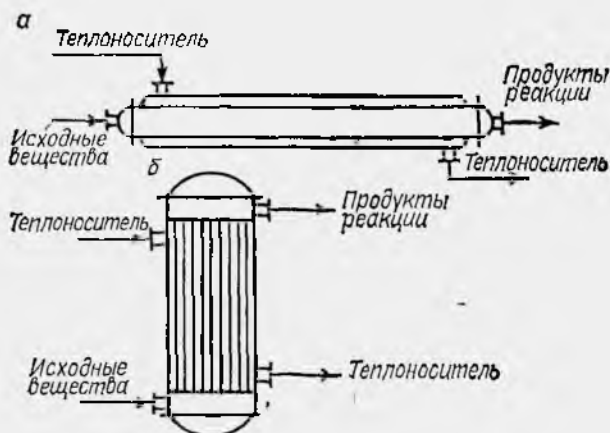


Рис. 17.6. Реакторы вытеснения:
 а — однотрубный аппарат; б — многотрубный аппарат

шивается, с последующим, а как бы вытесняется им. В результате состав и температура реакционной смеси в центре аппарата и у его стенок отличаются друг от друга, а также существует значительный перепад концентраций и температур на входе и выходе из аппарата. На практике этому типу реактора отвечают аппараты кожухотрубчатого типа, колонны, заполненные сплошным слоем неподвижного катализатора, и др. (рис. 17.4, 17.6).

Очень широко распространены реакторы с *промежуточным гидродинамическим режимом*. Наиболее часто отклонение от идеального режима перемешивания в реакционном объеме наблюдается, например, в аппаратах большого объема при небольшой скорости вращения мешалки, наличии внутренних теплообменных устройств, большой скорости подачи реагентов в аппарат непрерывного действия и т. д. В этих случаях возникают застойные зоны (объемы с малым перемешиванием или вообще без перемешивания), байпасные потоки в аппарате, а также проскок потока без смещения через аппарат.

В аппарате идеального вытеснения регулярный режим может быть нарушен в результате образования зоны циркуляции: поперечного и особенно продольного перемешивания потока. Это приводит к частичному выравниванию концентраций и температур по сечению и длине реактора. Объясняется это тем, что продольное (обратное) перемешивание ускоряет перемещение одних элементов объема, а других — замедляет, вследствие чего время пребывания их в реакторе становится различным (рис. 17.7). Одним из технических приемов уменьшения этого эффекта является секционирование реакционного объема, в результате чего перемешивание приобретает локальный характер и по всей

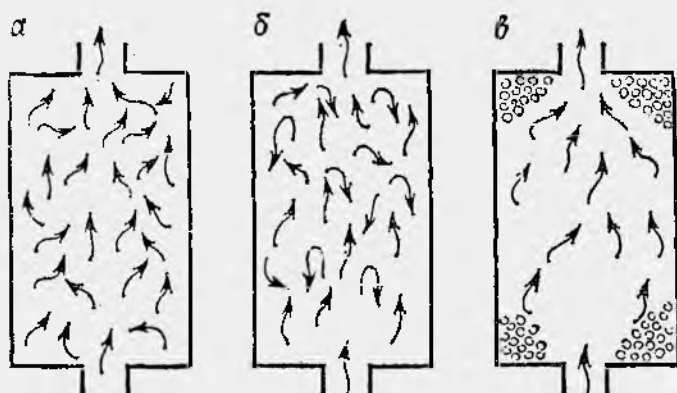


Рис. 17.7. Перемешивание в химических реакторах:

а — поперечное (радиальное); б — продольное (аксиальное, обратное); в — застойная зона

длине аппарата сохраняется гидродинамический режим, близкий к режиму полного вытеснения (см. рис. 17.5).

В химических реакторах изменение концентрации взаимодействующих веществ связано с продолжительностью химического процесса и временем пребывания реагирующих веществ в зоне реакции. Оно зависит от гидродинамического типа реактора и определяется в значительной степени его конструкцией. Поэтому в большинстве химических реакторов время пребывания отдельных элементов потока в реакционном объеме неодинаково. В связи с этим для расчета реактора не достаточно знания истинного времени химической реакции, полученного из ее кинетического уравнения. Для нахождения степени превращения при осуществлении химического процесса в реакторе требуется определение распределения времени пребывания реагирующих веществ в реакционном объеме и условий перемешивания в нем.

Среднее (условное) время пребывания τ_{cp} (в с) веществ в реакторе при постоянной их плотности определяется соотношением:

$$\tau_{cp} = V/v_0, \quad (17.1)$$

где V — реакционный объем, m^3 ; v_0 — скорость подачи (объемная скорость) исходных веществ, m^3/c .

Тогда безразмерное (относительное) время пребывания θ веществ в реакторе будет равно:

$$\theta = \tau/\tau_{cp},$$

где τ — истинное (текущее) время пребывания веществ, с.

Время пребывания отдельных элементов потока в аппарате является в общем случае непрерывной случайной величиной. Поэтому его распределение имеет статистическую природу и

может быть количественно охарактеризовано на основе использования функции распределения случайной величины. Различают интегральную и дифференциальную функции распределения. *Интегральная функция распределения времени пребывания* $F(\tau)$ является непрерывной функцией (так как τ — непрерывная случайная величина) и характеризует объемную долю выходящего из реактора потока, которая находилась в нем в течение времени τ , меньше некоторого его значения $\tau + d\tau$, т. е. между значениями τ и $\tau + d\tau$. Производная вида $dF(\tau)/d\tau = f(\tau)$ называется *дифференциальной функцией распределения* или *плотностью распределения случайной величины*. Связь между интегральной и дифференциальной функциями распределения имеет вид:

$$F(\tau) = \int_0^{\tau} f(\tau) d\tau. \quad (17.2)$$

Величина $f(\tau) d\tau$ будет иметь тот же физический смысл, что и $dF(\tau)$.

Пользуясь величиной распределения времени пребывания, можно определить среднее (истинное) время пребывания в реакторе

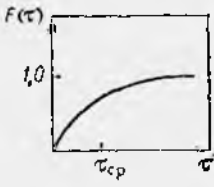
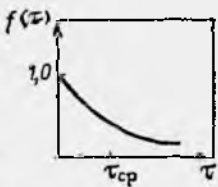
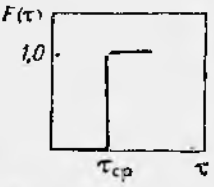
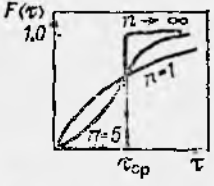
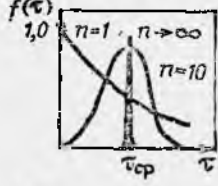
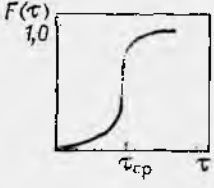
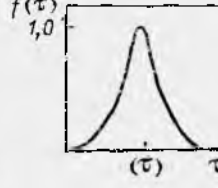
$$\tau_{cp} = \int_0^{\infty} \tau f(\tau) d\tau. \quad (17.3)$$

Функции распределения времени пребывания могут быть найдены экспериментально. Для этого необходимо в поток, входящий в реактор, ввести возмущение («входной сигнал») с помощью трассирующего элемента (индикатора), который может быть легко обнаружен в потоке на выходе из реактора («выходной сигнал») путем физического или химического анализа. Возмущение может быть задано ступенчато или импульсно. Измеряя в различные моменты времени концентрацию или количество трассирующего элемента получают так называемую *кривую отклика*. Ступенчатому сигналу будет соответствовать интегральная, импульсному — дифференциальная функция распределения времени пребывания. При этом следует отметить, что время пребывания частиц индикатора будет таким же, как и частиц потока в реакторе.

Функции распределения времени пребывания в реакторах с различным гидродинамическим режимом приведены в табл. 17.1.

По тепловому режиму различают следующие виды реакторов. *Изотермический реактор* характеризуется постоянством температуры во всем реакционном объеме. В таком реакторе скорость подвода или отвода теплоты должна быть строго пропорциональна количеству теплоты, выделенному или погло-

Вид функций распределения времени пребывания реагентов в реакторах с различными гидродинамическими режимами

Тип реактора	Вид функции распределения		Формула
	$F(\tau)$	$f(\tau)$	
Непрерывнодействующий реактор идеального смешения			$F(\tau) = 1 - e^{-\tau/\tau_{ср}}$ $f(\tau) = \frac{1}{\tau_{ср}} e^{-\tau/\tau_{ср}}$
Непрерывнодействующий каскад реактор идеального вытеснения			Для $\tau < \tau_{ср}$ $F(\tau) = 0$; для $\tau \geq \tau_{ср}$ $F(\tau) = 1$
Непрерывнодействующий каскад n реакторов идеального смешения			
Непрерывнодействующий реактор вытеснения с обратным перемещением потока			

ценному в процессе химического превращения вещества. Для поддержания постоянства температур необходимы теплоноситель и поверхность теплообмена. На практике такой тепловой режим работы реактора может быть достигнут лишь в условиях полного перемешивания реагирующих веществ. В качестве примера можно назвать реактор с кипящим слоем катализатора для получения изоктана.

В адиабатическом реакторе полностью отсутствует теплообмен с окружающей средой. Вся теплота реакции как бы акку-

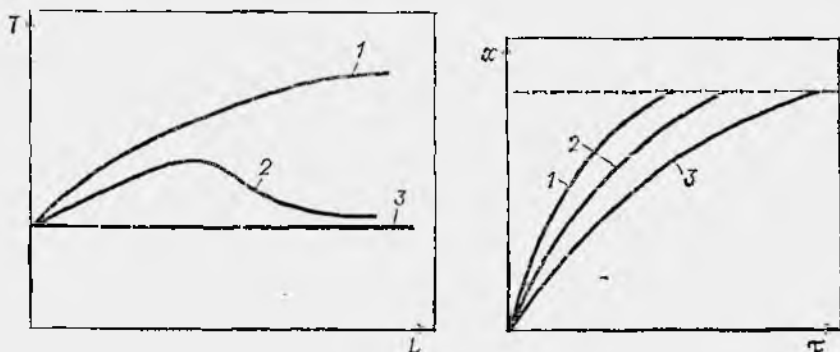


Рис. 17.8. Характер изменения температуры в реакторе вытеснения с различным тепловым режимом для простой экзотермической реакции:

1 — адиабатический; 2 — политропический; 3 — изотермический

Рис. 17.9. Характер изменения степени превращения в периодически действующем реакторе смешения при различных тепловых режимах:

1 — адиабатический; 2 — политропический; 3 — изотермический

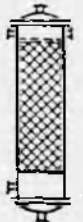
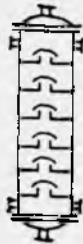
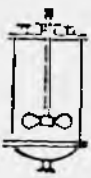
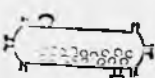
мулируется реакционным объемом и идет на изменение теплового состояния системы, что влияет на скорость реакции. В адиабатическом реакторе имеет место наибольший перепад температур реагирующих веществ на входе и выходе из аппарата, который возрастает для экзотермических процессов и убывает для эндотермических. Конструкция адиабатических реакторов проста, так как для адиабатического режима достаточно хорошей тепловой изоляции.

Примером реакторов, работающих в адиабатическом тепловом режиме, могут служить реакторы для проведения процессов прямой гидратации этилена, дегидрирования бутиленов, пиролиза углеводородов.

В *политропическом реакторе* происходит внешний теплообмен, но не пропорционально тепловому эффекту реакции. Поэтому тепловой режим (изменение температуры в реакционном объеме) определяется не только собственно тепловым эффектом процесса химического превращения вещества, но и в не меньшей степени теплотехническими и конструктивными факторами реакционной аппаратуры.

Поддача теплоты может осуществляться через стенку, разделяющую охлаждающийся или нагревающийся потоки, или непосредственным их смешением. Схема теплообмена в реакторе может быть непрерывной (с размещением теплообменников внутри реакционного аппарата) или ступенчатой (теплообменные устройства выносятся из зоны реакции).

В качестве теплоносителя можно использовать реакционную смесь или сырье, инертные газы, катализатор и т. д. Теплота реакции также используется для подогрева исходных реаген-

Тип реактора	Конструктивная форма	Гидродинамический режим движения реагентов	Агрегатное состояние реагентов	Поверхность теплообмена			Пример технологического применения
				отсутствует	с наружной поверхностью	с внутренней поверхностью	
Трубчатые		ПВ	Г	—	+	—	Крекинг бензинов, полимеризация этилена
		ПВ	Ж	—	+	—	Алкилирование низших парафинов
		ПВ	Ж — Ж	—	+	—	Гидролиз хлорбензола
Колонные: непрерывный контакт		ПВ	Г — Ж	+	—	+	Окисление углеводородов
		ПВ	Г — Ж	+	—	—	Нейтрализация аммиака
		ПВ для газа, ПС для жидкости	Г — Ж	+	+	+	Окисление ксилола
ступенчатый контакт		ПВ	Г — Г/Т	—	+	—	Окисление этилена
		ПВ	Г — Т	+	—	—	Обжиг известняка
		ПВ	Ж — Т	+	—	—	—
		ПВ	Г — Т	+	—	—	Газификация твердых топлив
		ПВ	Г — Ж	+	—	—	Получение сульфата аммония
		ПВ	Г — Г/Т	+	—	—	Дегидрогенизация этилбензола, пиролиз бутана
		ПВ для газа, ПС для твердой фазы	Г — Т	+	—	—	Каталитический крекинг углеводородов
Реакционная камера с перемешиванием		ПС	Ж	+	+	+	Дiazотирование
		ПС	Г — Ж	—	+	+	Хлорирование производных этилена
		ПС	Ж — Ж	+	+	+	Сульфирование бензола
		ПС	Ж — Г	+	+	+	Получение суперфосфата
			Ж — Т				Разложение карбида кальция в ацетилен
Печи			Г — Г	+	—	+	Коксование угля Парциальное окисление углеводородов в олефин, диолефин

Примечание. ПВ — полное вытеснение; ПС — полное смешение; Г — газовая фаза; Ж — жидкая фаза; Т — твердая фаза.

тов. Иногда политропические реакторы называют реакторами с программированным тепловым режимом. В качестве примера на рис. 17.8 и 17.9 приведены зависимости изменения температуры и степени превращения в реакторах при различных тепловых режимах их работы.

В отдельную группу можно выделить *реакторы для проведения контактно-каталитических процессов*.

17.2. КОНСТРУКТИВНЫЕ ТИПЫ РЕАКТОРОВ

Реактор как аппарат, в котором протекает основной процесс химической технологии — образование нового продукта в результате сложного взаимодействия исходных веществ, должен работать эффективно, т. е. обеспечивать требуемую глубину и избирательность химического превращения. Следовательно, реактор обязан удовлетворять ряду различных требований: иметь необходимый реакционный объем, обеспечивать определенный гидродинамический режим движения реагентов, создавать требуемую поверхность контакта взаимодействующих фаз, поддерживать необходимый теплообмен в процессе, уровень активности катализатора и т. д.

В промышленных условиях важнейшее значение приобретает не только скорость химического превращения вещества, но и производительность аппаратов, поэтому выбор типа и конструкции оборудования является одним из самых главных и ответственных этапов реализации химико-технологического процесса.

По конструкции реакторы классифицируются следующим образом: типа реакционной камеры; типа колонны; типа теплообменника; типа печи.

Конструктивный тип реактора зависит от условий проведения процесса и свойств участвующих в нем веществ.

К важнейшим факторам, определяющим устройство реактора, относятся: агрегатное состояние исходных веществ и продуктов реакции, а также их химические свойства; температура и давление, при которых протекает процесс; тепловой эффект процесса и скорость теплообмена; интенсивность перемешивания реагентов; непрерывность или периодичность процесса; удобство монтажа и ремонта аппарата, простота его изготовления; доступность конструкционных материалов и т. д.

Из всех перечисленных выше факторов агрегатное состояние вещества оказывает наибольшее влияние на принцип действия реактора и определяет конструктивный тип реакторного устройства. Кроме того, от этого фактора зависит выбор организации движения и контакта взаимодействующих фаз, а также некоторых основных и вспомогательных деталей аппарата, таких как питатель, перемешивающее устройство, поверхность теплообмена и т. д.

В соответствии с этим основные принципы классификации химических реакторов следует дополнить принципом фазового состояния перерабатываемых веществ, что позволяет подразделить реакционную аппаратуру на группы, систематизация которых приведена в табл. 17.2.

Наиболее сложны по устройству и действию реакторы для проведения гетерогенных (гетерофазных) каталитических процессов. Их можно классифицировать по фазовому состоянию реагентов и по способу создания контакта между ними и катализатором (табл. 17.3).

Особенности контактных аппаратов, находящих наибольшее применение в промышленности, в значительной степени зависят от конструктивного оформления теплообменных устройств и способа отвода или подвода теплоты. Примером служат реакторы с неподвижным слоем катализатора, которые могут быть использованы для проведения почти всех типов каталитических реакций: аппараты с периодическим подводом и отводом теплоты; аппараты с внешними теплообменниками; аппараты с внутренними теплообменниками — полочные (ступенчатый теплообмен); трубчатые (непрерывный теплообмен); комбинированные.

В настоящее время в технике проведения каталитических гетерофазных процессов вместо неподвижного слоя катализатора широко внедряются реакторы со взвешенным (кипящим, псевдооживленным) слоем катализатора.

В химической и смежных с ней отраслях промышленности начали широко использовать химические реакции в системе газ — жидкость (например, окисление, гидрогенизация углеводородов).

Таблица 17.3

Классификация реакторов для гетерогенных (гетерофазных) каталитических процессов

Фазовый состав реакционной смеси		Конструктивный тип аппарата
Реагент	Катализатор	
Газ	Твердое тело	Контактные аппараты поверхностного контакта, с неподвижным, со взвешенным и с движущимся слоем катализатора
Жидкость	Твердое тело	Контактные аппараты с неподвижным, со взвешенным слоем катализатора, с потоком взвеси катализатора и жидкости, аппараты с мешалкой
Газ и жидкость	Жидкость или суспензия	Колонные аппараты с насадкой, плочные, аппараты с мешалкой
Испаряющаяся жидкость	Жидкость	Аппараты с распылительными устройствами, с циркуляционными насосами, с мешалками

Классификация газожидкостных реакторов

Способ создания межфазной поверхности	Конструктивный тип аппарата
Барботаж газа	Барботажные реакторы: колонные, газлифтные, трубчатые, змеевиковые
Механическое диспергирование газа	Реакторы с механическим перемешиванием: аппараты с мешалкой в свободном и в циркуляционном объеме
Пленочное течение жидкости	Пленочные реакторы: со свободной стекающей пленкой, с вихревым, газовым потоком, роторные

Газожидкостные реакторы в зависимости от способа образования межфазной поверхности и конструктивных особенностей классифицируются так, как указано в табл. 17.4.

17.3. ОСНОВНЫЕ КОНСТРУКЦИОННЫЕ МАТЕРИАЛЫ

Для изготовления типовой реакционной аппаратуры используют различные конструкционные материалы, обладающие разнообразными, часто специфическими свойствами. В частности, они должны иметь достаточную механическую прочность, химическую стойкость к коррозионному воздействию исходных веществ и продуктов реакции, обладать хорошей теплопроводностью и малой теплоемкостью, не оказывать каталитического воздействия на процесс химического превращения, иметь достаточно хорошую механическую и термическую обрабатываемость, а также быть доступными и дешевыми.

Все конструкционные материалы, применяемые для изготовления реакционной аппаратуры, можно объединить в две группы: металлы и неметаллические материалы.

Металлы. Наиболее широкое распространение в реакторостроении получили стали и чугуны.

Для изготовления аппаратов используются стали различных марок: углеродистая сталь (фланцы, болты, валы, трубные решетки, корпуса); высококачественная углеродистая сталь (корпуса, днища, детали эмалированной аппаратуры, а также аппаратура, работающая при высоком давлении и при температуре от -40 до $+450^{\circ}\text{C}$ и т. д.); стальное литье (реакторы типа автоклавов, фасонные детали и т. д.); листовая сталь (аппараты, работающие под давлением до 0,6 МПа и температуре 450°C); легированные (специальные) стали — нержавеющие, кислотостойкие, жаропрочные, окислительностойкие и т. д. (аппараты, выдерживающие воздействие кислот или щелочей при нормальной и повышенной температуре); различные специальные сплавы, такие как ферросилид, антихлор и т. д. (аппараты, ра-

Примеры использования некоторых марок сталей для изготовления реакционных аппаратов

Марки стали	Изготавливаемые реакционные аппараты
08/10 Ст2, Ст3	Эмалированные аппараты Аппараты, работающие при атмосферном давлении и комнатной температуре
МСт2, МСт3	Аппараты, работающие под давлением до 0,8 МПа и при температуре до 120°C
15К, 20К, 25К	Аппараты, работающие под давлением до 0,6 МПа и при температуре до 450°C
16М, 15ХМ, 12МХ, 12МФХ	Аппараты, работающие под давлением свыше 0,8 МПа и при температуре до 550°C
X17, X14H14B, 12X5MA	Аппараты для крекинга
1X18H9T, 1X18H11B, X18H10T	Аппараты, работающие при температуре до 1000°C в сильно агрессивных средах (азотная, фосфорная, уксусная кислоты)
1X18H12M3T, 1X1812M2T	Аппараты, работающие в агрессивных средах, содержащих ионы хлора; аппараты для синтеза карбамида

ботающие в условиях воздействия азотной или соляной кислоты).

Использование некоторых марок стали для изготовления реакционной аппаратуры иллюстрируется табл. 17.5.

Наиболее часто применяют следующие марки чугунов: серый чугун (корпуса аппаратов); ковкий и высокопрочный чугун (отдельные детали аппаратов, обладающие высокой прочностью); щелочестойкий чугун (аппараты, работающие в условиях воздействия растворов едкого натра и едкого кали).

Многие цветные и редкие металлы обладают повышенной устойчивостью к действию химически агрессивных сред и потому находят применение при изготовлении химической реакционной аппаратуры. Из цветных металлов наибольшее применение имеют алюминий (аппараты, работающие при воздействии азотной кислоты и температуре $\leq 150^\circ\text{C}$ под нормальным давлением); медь и никель (аппараты, работающие в условиях воздействия горячих химически агрессивных сред).

Из редких металлов, которые в последнее время начинают применять в химическом реакторостроении, чаще других используют тантал (аппаратура, стойкая к воздействию горячей соляной кислоты или смеси соляной и азотной кислот при температуре до 350°C и давлении до 0,7 МПа); титан (облицовка внутренних поверхностей реакторов, работающих в условиях воздействия уксусной кислоты, разбавленной соляной кислоты, растворов хлористого магния и т. д.); цирконий (аппараты, работающие в условиях воздействия щавелевой кислоты, разбавленных минеральных кислот, растворов едкого натра, едкого кали и т. д.)

Для изготовления реакторов используют также двух-слойный конструкционный листовой материал. Основной слой — углеродистая сталь; второй слой (плакирующий) — из цветного или легированного металла — наносится на основной и непосредственно соприкасается с реакционной средой. Тем самым достигается сокращение расхода дефицитного дорогостоящего металла, уменьшение стоимости конструкционного материала при повышении его коррозионной стойкости.

Неметаллические материалы. Наряду с металлами при изготовлении химических реакторов применяют неметаллические материалы (как неорганические, так и органические).

Неорганические материалы — керамика, фарфор, стекло, кислотоупорный бетон и др. — используют для изготовления реакционных аппаратов типа колонн и башен, работающих в условиях воздействия высокоагрессивных сред.

Из органических материалов наиболее часто применяют графити графитовые материалы (аппаратура с повышенными теплопроводными свойствами, устойчивая к воздействию агрессивных сред), а также различные пластические массы — фэолит (коррозионноустойчивая аппаратура, работающая в условиях переменных температур от -30 до $+130^{\circ}\text{C}$), текстолит (мешалки и отдельные детали, устойчивые к воздействию растворов минеральных кислот и солей), стеклотекстолит (отдельные детали, мешалки, работающие в высокоагрессивных средах при больших механических нагрузках), винипласт (отдельные детали, покрытия, работающие в условиях воздействия разбавленных растворов минеральных кислот, солей и щелочей при температурах 60°C), тефлон (детали и покрытия, стойкие к воздействию фтороводородной кислоты, серной и азотной кислот, а также растворителей при температурах до 300°C).

Химические реакторы работают в условиях воздействия химически агрессивных веществ, высоких и низких температур и давлений, а также постоянного изменения концентрации и свойств реагирующих веществ. В этих условиях необходимо обеспечить механическую и химическую стойкость конструкционных материалов, что на практике достигается принятием особых мер для защиты материала реакционной аппаратуры от коррозии. Способы защиты реакторов от коррозии весьма разнообразны и могут осуществляться различными методами.

47.4. УСТРОЙСТВА ДЛЯ ПЕРЕМЕШИВАНИЯ И ТЕПЛООБМЕНА В РЕАКТОРЕ

Перемешивание в химическом реакторе часто является необходимым условием для обеспечения его нормальной работы, высокой производительности и хорошего качества получаемого

продукта. Способы перемешивания и его конструктивное оформление зависят главным образом от агрегатного состояния взаимодействующих веществ.

Перемешивание. Наиболее простыми устройствами являются приспособления для смешения газов, например сопло, инжектор, лабиринтный и каскадный смесители и т. д. Иногда для гомогенизации газовой смеси достаточно простой диффузии взаимодействующих веществ. Приспособления для смешения газов чаще всего устанавливают в одном корпусе с реактором (на выходе или внутри). Действия таких смесителей основаны на перемешивании, путем диффузии в смешанных потоках, инжекции, турбосмешении.

Для перемешивания жидкостей, а также жидкостей с твердыми телами наиболее применим механический способ, осуществляемый с помощью различного типа мешалок (пропеллерной, турбинной, якорной и т. д.) и шнеков. Кроме того, широко используется и пневматическое перемешивание, например с помощью пневматического смесителя или воздушного подъемника. Барботаж широко применяется для перемешивания в системе газ — жидкость. Для реакционных систем, состоящих из газов и твердых тел, предпочтительнее перемешивание при движении слоя твердого материала (движущийся слой, кипящий слой и т. д.).

Теплообмен. Химические реакторы можно охлаждать или нагревать различными методами. Выбор способа теплообмена в реакционном аппарате зависит прежде всего от температурных условий ведения химического процесса, а также от физических, теплофизических и химических свойств теплоносителя.

Различают два основных метода охлаждения или нагревания в реакторе — прямой и косвенный обмен теплотой.

В случае прямого теплообмена передача теплоты в реакторе осуществляется при непосредственном соприкосновении реакционной смеси и теплоносителя по одному из следующих вариантов: 1) необходимую теплоту получают непосредственно в реакторе, например путем экзотермической реакции или электрического разряда; 2) перенос теплоты осуществляют с помощью частичного или полного испарения одного из компонентов реакционной смеси или с помощью эндотермической реакции; 3) теплообмен происходит за счет циркуляции теплоносителя в реакционном объеме.

Например, в полимеризаторах испаряют часть мономера, и при этом происходит поглощение теплоты. Образующиеся пары мономера конденсируют в наружном конденсаторе (дефлегматоре) и снова возвращают в реактор. В процессах крекинга, протекающих в гомогенной фазе, углеводороды нагревают в реакторе до требуемой температуры перегретым водяным паром. При этом вследствие очень большого разбавления реакционной смеси водяным паром падение температуры в про-

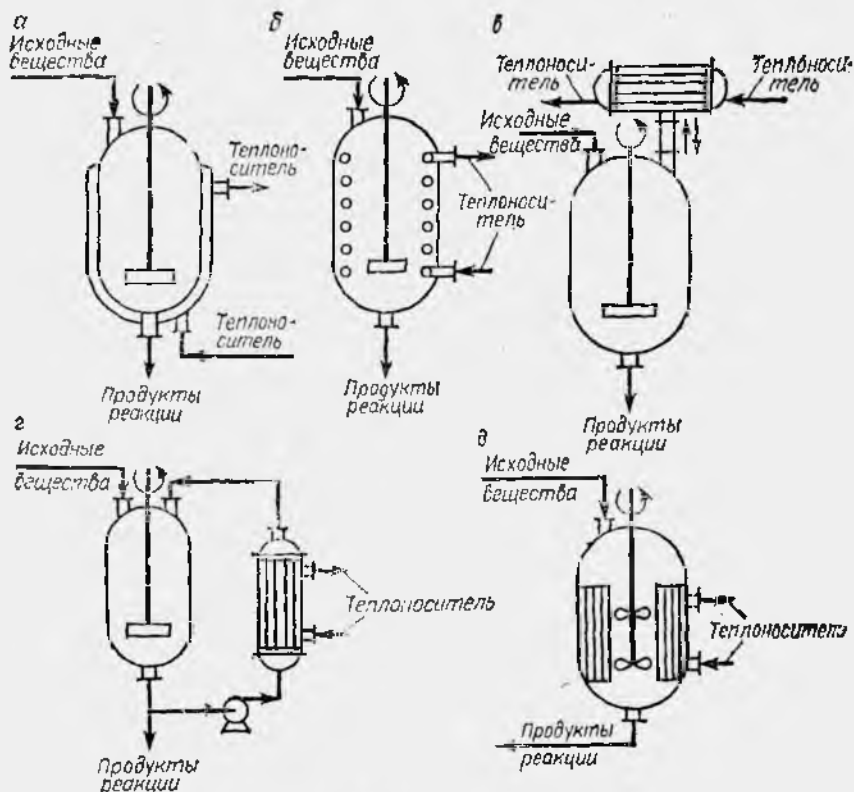


Рис. 17.10. Типы теплообменных устройств в реакторах смешения:

а — аппарат с рубашкой; б — аппарат с внутренним змеевиком; в — аппарат с наружным дефлегматором; г — аппарат с наружным теплообменником; д — аппарат с внутренним теплообменником

цессе минимально. Для окисления оксида азота применяют охлаждение его в потоке холодной жидкости.

При косвенном теплообмене в реакторе теплоноситель и реагирующие вещества разделены между собой непроницаемой стенкой, через которую и происходит обмен тепловой. Поверхности теплообмена могут иметь различные геометрические формы (змеевик, рубашка, кольцо и т. д.) и располагаться как снаружи, так и внутри реактора. Поверхности теплообмена в реакционном пространстве, т. е. внутри реактора, используют в тех случаях, когда существует опасность коррозии, образования осадка или когда необходимо перемешивание реагирующих веществ.

Обогрев или охлаждение реактора снаружи в большинстве случаев осуществляется через рубашку.

В качестве примеров на рис. 17.10—17.13 приведены некоторые наиболее распространенные способы организации тепло-

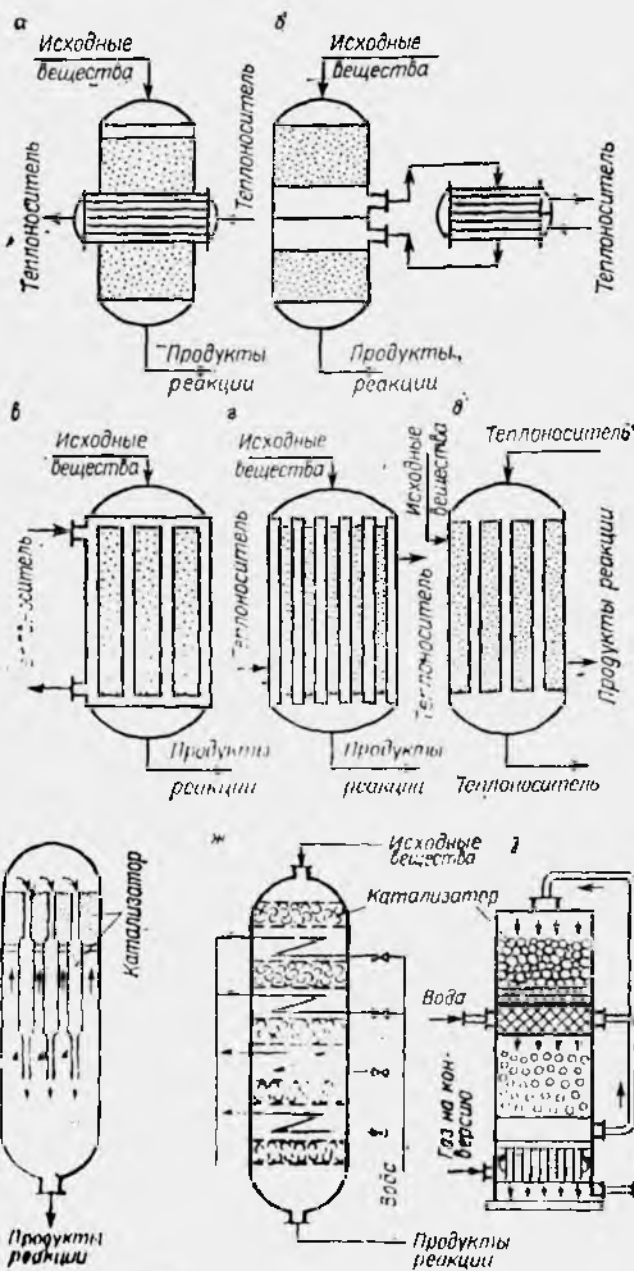


Рис. 33.11. Типы теплообменных устройств в реакторах вытеснения.

а — аппарат с внутренним теплообменником; б — аппарат с наружным теплообменником; в — аппарат с катализатором в трубках; г — аппарат с катализатором в трубках; д — аппарат с катализатором в трубках; е — аппарат с катализатором в трубках; ж — аппарат с катализатором в трубках и водяными рубашками; з — аппарат (конвертор) с впрыскиванием

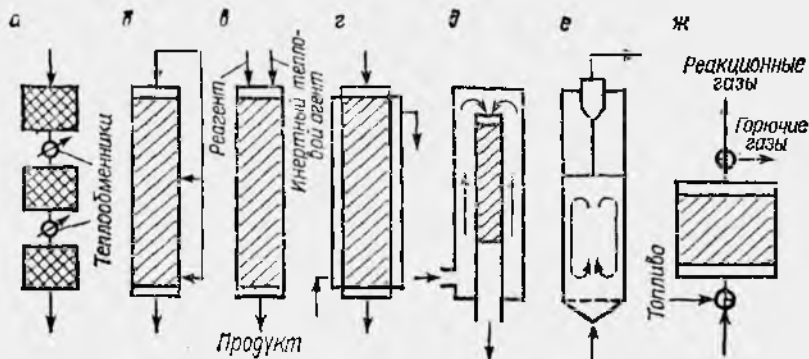


Рис. 17.12. Способы обеспечения оптимальных температур в реакторах:

а — разделение на адиабатические секции; б — добавление холодных реагентов; в — введение инертного теплового агента; г — косвенный теплообмен; д — прямой теплообмен с реагентом; е — использование движущегося (взвешенного слоя); ж — регенеративный теплообмен

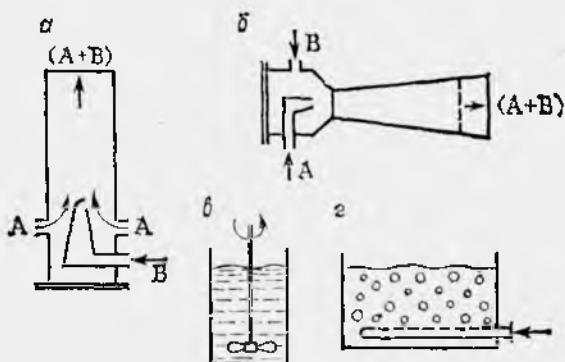


Рис. 17.13. Типы перемешивающих устройств в химических реакторах: а — сопло; б — горелка; в — мешалка; г — пневматический смеситель.

обмена и теплообменные устройства, применяемые в реакторах смешения и вытеснения, а также некоторые приспособления для перемешивания взаимодействующих веществ,

17.5. СРАВНЕНИЕ И ВЫБОР ТИПА РЕАКТОРА

Сравнение и выбор определенного типа реактора — сложная техническая задача, для решения которой необходим совместный анализ большого числа технологических и экономических факторов.

Одна из важнейших характеристик реактора — величина его удельной производительности, численно равная количеству основного продукта, получаемого с единицы реакционного объема в единицу времени (в случае гетерогенно-каталитических реакций объем продукта можно относить к единице массы катализатора). Удельная производительность может иметь различные единицы измерения: $\text{кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{с})$, $\text{кг}/(\text{кг} \cdot \text{с})$ или $\text{кмоль}/(\text{м}^3 \cdot \text{с})$, $\text{кмоль}/(\text{кмоль} \cdot \text{с})$.

Величина удельной производительности реактора связана непосредственно с кинетикой химического процесса и типом реактора. Для различных типов химических реакторов эта характеристика неодинакова. Сравнение непрерывнодействующего реактора и реактора периодического действия показывает, что для достижения одной и той же величины удельной производительности в аппаратах требуется разное время. В последнем случае к чистому времени химического процесса τ необходимо добавить дополнительное время τ_0 , связанное с периодичностью процесса и непроизводительными затратами времени (загрузка, выгрузка, охлаждение, разогрев и др.). Влияние дополнительного времени сильнее всего проявляется при проведении быстрых химических превращений, что делает явно невыгодным использование в этом случае периодического реактора. Однако для реакций, протекающих медленно и в малом объеме, реакторы периодического действия распространены достаточно широко.

Известно, что количество теплоты, которое выделяется или поглощается в химическом процессе, всегда пропорционально количеству реагирующих веществ или, что то же самое, реакционному объему. Вместе с тем количество теплоты, подводимое или отводимое из реакционного объема, должно быть пропорционально поверхности теплообмена реактора. В свою очередь объем реактора и площадь его поверхности неодинаково зависят от основного размера аппарата — его диаметра. Объем аппарата пропорционален его диаметру в третьей степени, а площадь поверхности — только во второй. Отсюда следует, что с увеличением размеров аппарата (его реакционного объема) уменьшается удельный теплообмен в нем, т. е. количество теплоты, приходящееся на единицу объема реактора. Поэтому с увеличением реакционного объема тепловые условия работы реактора должны приближаться к адиабатическим, а в небольшом по размеру реакторе — наоборот, к изотермическим. Это значит, что при ограниченном (неинтенсивном) теплообмене с окружающей средой на практике целесообразно использовать реакторы большого размера (аппараты с большими реакционными объемами), а при интенсивном — наоборот, с малыми реакционными объемами (небольшие аппараты). При выборе типа реактора основное значение имеют анализ кинетических факторов, их взаимосвязь, а также механизм процесса.

Сравнение выхода продукта в непрерывнодействующих реакторах идеального смешения и вытеснения (или периодически действующего реактора идеального смешения), а также их реакционных объемов при постоянной степени превращения показывает, что в случае последовательных реакций целесообразно использовать реактор периодического действия или вытеснения. Однако если необходимо иметь интенсивный тепло- и массообмен между реагирующими веществами, то можно применить каскад реакторов с перемешиванием (при незначительном снижении выхода). Для последовательных реакций, когда продуктом служит промежуточное вещество, объем реактора вытеснения всегда меньше объема реактора смешения (при одинаковой степени превращения). Таково же соотношение между реакционными объемами реакторов в том случае, когда скорость реакции уменьшается вследствие накопления продуктов и, наоборот, когда по мере накопления продуктов скорость реакции возрастает (например, при автокаталитической реакции).

Для проведения простых реакций первого порядка в каскаде аппаратов идеального смешения их реакционные объемы должны быть постоянны, а когда реакции сложные и порядок основной реакции выше, чем побочных реакций, объемы аппаратов в каскаде постепенно увеличиваются. При дальнейшем понижении концентраций исходных веществ требуется меньший реакционный объем аппаратов смешения, чем объем аппарата вытеснения.

Для реакций, протекающих длительное время (например, полимеризации), наименьший реакционный объем будет при использовании каскада аппаратов с перемешиванием. Когда температура реакционной среды постоянна, а скорость превращения не зависит от состава реакционной смеси, величина необходимого реакционного объема аппарата не зависит от гидродинамического типа.

Относительная эффективность аппаратов вытеснения и смешения для реакций различных порядков приведена на рис. 17.14. Видно, что ее различие тем больше, чем выше степень превращения и порядок реакции. Следовательно, наиболее высокопроизводительны в большинстве случаев реакторы непрерыв-

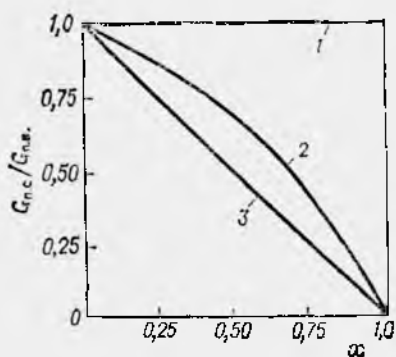


Рис. 17.14. Относительная эффективность реакторов смешения и вытеснения для реакций различных порядков:

1 — нулевой; 2 — первый; 3 — второй; $G_{п.с.}$ — производительность реакторов смешения и вытеснения, соответственно; x — степень превращения

ного действия идеального вытеснения. Вместе с тем широкое распространение гетерогенных процессов, особенно сопровождаемых интенсивными эндотермическими реакциями, требует применения аппаратов с интенсивным перемешиванием взаимодействующих фаз. Для увеличения производительности таких аппаратов широко используют их секционирование или организацию каскада последовательно соединенных аппаратов. При выборе и сравнении реакторов по кинетическим характеристикам процесса часто пользуются зависимостью между величиной обратной скорости реакции и степенью превращения вещества. Этот метод позволяет подобрать оптимальный по производительности вариант аппаратурного оформления процесса для кинетического уравнения практически любого типа реакции.

Большое влияние выбор типа реактора оказывает на селективность процесса, качество получаемого продукта, что объясняется прежде всего разным характером распределения концентраций реагентов и продуктов в реакционном объеме аппарата. Это особенно важно учитывать при проведении последовательных и параллельных реакций разного порядка. Например, при реакции полимеризации от типа реактора может в большой степени зависеть распределение молекулярных масс образующихся полимеров. Объясняется это тем, что реакция имеет вероятностный многостадийный характер (активация, образование цепи, ее рост, обрыв) и, следовательно, на качество продукта (распределение по молекулярным массам) основное влияние оказывают время пребывания и изменение концентрации в реакционном объеме. Эти факторы изменяются по-разному в реакторах различного типа. Например, в реакторе вытеснения трудно обеспечить высокое качество продукта, так как большой диапазон изменения времени пребывания по сечению аппарата при наличии высокой вязкости среды создает резкую разницу в степени полимеризации у стенки аппарата и по его осн. Поэтому наиболее распространенным типом реактора для таких процессов является аппарат смешения или каскад из таких аппаратов.

В заключение следует отметить, что существует общее правило, по которому на основе вида кривой степень превращения — селективность устанавливают связь между избирательностью химического процесса и его аппаратурным оформлением. Если эта зависимость нисходящая, то следует выбирать либо аппарат смешения периодического действия, либо аппарат вытеснения, а для реакций с возрастающей зависимостью — аппарат смешения непрерывного действия.

Однако на избирательность химического процесса большое влияние может оказывать также способ подачи реагирующих веществ в аппарат. Например, все реагенты вводятся одновременно для сохранения высоких концентраций, и, наоборот,

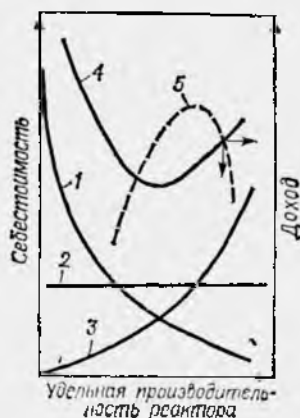
Выбор типа реактора по селективности и способу введения реагентов

Таблица 17.6

Тип реакции	Реактор периодического действия	Реактор вытеснения	Реактор смешения
$A + (B) \rightarrow \begin{cases} C \\ D \end{cases}$ $A \xrightarrow{(+B)} C \xrightarrow{(+B)} D$			
$A(+B) \rightarrow \begin{cases} C \\ D \end{cases}$ $A + B \rightarrow \begin{cases} C \\ D \end{cases}$			
$A \rightarrow \begin{cases} (+B) C \\ (+A) D \end{cases}$ $A \xrightarrow{(+B)} C \xrightarrow{(+B)} D$			

Рис. 17.15. Зависимость экономических показателей от удельной производительности реактора:

1 — затраты на амортизацию и обслуживание; 2 — условно-постоянные расходы; 3 — переменные затраты; 4 — себестоимость; 5 — доход



постепенно вводятся для обеспечения низких концентраций, одновременно загружается один реагент и постепенно подается другой при сильно эндотермических превращениях. Оптимальные по селективности основные типы реакционных аппаратов и способы введения в них реагентов представлены в табл. 17.6, из которой следует, что выбор реактора тесно связан с механизмом сложной реакции, с отношением порядков основной и побочных реакций.

Кроме кинетических закономерностей процесса, которые являются одним из главных факторов при выборе и сравнении типов реакционных аппаратов, во многих случаях следует учитывать и экономическую эффективность: зависимость себестоимости продукта и ее слагаемых, а также доход от удельной производительности реактора (рис. 17.15). Эта необходимость объясняется тем, что, как было показано ранее, технологические условия (концентрация, температура, давление, соотношения реагирующих потоков и др.) могут по-разному влиять на такие показатели, как степень превращения, селективность, удельная производительность реактора, а следовательно, и на себестоимость продукта.

17.6. ПРИМЕРЫ АППАРАТУРНОГО ОФОРМЛЕНИЯ РЕАКТОРНЫХ ПРОЦЕССОВ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

Ниже рассмотрено аппаратное оформление различных реакторных процессов технологии неорганических и органических веществ [12 -14].

Реакторы технологии неорганических веществ. Колонна синтеза аммиака под средним давлением (рис. 17.16) представляет собой аппарат контактного типа непрерывного действия, имеющий форму стального цилиндра с внутренним диаметром 1—1,5 м, толщиной стенки до 175 мм и высотой 13 м. В верхней части аппарата расположена катализаторная коробка с колосниковой решеткой, на которую загружается масса катализатора. Для поддержания равномерного теплообмена (распределения температур) в слое катализатора в него погружены теплообменные устройства типа двойных трубок. Нижняя часть аппарата выполнена как многотрубчатый теплообменник, что обеспечивает автотермичность процесса

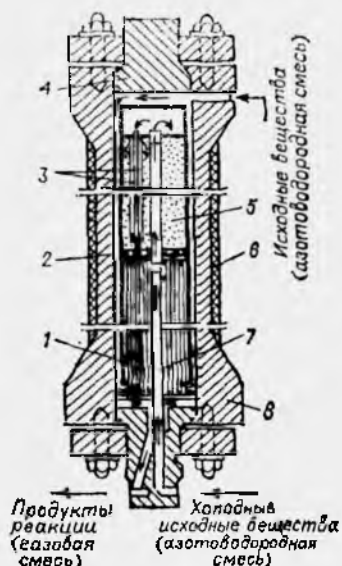


Рис. 17.16. Колонна синтеза аммиака под средним давлением:

1 — теплообменник; 2 — колосниковая решетка; 3 — теплообменные трубки; 4 — крышка; 5 — катализаторная коробка; 6 — тепловая изоляция; 7 — центральная трубка; 8 — корпус колонны

синтеза аммиака. Исходные продукты (азотоводородная смесь) поступают сверху, движутся по кольцевому пространству между корпусом и катализаторной коробкой (для снижения температуры стенок корпуса) и далее попадают в межтрубное пространство теплообменника, где нагреваются теплотой прореагировавшего газа, идущего по трубам вниз. Затем реакционная смесь вводится через центральную трубку в верх катализаторной коробки, распределяется по двойным трубкам и проходит через слой катализатора в нижнюю часть аппарата, в теплообменник, откуда выводится готовый продукт (газовая смесь, содержащая 16—20 % аммиака).

Дополнительное регулирование температур в колонне осуществляется холодной азотоводородной смесью, подаваемой непосредственно в катализаторную коробку.

Колонна синтеза изготавливается из хромованадиевой стали, снабжена хорошей тепловой изоляцией. Производительность колонны — до 150 т/сутки и более при рабочем давлении 30 МПа.

Контактный аппарат, работающий под атмосферным давлением (рис. 17.17), применяется в производстве разбавленной азотной кислоты, работает непрерывно при нормальном давлении с верхней подачей исходных продуктов (аммиачно-воздушной смеси).

Газовая смесь поступает в картонный фильтр, состоящий из ряда кассет, расположенных в верхней части аппарата. После этого исходная смесь через специальные окна и входной конус направляется на катализаторные сетки.

Для более равномерного распределения газового потока по поверхности ка-

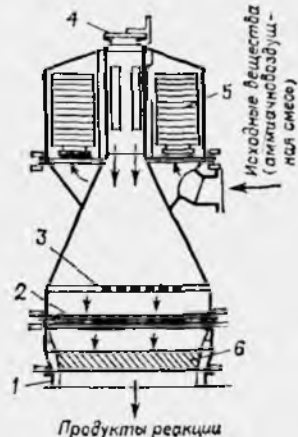
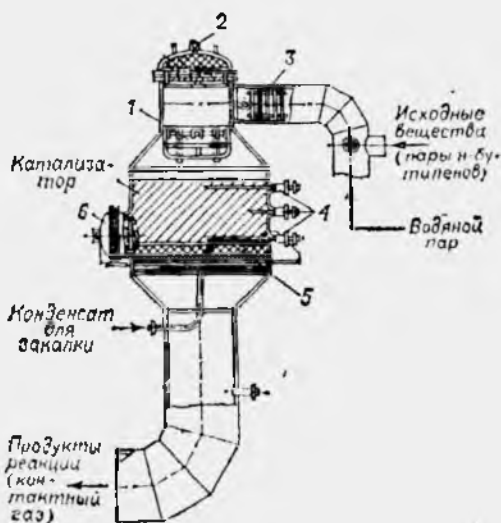


Рис. 17.17. Контактный аппарат, работающий под атмосферным давлением:

1 — нижняя часть аппарата, соединенная с парогенератором; 2 — катализаторная сетка; 3 — распределительная решетка; 4 — предохранительный клапан; 5 — картонный фильтр; 6 — слой металлических колец

Рис. 17.18 Реактор (адиабатический конвертор) для дегидрирования *n*-бутенов:

1 — съемная корзина с насадочными кольцами; 2 — люк для загрузки катализатора; 3 — устройство для смешения паров воды и *n*-бутенов; 4 — термпары; 5 — слой насадочных колец; 6 — люк для выгрузки катализатора



катализатора и поддержания одинаковой температуры устанавливается специальная распределительная решетка диаметром 300 мм. Рабочая часть аппарата, называемая конвертором, имеет диаметр 2800 мм и состоит из трех катализаторных сеток общей площадью 24 м². Сетки выполнены из платино-палладиево-родниковой нити диаметром 0,09 мм с числом отверстий 1024 шт. на 1 см² поверхности. Они поддерживаются специальными устройствами (типа колосников), под которыми на решетке расположен слой высотой 250 мм из металлических колец размером 32 × 32 мм. Назначение этого слоя состоит в аккумуляции теплоты и улавливании частиц платиновой пыли. Аккумуляция теплоты значительно облегчает пуск аппарата после его кратковременной остановки.

Нижняя часть рабочего объема реактора непосредственно соединяется с теплообменным устройством (например, котлом-утилизатором) и имеет жаростойкую футеровку.

Безопасность работы при повышении давления в системе обеспечивается предохранительным клапаном, находящимся в верхней части редуктора. Суточная производительность такого аппарата составляет 20 т окисляемого аммиака или 50 т азотной кислоты.

Реакторы технологии органических веществ. Реактор (адиабатический конвертор) для дегидрирования *n*-бутенов (рис. 17.18) относится к аппаратам полупериодического действия (периодическое переключение на регенерацию катализатора горячим воздухом). По конструктивному устройству он представляет собой цилиндрическую камеру, заполненную в нижней части слоем колец, а в верхней — слоем катализатора.

Процесс дегидрирования является эндотермическим и требует подвода теплоты с перегретым водяным паром, который смешивается с исходной смесью в специальном устройстве, расположенном при входе в верхнюю часть аппарата,

Для улучшения условий работы слоя катализатора под ним размещают объемную корзину с насадочными кольцами. Образующийся продукт (контактный газ с содержанием бутадиена 80—85 % в расчете на прореагировавший газ) выводится из нижней части аппарата. Реактор обеспечивает протекание процесса с отклонением от оптимальной температуры до $\pm 25^{\circ}\text{C}$.

Реактор типа многосекционной колонны для полимеризации и поликонденсации (рис. 17.19) применяют в процессах получения полистирола и фенолоформальдегидных смол. Он представляет собой аппарат смешения непрерывного действия, состоящий из нескольких последовательно соединенных между собой секций, каждая из которых снабжена мешалкой (с общим

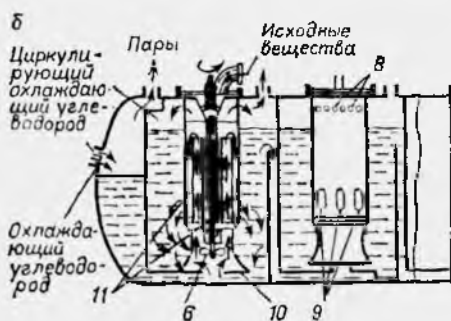
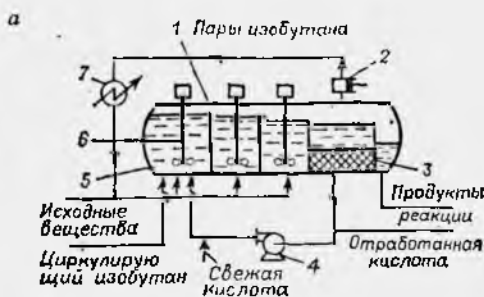
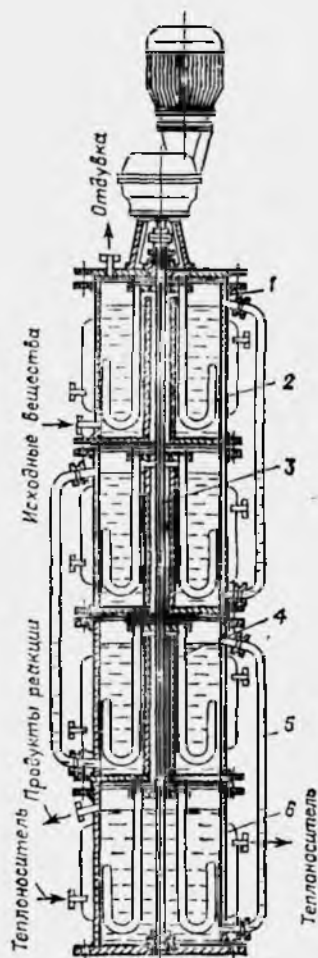


Рис. 17.19. Реактор типа многосекционной колонны для полимеризации (получение полистирола) и поликонденсации (получение фенолоформальдегидных смол):

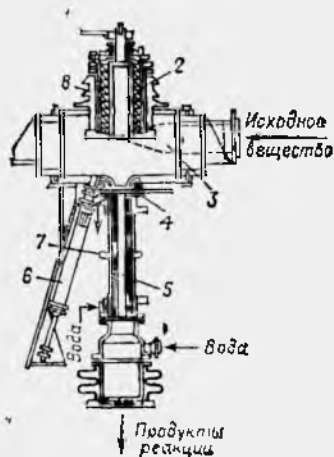
1 — секция; 2 — мешалка; 3 — вал; 4 — патрубок; 5 — переточная трубка; 6 — охлаждающая рубашка

Рис. 17.20. Многосекционный реактор алкилирования:

а — общая схема; б — отдельная секция; 1 — корпус; 2 — компрессор; 3 — слой насадочных колец; 4 — насос; 5 — секция; 6 — пропеллерная мешалка; 7 — теплообменник; 8 — отверстие для отвода паров; 9 — отверстия для отвода реагирующих веществ; 10 — диффузор; 11 — трубки

Рис. 17.21. Электродуговая реакционная печь для получения ацетилена из углеводородов:

1 — шина; 2 — электрод; 3 — реакционная камера; 4 — заземленный электрод; 5 — реакционная труба; 6 — пусковой электрод; 7 — компенсатор; 8 — фарфоровый изолятор



илом) и рубашкой для обогрева или охлаждения. Реакционная смесь постепенно проходит через все секции, перемещаясь по специальным переточным трубкам.

Аппарат целесообразно использовать только для осуществления процессов химического превращения с малыми скоростями.

Многосекционный реактор алкилирования (рис. 17.20) представляет собой последовательно секционированный аппарат со ступенчатым (точечным) подводом реагентов. Секционирование сокращает необходимый реакционный объем, количество циркулирующего сырья и позволяет более полно обрабатывать серную кислоту. Особенность аппарата этого типа заключается в том, что тепло отводится за счет частичного испарения сырья (изобутана).

Циркулирующий изобутан и серная кислота проходят последовательно через все секции, а исходный продукт (бутилен) разделяется на отдельные потоки в каждую из секций. Секции снабжены погружными насосами. Температура процесса регулируется скоростью испарения изобутана. Готовый продукт (углеводород) в отстойной (последней) секции отделяется от кислоты.

Электродуговая реакционная печь для получения ацетилена из углеводородов (рис. 17.21) представляет собой электродуговой реактор непрерывного действия. Исходные продукты вводят в цилиндрическую камеру по касательной под давлением 0,15 МПа. В камере газовый поток совершает вращательные движения со скоростью до 100 м/с и под действием электрической дуги разогревается до 1600 °С. Далее реакционную смесь направляют в вертикальную камеру (трубу), которую она проходит со скоростью 600 м/с. Образовавшиеся продукты на выходе быстро охлаждаются водой (закалка).

Реактор потребляет мощность 7000 кВт и имеет производительность 4000 т ацетилена в год при степени превращения метана 50 %.

МЕХАНИЧЕСКИЕ ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ

ГЛАВА 18

ИЗМЕЛЬЧЕНИЕ ТВЕРДЫХ МАТЕРИАЛОВ

18.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ

В настоящей главе рассматриваются процессы механического измельчения твердых материалов, используемых в химических производствах [15].

В многотоннажных отраслях промышленности (например, в цементной и угольной, в гидрометаллургии, в важнейших производствах пищевых продуктов — муки, сахара, растительных масел и т. д.) измельчение является одним из основных технологических процессов, причем наиболее энергоемких.

В нашей стране подвергается измельчению более полутора миллиардов тонн в год различных материалов, на что затрачивается почти половина общего количества вырабатываемой энергии. Потому с техникоэкономической точки зрения следует всегда руководствоваться принципом: «не дробить ничего лишнего». Это значит, что необходимо строго регламентировать процессы подготовки твердого сырья (по размерам частиц) соответствующими стандартами, а также качество изготавливаемого продукта по его дисперсности.

В табл. 18.1 приведены существующие классы измельчения и их средние характеристики (в зависимости от размеров частиц исходного и измельченного материала). Эти характери-

Таблица 18.1

Классы измельчения твердых материалов

Класс измельчения	Размер кусков до измельчения $d_{\text{н}}$, мм	Размер кусков после измельчения $d_{\text{к}}$, мм	Удельный расход энергии на измельчение $N_{\text{уд}}$, кВт·ч/т материала
Дробление:			
крупное	1000	125—250	} 2—5
среднее	250	20	
мелкое	20	1—5	
Помол:			
грубый	1—5	0,1—0,04	} 50—150
средний	0,1—0,04	0,005—0,015	
тонкий	0,1—0,04	0,001—0,005	
коллоидный	< 0,1	< 0,001	500—1000

Примечание. Данные по удельному расходу энергии на измельчение 1 т материала приведены для минерального сырья в производстве пигментов и наполнителей.

стики могут несколько отличаться в различных отраслях промышленности.

Например, *степень измельчения* i , как правило, выражают отношением суммарной поверхности частиц продукта (измельченного, конечного материала) F_k к суммарной поверхности частиц исходного (начального) материала F_n :

$$i = F_k / F_n. \quad (18.1)$$

Величины поверхностей F_k и F_n определяют ситовым анализом: поверхность всех частиц каждой фракции (снятой с сита, отверстия в котором имеют определенный размер) находят по ее массовому количеству G (в кг), среднему размеру d (в м) частиц и их плотности ρ (в кг/м³). Сначала определяют число частиц в одной фракции $n = G / (\rho d^3)$, а затем, приняв поверхность одной частицы за поверхность равновеликого куба, т. е. $f = 6d^2$, находят $F = nf = 6G / (d\rho)$, а суммарная поверхность частиц всех фракций пробы

$$F_{\text{к.п.}} = F_1 + F_2 + \dots + F_j. \quad (18.2)$$

Приблизленно степень измельчения можно найти по отношению средних размеров частиц до и после измельчения.

Если d_n и d_k — начальный и конечный размеры (наибольшие) кусков материала, то линейная степень измельчения:

$$i = d_n / d_k. \quad (18.3)$$

Объемная степень измельчения:

$$i_{\text{об}} = d_n^3 / d_k^3. \quad (18.4)$$

Часто для характеристики измельченного материала используют так называемый *предел крупности*: верхний ($+d_1$), нижний ($-d_2$). Это означает: не мельче d_1 и не крупнее d_2 .

Степень измельчения зависит от прочности материала (чем прочнее материал, тем меньше должно быть отношение i), его твердости (абразивности) и хрупкости.

Соблюдают следующие значения i : при измельчении крупных и средних кусков $i = 3 \div 8$, мелких — $i = 10 \div 30$ (и более).

Прочность при сжатии и изломе оценивается для различных категорий материалов по приближению (в Па $\cdot 10^5$): материалы с низкой механической прочностью — менее 100; особо мягкие материалы — 100—500; мягкие материалы — 500—1000; материалы средней прочности — 1000—1500; прочные материалы — 1500—1800; очень прочные материалы — более 1800.

Твердость (абразивность) материалов влияет не только на степень измельчения, но и на износ рабочих частей измельчающих машин. Твердость оценивается по 10-балльной шкале Мооса. Начало шкалы Мооса (0 баллов) относится к твердости талька, конец шкалы (10 баллов) — к алмазу. Например, для некоторых материалов твердость в баллах: графит — 0,5—1;

сульфат кальния (гипс) — 1,6—2,5; барит, доломит — 3—4; мрамор — 4—5; кварц — 7 (в зависимости от характера кристаллической структуры).

Хрупкость материалов оценивают по способности разрушаться при механическом воздействии без явной пластической деформации. Хрупкость некоторых материалов зависит от температуры. Следует также отметить, что измельчаемые материалы обычно обладают значительной неоднородностью прочностных свойств и анизотропностью структуры. Чем меньше размер куска (частицы), тем больше его прочность. При измельчении единичных кусков расходуется энергии примерно в 20 раз меньше, чем при коллективном измельчении материала с различной крупностью.

18.2. МОДЕЛИ МЕХАНИЗМА ИЗМЕЛЬЧЕНИЯ

Все известные теории измельчения основаны на оценке расхода энергии на измельчение, являющегося основной характеристикой процесса (рис. 18.1). Наибольшее распространение получили: 1) поверхностная (теория Риттингера); 2) объемная (теория В. Л. Кирпичева¹⁾).

Поверхностная теория исходит из предположения, что работа, затрачиваемая на измельчение, пропорциональна размеру вновь образованной поверхности обрабатываемого материала.

Так как удельная поверхность кусков (или зерен) материала обратно пропорциональна их линейным размерам d (в м), то *удельная работа измельчения* A (в Дж/м³) выражается формулой:

$$A = K \left(\frac{1}{d_k} - \frac{1}{d_n} \right), \quad (18.5)$$

где d_k и d_n — конечный и начальный размер кусков, соответственно; K — опытный коэффициент затрат работы в Дж на 1 м² поверхности материала, образующейся при измельчении (зависит от физических свойств обрабатываемого материала).

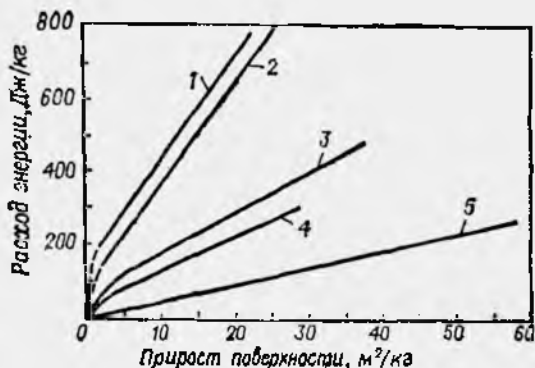
Формулу (18.5) иногда представляют в виде:

$$A = F A_{уд} = 6 A_{уд} d_n^2 (i - 1). \quad (18.6)$$

Здесь $F = 6 d_n^2 (i - 1)$ — вновь образованная при измельчении поверхность (если представлять кусок измельчаемого материала в форме куба с ребром d_n); i — степень измельчения; $A_{уд}$ — постоянная для данного материала удельная работа, затрачиваемая на образование единицы новой поверхности [аналог K в уравнении (18.5)].

¹⁾ Объемную теорию, предложенную В. Л. Кирпичевым в 1874 г., во многих руководствах по измельчению называют теорией Кика, Кик описал ее позднее, в 1885 г.

Рис. 18.1. Зависимость удельного расхода энергии от прироста поверхности при измельчении (по опытным данным): 1 — стекло; 2 — сланец; 3 — каменный уголь; 4 — тяжелый шпат; 5 — бурый уголь



Теория Риттингера приемлема в случаях мелкого и тонкого измельчения материала истиранием, иногда резанием или распиливанием (когда можно считать, что объем измельчаемого материала не влияет на расход энергии).

Объемная теория предполагает, что расход энергии на измельчение пропорционален объему (или массе) куска материала, так как при измельчении работа тратится на деформации, предшествующие разрушению.

Согласно объемной теории, отношение работ A_1 и A_2 , затраченных на измельчение двух кусков, имеющих объемы V_1 и V_2 , равно:

$$A_1/A_2 = V_1/V_2 = G_1/G_2. \quad (18.7)$$

Исходя из закона Гука, работу деформации (в Дж) материала при сжатии можно рассчитать по формулам:

$$A_1 = \frac{\sigma_v^2 V_1}{2E} = \frac{\sigma_v^2 G_1}{2E\rho}; \quad (18.8) \quad A_2 = \frac{\sigma_v^2 V_2}{2E} = \frac{\sigma_v^2 G_2}{2E\rho}, \quad (18.9)$$

где σ_v — временное сопротивление сжатию, Па; E — модуль упругости материала, Па; G_1 и G_2 — массы кусков измельчаемого материала, кг; ρ — плотность материала, кг/м³.

Объемная теория достаточно хорошо согласуется с опытными данными при крупном и среднем измельчении, главным образом при ударе и раздавливании.

Для определения расхода энергии на измельчение материала предложено большое число эмпирических формул, авторы которых пытались учесть недостатки поверхностной и объемной теорий, приблизить результаты расчета к получаемым практическим данным.

Так, например, если в формуле (18.8) или (18.9) заменить σ_v на разрушающее напряжение σ_p (предел прочности), то объем, подлежащий измельчению, можно считать равным $V = a_n^3 - a_n^3$ (при $i \rightarrow \infty$). Тогда работа, затрачиваемая на

измельчение куска объемом d_n^3 до частиц объемов d_k^3 :

$$A_0 = \frac{\sigma_p^2}{2E} (d_n^3 - d_k^3) = \frac{\sigma_p^2 d_k^3}{2E} (i^3 - 1). \quad (18.10)$$

Формула (18.10) нашла применение при расчете расхода энергии только для щековых, копусных и валковых (с гладкими валками) дробилок, причем приходилось корректировать соответствующим образом величину σ_p .

Следует отметить, что величины σ_p , E и i могут колебаться в довольно широких пределах (σ_p и E даже для таких материалов, как чугун, имеют значительные расхождения, не говоря уже о природных материалах).

Таким образом можно заключить, что в определенных условиях обе теории с достаточным приближением соответствуют экспериментальным данным и дополняют друг друга.

На практике для определения удельной полезной работы, которую нужно затратить на дробление и помол единицы объема материала часто используют формулы: 1) для дробления:

$$A_{др} = K_{др} \left(\lg \frac{1}{d_k} - \lg \frac{1}{d_n} \right) G; \quad (18.11)$$

2) для помола:

$$A_n = \sigma_n \left(\frac{1}{d_k} - \frac{1}{d_n} \right) G. \quad (18.12)$$

Здесь $K_{др}$ — эмпирический коэффициент; d_k и d_n — средние размеры кусков измельченного и исходного материала; G — масса измельченного материала; σ_n — коэффициент, учитывающий свойства материала при помоле.

В связи с известными трудностями измерения энергии, расходуемой на измельчение, на практике часто ограничиваются измерением энергии, расходуемой на привод дробилки или мельницы. При этом условно принимают, что между ними существует постоянное соотношение.

18.3. СПОСОБЫ ИЗМЕЛЬЧЕНИЯ

Для измельчения твердых материалов используют различные способы. На рис. 18.2 показаны схемы возможных способов механического измельчения. Наиболее часто из них применяют раздавливание, раскалывание, удар и истирание.

Обычно измельчение осуществляется несколькими способами одновременно. Например, истирание обычно совмещается с раздавливанием, раскалыванием и иногда ударами. Истирание применяют для разрушения мягких и вязких материалов, при этом улучшается тонкое измельчение и перемешивание материала, однако вследствие увеличения расхода энергии происходит износ рабочих элементов измельчителя и, следовательно, загрязнение продукта.

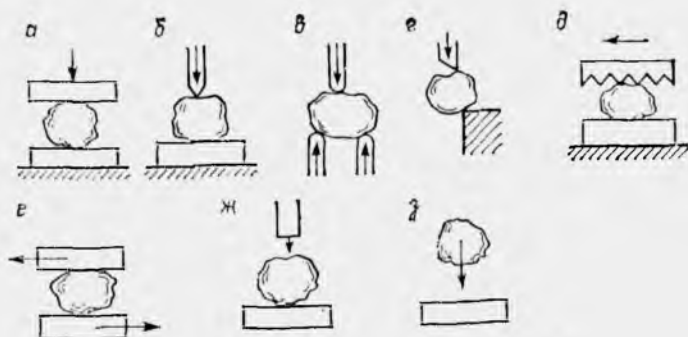


Рис. 18.2. Способы измельчения:

а — раздавливание; б — раскалывание; в — разламывание; г — резание; д — распиливание; е — истирание; ж — стесанный удар; з — свободный удар

Ниже приведены рекомендации по выбору способа измельчения в зависимости от физико-механических свойств материалов:

Способ измельчения	Характеристика материала
Раздавливание, удар	Прочный и хрупкий
Раздавливание	Прочный и вязкий
Удар, раскалывание и истирание	Хрупкий, средней прочности
Истирание, удар и раскалывание	Вязкий, средней прочности

18.4. СХЕМЫ ИЗМЕЛЬЧЕНИЯ

Чем прочнее подвергаемый измельчению материал, тем меньше должна быть степень измельчения i . Если необходимое отношение d_n к d_k превышает рекомендуемые значения i (см. стр. 505), то процесс измельчения проводят в несколько стадий (обычно различными измельчителями). На каждой стадии (рис. 18.3) кроме кусков нужного размера остается часть более крупных кусков и образуется некоторое количество мелочи. В связи с этим после каждой стадии материал подвергают рассеву: более крупные куски возвращаются на повторное измельчение, а куски требуемых размеров поступают на следующую стадию измельчения.

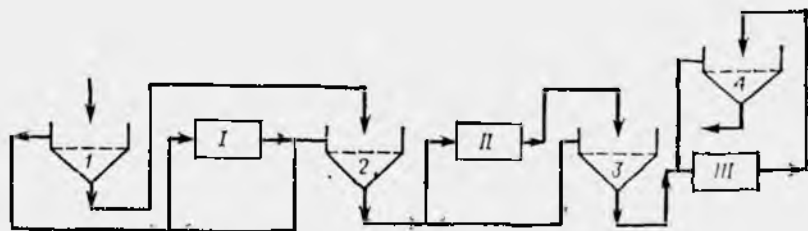


Рис. 18.3. Схема трехстадийного измельчения твердых материалов:

I—III — измельчители; 1—4 — сита для рассева

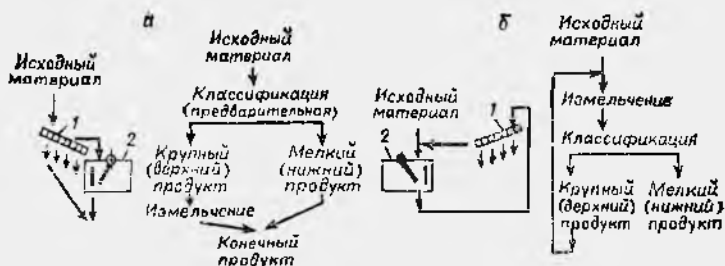


Рис. 18.4. Схемы измельчения в один прием:

а — по открытому циклу; б — по замкнутому циклу; 1 — грохот; 2 — дробилка

Таким образом, установка для измельчения, как правило, состоит из нескольких последовательно расположенных измельчителей, между которыми устанавливают сита (или другие просеивающие или сортирующие устройства) и транспортирующие устройства.

Схемы измельчения могут быть многостадийными или в один прием (рис. 18.4). Цикл их работы может быть открытым или замкнутым.

При измельчении в открытом цикле куски материала проходят через измельчитель только один раз. В открытом цикле проводят крупное и среднее дробление (в случаях, когда не лимитируется точный размер конечного продукта). При наличии мелочи в исходном материале ее предварительно отделяют и присоединяют к конечному продукту.

В замкнутом цикле измельчитель работает вместе с устройствами для рассева и транспортирования. Эти устройства позволяют непрерывно возвращать крупные куски на повторное измельчение. Такая схема применяется при тонком измельчении, когда требуется получить однородный конечный продукт.

При работе по замкнутому циклу можно уменьшить расход энергии на измельчение и повысить производительность оборудования. Количество материала, возвращаемого на повторное измельчение, колеблется в очень широких пределах — от 25 до 600 % исходного материала в зависимости от требований, предъявляемых к качеству продукта. Возврат обычно называют циркуляционной нагрузкой.

Тонкое измельчение или помол можно проводить сухим и мокрым способом. По мокрому способу измельчают водные суспензии материалов.

Измельчение можно также осуществлять: ультразвуковым методом (разрушение кусков вибрацией, резонирующей с их собственной частотой колебаний); гидравлической ударной волной, которая возникает при мгновенном разряде конденсатора; быстрой сменой высоких и низких температур; электрогидравлическим ударом; быстрым изменением давления (после насы-

сильный микропор водой при 200—300 °C); высокотемпературным нагревом (преципитацией) и т. д. Однако большинство новых методов измельчения не нашло промышленного применения.

18.3. ОБОРУДОВАНИЕ ДЛЯ ДРОБЛЕНИЯ

Классификация измельчающего оборудования очень условна. По крупности измельченного продукта измельчители подразделяют на дробилки крупного, среднего и мелкого дробления и на мельницы тонкого и коллоидного измельчения. Оборудование для грубого и среднего помола (см. табл. 18.1) называют и дробилками, и мельницами, так как получаемый в них продукт может быть отнесен к различным классам (например, в литературе вальцовую дробилку часто называют вальцовой мельницей, молотковую мельницу — молотковой дробилкой).

В последнее время за основу классификации измельчителей стали принимать способ измельчения — раскалывание, удар, истирание и т. д. По этому принципу оборудование для измельчения делят на шесть групп: 1) раскалывающего и разламывающего действия; 2) раздавливающего действия; 3) истирающе-раздавливающего действия; 4) ударного действия; 5) ударно-истирающего действия; 6) коллоидные измельчители.

Недостатками такой классификации являются трудность выделения в некоторых конструкциях основного способа измельчения, а также невозможность количественной оценки сопутствующих способов. Например, для оборудования истирающе-раздавливающего действия характерно измельчение ударом и т. д.

Рассмотрим класс измельчителей, предназначенных для крупного и среднего дробления. В большинстве случаев их относят к оборудованию раскалывающего и разламывающего действия. При получении кускового материала они отличаются минимальным выходом мелочи.

Одним из основных классов измельчителей включает щековые, конусные (гирационные) и вальцовые дробилки.

Щековая дробилка (рис. 18.5) раздавливает куски материала между неподвижной щекой 1 и подвижной щекой 3, качающейся на оси 2. Одному обороту вала соответствует полное качание подвижной щеки. Место загрузки материала в дробилку называют *пастью* (зевом), место выхода материала — *пальто*. Максимальный размах подвижной щеки — в шпальте. Ширина выпускного отверстия регулируется устройством, состоящим из двух клиньев.

Наибольший износ наблюдается у щек дробилки (они соприкасаются с измельчаемым материалом). Их защищают от износа пластины, изготовленными из прочной стали с добавками марганца или из отбеленного чугуна.

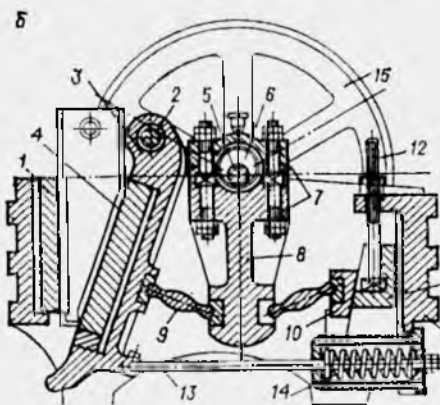


Рис. 18.3. Щековая дробилка:

а — варианты крепления подвижной щеки; б — щековая дробилка с максимальным размахом щеки в дпальте; 1 — неподвижная щека; 2 — ось; 3 — подвижная щека; 4 — съемная плита; 5 — вал; 6 — эксцентрик; 7 — подшипники; 8 — шатун; 9 — распорная плита; 10, 11 — регулировочные клинья; 12 — овал; 13 — тяга; 14 — пружина; 15 — маховое колесо; 16 — станина

Устройство щековой дробилки отличается простотой и надежностью.

Однако наличие неуравновешенных качающихся масс требует установки этой дробилки на солидные фундаменты. При работе щековой дробилки выделяется много пыли, конечный продукт недостаточно равномерен по составу.

Удельный расход энергии (в кВт·ч/т) на измельчение материала для крупных дробилок составляет 1,1; для средних — 1,3; для мелких — 2,2.

Конусная дробилка может быть представлена в нескольких конструктивных вариантах: для крупного, среднего и мелкого дробления (рис. 18.6). Тип дробилки выбирается в результате экономического анализа схемы. Рабочими элементами конус-

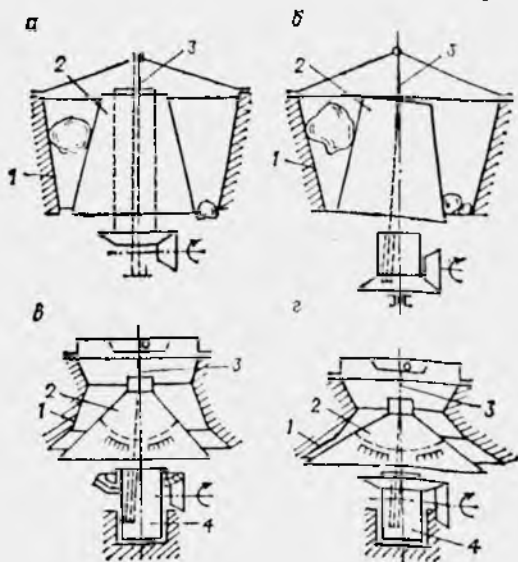
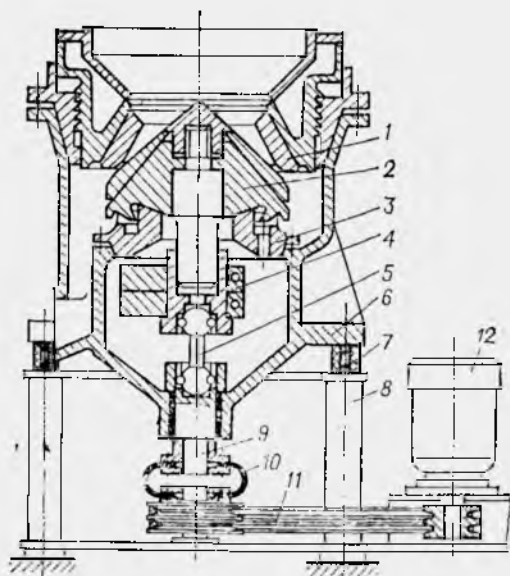


Рис. 18.6. Схемы основных конусных дробилок:

а, б — для крупного дробления; в, г — для среднего дробления; 1, 2 — внешний и внутренний конус, соответственно; 3 — ось; 4 — стокан

Рис. 18.7. Конусная инерционная дробилка:

1 — наружный конус; 2 — внутренний подвижной конус; 3 — сферическая опора; 4 — дебалансный вибратор; 5 — шарнирный вал; 6 — станина; 7 — амортизатор; 8 — опора; 9 — промежуточный вал; 10 — компенсационная цепная муфта; 11 — клиноремennая передача; 12 — электродвигатель



ной дробилки являются поверхности двух конусов, входящих один в другой. Внутренний конус неподвижен, внешний эксцентрично установлен на оси. При вращении внутренний конус дробилки в одной части описываемой им окружности приближается к неподвижному конусу, разрушая материал, а в противоположной части этой окружности измельченный материал высыпается через расширившуюся выходную щель.

За счет непрерывности выхода измельченного материала и большой его равномерности по составу производительность конусных дробилок выше, чем щековых. Однако следует учитывать, что при малых производительностях и большой крупности исходных кусков может оказаться более экономичной щековая дробилка.

Конусная инерционная дробилка, предназначенная для мелкого дробления горных пород, строительных, огнеупорных, абразивных материалов и т. д., приведена на рис. 18.7. Конструкция ее отличается от конструкции известных конусных дробилок применением вибратора дебалансного типа в качестве привода вращающегося конуса. Достоинства конусной инерционной дробилки: 1) обеспечивается степень измельчения до 18 (значение i может регулироваться от 4 до 18)¹⁾; 2) отпадает необходимость сооружения массивных фундаментов; 3) исключается возрастание крупности продукта измельчения при увеличении разгрузочной щели в результате абразивного износа футеровки; 4) обеспечивается пуск и остановка под нагрузкой; 5) исклю-

¹⁾ В обычных конусных дробилках $i = 3 \div 6$.

чается перегрузка приводного механизма при попадании в камеру недробимых тел; 6) снижается удельный расход электроэнергии; 7) загрузка осуществляется самотеком, без дозирующих питателей; 8) сокращается число стадий дробления и т. д.

Конусные инерционные дробилки работают в замкнутом цикле. Их производительность по материалу средней твердости (например, крепкий известняк) для различных типоразмеров находится в пределах от 1 до 150 м³/ч (при влагосодержании исходного материала не более 4 %). Крупность готового продукта — 2—12 мм.

Вальцовые дробилки также применяют для крупного, среднего и мелкого дробления. Материал измельчается между двумя вальцами, вращающимися навстречу друг другу (число вальцов может быть различным). Цилиндрическая поверхность вальцов может быть гладкой, рифленой, ребристой и зубчатой.

В зависимости от свойств исходного материала и вида вальцов степень измельчения i колеблется от 10 до 15 для зубчатых и от 3 до 8 для гладких вальцов. Окружная скорость вальцов — 3—6 м/с.

Схема зубовальцовой дробилки, предназначенной для крупного и среднего дробления хрупких и малопрочных материалов (уголь, кокс, соли и т. д.), представлена на рис. 18.8. Частота вращения вальцов — от 14 до 64 об/мин.

На рис. 18.9 показана гладковальцовая дробилка (раздавливающего действия, если частота вращения обоих вальцов одинакова, и раздавливающего действия с истиранием, если частота вращения вальцов разная).

Средний размер захватываемых вальцами кусков — меньше $0,05D_v$, где D_v — диаметр вальца, м.

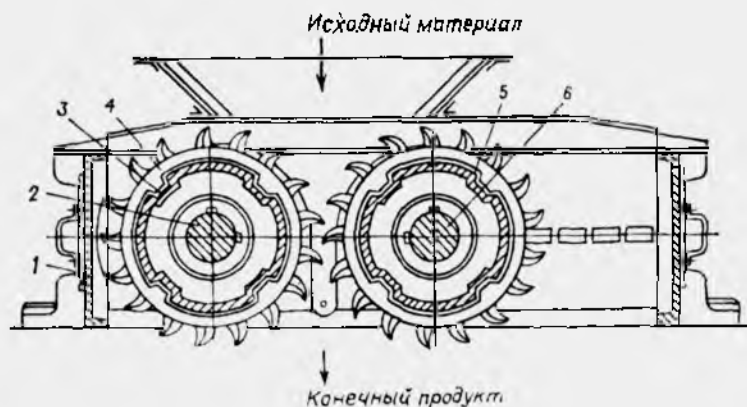


Рис. 18.8. Зубовальцовая дробилка:

1 — рама; 2 — ось нескользящего вальца; 3 — нескользящий валок; 4 — зубчатые кольца; 5 — скользящий валок; 6 — ось скользящего вальца

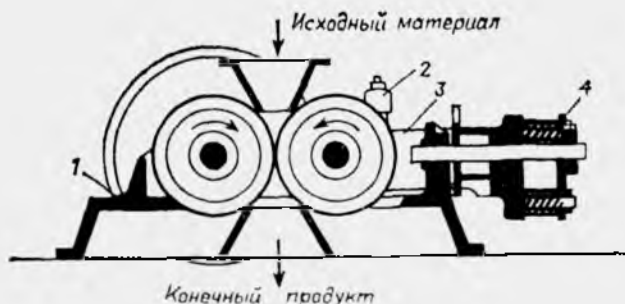


Рис. 18.9. Вальцовая дробилка с гладкими вальцами:
1 — рама; 2 — масленка; 3 — станина; 4 — ограничитель

18.6. ОБОРУДОВАНИЕ ДЛЯ ПОМОЛА

Для измельчения твердых материалов под воздействием ударных нагрузок используют измельчители различных конструкций: молотковые, центробежные, барабанные, пневматические и струйные.

Молотковые мельницы (рис. 18.10) относятся к числу простейших измельчителей ударного действия. Их применяют для измельчения различных хрупких материалов (известняк, полевой шпат, сланцы, гранит, шамот, шлак, уголь и т. д.); степень измельчения $i = 10 \div 15$ (в однороторных мельницах), $d_k \geq \geq 3$ мм.

Производительность молотковых мельниц — 3—500 т/ч. Частота вращения ротора 580—1480 об/мин. Только крупногабаритные мельницы обладают реверсивным движением ротора. Молотковые мельницы бывают одно- и двухроторные, по расположению молотков — одно- и многорядные.

Дезинтеграторы (рис. 18.11) и дисмембраторы (рис. 18.12) — измельчители свободного ударного действия, применяются для измельчения мягких и хрупких материалов с низкой абразивностью (соли, мел, красители, сера, каолин и т. д.).

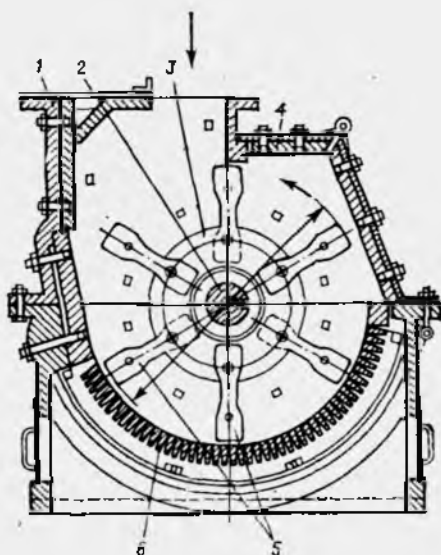


Рис. 18.10. Молотковая мельница:
1 — корпус; 2 — вал; 3 — диск; 4 — отбойная плита; 5 — молотки; 6 — колосниковая решетка

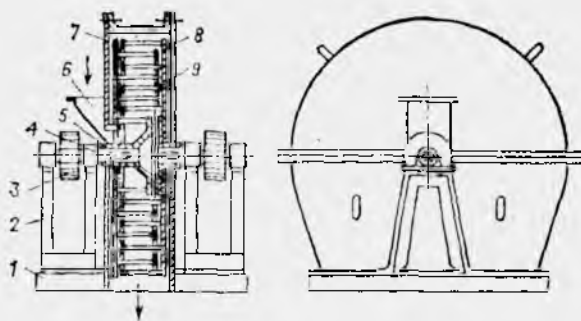


Рис. 18.11. Дезинтегратор:

1 — станина; 2 — стойки с подшипниками; 3 — шкив; 4 — вал; 5 — ступица; 6 — приемная воронка; 7 — ковш; 8 — диск; 9 — вальцы

Дезинтеграторами называют ударно-центробежные мельницы, в которых на двух вращающихся в разные стороны дисках жестко закреплены стержни (пальцы), являющиеся рабочими телами. Каждый ряд стержней одного диска расположен (с небольшим зазором) между двумя рядами стержней другого диска. Частота вращения дисков — 200—1200 об/мин¹⁾. Производительность — 0,5—20 т/ч.

Дисмембраторы отличаются от дезинтеграторов тем, что имеют только один вращающийся диск; второй диск остается неподвижным — это откидная крышка мельницы, по концентрическим окружностям внутренней поверхности которой укреплены ряды стержней различной формы. Частоты вращения диска — 3600—6000 об/мин.

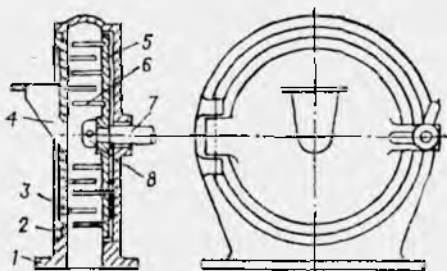
Барабанные мельницы могут быть разных конструкций: шаровые, трубные, стержневые, вибрационные и др. Они представляют собой вращающийся цилиндрический барабан, защищенный изнутри бронированными плитами и заполненный мелющими телами (шары, стержни, диски, морская галька и т. д.). Мелющие тела при вращении барабана прижимаются центробежной силой к его стенке, поднимаются, а затем падают или скатываются вниз, при этом измельчая (истиранием) загруженный материал.

Шаровые мельницы (рис. 18.13) для тонкого измельчения бывают периодического и непрерывного действия, одно- и многокамерные, работающие по сухому и мокрому методу измельчения. Диаметр загружаемых шаров — 25—175 мм, размеры кусков исходного материала — менее 65 мм. Производительность шаровых мельниц определяется опытным путем в зависимости от размеров барабана, массы мелющих шаров, коэффициента заполнения, свойств измельчаемого материала, необходимой тонины помола и частоты вращения барабана.

¹⁾ В новых конструкциях до 6000 об/мин.

рис. 18.12. Дисмембратор

1 — корпус; 2 — откидная крышка; 3 — палец откидной крышки; 4 — приемная воронка; 5 — диск; 6 — палец диска; 7 — приводной вал; 8 — зажимная гайка



В последние годы продолжается совершенствование конструкций и режима работы шаровых мельниц. Барабан модифицированной мельницы состоит из двух конических днищ, цилиндрического и конического участков корпуса, благодаря чему в нем создается сложное турбулентное движение материала и шаров со сложным (вращательным и продольным) движением.

Расчетом на ЭВМ определена оптимальная частота вращения барабана (в об/мин), составляющая 81—83 % от критической, которую определяют из условия равенства центробежной силы и силы тяжести:

$$n_{кр} = 42,3 / \sqrt{D_{вн}}, \quad (18.13)$$

где $D_{вн}$ — внутренний диаметр барабана, м.

При $n > n_{кр}$ шары (или другие рабочие тела) вращаются вместе с барабаном и их ударное действие на измельчаемый материал становится минимальным.

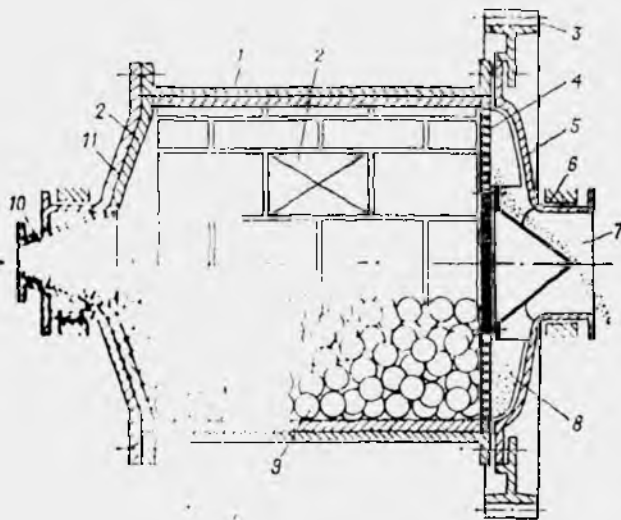


рис. 18.13. Шаровая диафрагмовая мельница:

1 — корпус (барабан); 2 — плиты; 3 — зубчатый лент; 4 — диафрагма; 5, 11 — торцовые валы; 6 — подшипник; 7 — разгрузочная цапфа; 8 — лифтеры; 9 — шары; 10 — входная цапфа

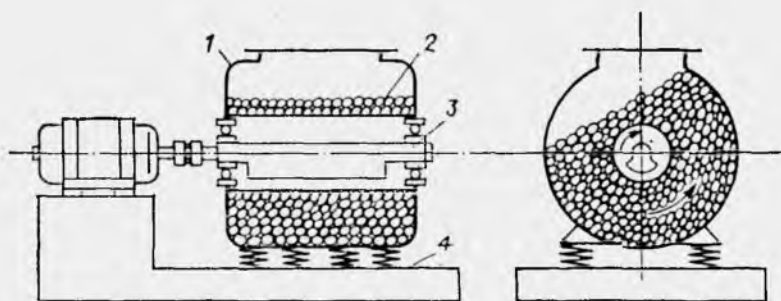


Рис. 18.14. Вибрационная мельница:

1 — корпус; 2 — мелющие тела; 3 — дебалансный вал; 4 — пружинящая опора

Например, при измельчении цементного клинкера при степени заполнения барабана рабочими телами $\varphi = 28 \div 33 \%$ рабочая частота вращения составляет 70—76 % от критической.

При измельчении в более интенсивном режиме ($\varphi = 35 \div 40 \%$) рабочая частота вращения колеблется в пределах 74—78 % от критической.

Потребляемая мощность также зависит от частоты вращения барабана:

$$N = CGD_{\text{вн}} n, \quad (18.14)$$

где C — эмпирический коэффициент захвата (или C -фактор), зависящий от свойств материала, типа футеровки, коэффициента заполнения и т. д.

Диаметр шаров, загружаемых в мельницу, можно рассчитать по эмпирической формуле:

$$D_{\text{ш}} = 6 \lg d_{\text{к}} \sqrt{d_{\text{н}}}, \quad (18.15)$$

где конечный размер кусков ($d_{\text{к}}$) выражен в мкм, а начальный ($d_{\text{н}}$) — в мм.

Следует отметить, что шаровые мельницы, широко распространенные в химической и смежных отраслях промышленности, считаются наиболее экономичными для грубого и тонкого помола.

Вибрационная мельница (рис. 18.14) периодического или непрерывного действия используется для тонкого помола и является машиной ударно-истирающего действия. Цилиндрический корпус ее ($V \approx 1 \text{ м}^3$) находится на валу с дебалансом, расположенным эксцентрично относительно оси вращения, и вследствие этого передает вибрацию рабочим телам¹⁾ ($\varphi = 80 \div 90 \%$). Частота колебаний $f = 1000 \div 3000$ об/мин, что соответствует частоте вращения ротора электродвигателя, а амплитуда $a = 2 \div 4$ мм: $d_{\text{н}} = 2 \div 3$ мм и $d_{\text{к}} < 60$ мм.

Несмотря на обеспечение достаточной тонины помола, вибрационные мельницы обладают рядом недостатков: низкой произ-

¹⁾ Обычно железным шарам.

Рис. 18.15. Коллоидная мельница:

1 — шары; 2 — подвижное кольцо; 3 — неподвижное кольцо; 4 — пружины

податливостью, большим износом шаров, а следовательно, загрязнением и разогреванием обрабатываемого материала. Частые вибрации создают нежелательный шум в цехе. Таким образом, эксплуатация вибрационных мельниц требует повышенного внимания к условиям техники безопасности.

Коллоидные мельницы (рис. 18.15) используют для измельчения частиц материала до долей микрометра (или нескольких микрометров). Измельчаемый материал подается в мельницу в виде суспензии с соотношением Т:Ж от 1:2 до 1:6. Диспергирующая среда используется для того, чтобы избежать сдвигания измельченных частиц и, следовательно, коллоидное измельчение — микрое. При этом необходимо соблюдать требование: применяемая жидкая среда не должна растворять дисперсную фазу.

Коллоидные мельницы представляют конусными, роторно-бильными, с решетчатым ротором, виброкавитационными и т.д.

ГЛАВА 19

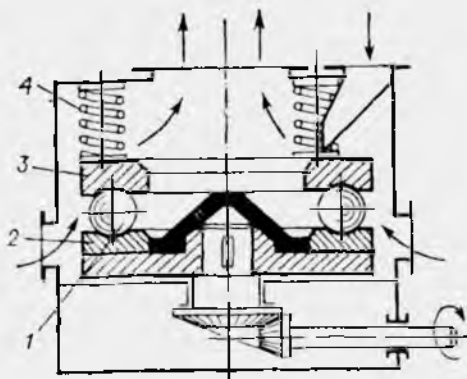
КЛАССИФИКАЦИЯ, ДОЗИРОВАНИЕ И СМЕШЕНИЕ ТВЕРДЫХ МАТЕРИАЛОВ

19.1. МЕТОДЫ КЛАССИФИКАЦИИ

А классификация — процесс разделения однородного сыпучего материала на отдельные фракции (или группы) по размеру частиц или по другим признакам. Широко применяется в промышленности, так как во многих производствах сырье и выпускаемый продукт должны иметь заданный дисперсный (или гранулометрический) состав.

Классификация может осуществляться по размерам частиц (размерная классификация) или по другим признакам (механическая классификация) или по другим признакам (механическая классификация) или по другим признакам (механическая классификация).

Дисперсный состав выражает массовые доли (или %) содержащихся в материале частиц различных размеров.



к условиям техники безопасности

матической) классификацией, или сепарацией, — разделением смеси твердых частиц на фракции по величине скорости осаждения частиц в воздухе; 3) гидравлической классификацией — разделением смеси на фракции по величине скорости осаждения частиц в жидкости (воде).

Разделение смеси сыпучего материала с целью получения готового продукта с заданным дисперсным составом часто называют *сортированием*.

Классификацию используют и как самостоятельный процесс для *ситового анализа* — распределения частиц сыпучего материала по размерам.

Грохочение, сита и ситовой анализ

Грохочение (рассев, просеивание)¹⁾ заключается в том, что сыпучий материал разделяется на фракции просеиванием его через сита (грохоты) с определенным размером отверстий d . Частицы, размеры которых меньше d , проходят через отверстие (фракция — d , или *проход*), а более крупные остаются на сите (фракция + d , или *сход*).

Сита, являющиеся основной частью просеивающих устройств, изготовляют из плетеных сеток или штампованных решеток (табл. 19.1). Сита имеют размеры отверстий от 100 до 0,04 мм и, согласно ГОСТ 3584—73, обозначаются номерами, соответствующими размеру стороны отверстия сита в свету, выраженному в мм. Коэффициент полезного действия сита η зависит от формы

Таблица 19.1

Основные характеристики сит

Сита	Материал	Форма и размер отверстий	Живое сечение %	Примечание
Плетеные и тканые	Прополока стальная, медная, латунная; нить шелковая, капроновая, нейлоновая	Квадратные или прямоугольные шириной от 10 до 0,15 мм	До 70	В многотоннажных производствах используют сита с отверстиями в поперечнике > 100 мкм
Штампованные (пробивные)	Листы стальные, медные, латунные (плоские, цилиндрические)	Продолговатые или круглые	До 50	В мелкотоннажных производствах и для контрольных анализов используют сита с отверстиями < 100 мкм, но > 40 мкм

¹⁾ Термины «грохочение» и «грохот» используют при разделении крупнозернистых и кусковых материалов, «рассев» и «сита» — при разделении мелкозернистых сыпучих материалов.

кусков и отверстий, влажности, толщины слоя материала, скорости его движения ($\eta < 90\%$). Сита, изготовленные штамповкой из металлических листов толщиной $\delta = 2 \div 12$ мм, называют *решетами*. Круглые или продолговатые отверстия размером $a = 10$ мм штампуют расширяющимися книзу (во избежание забивки). Для грохочения крупных кусков часто используют *решетки* — колосники из стержней трапециевидного сечения.

Ситовой анализ применяют для характеристики дисперсности сыпучей смеси. Пробу измельченного сыпучего материала можно разделить на несколько фракций, просеив навеску через набор различных сит. Число фракций не должно быть менее 5 и более 20. Размеры частиц получаемых фракций ограничены размерами отверстий сита. Под размерами сита обычно понимают длину стороны квадратной ячейки, образуемой переплетением ткани или сетки. Нижняя граница размеров ячеек сит по ГОСТ 3584—73 — около 40 мкм. Самые тонкие сита могут быть использованы только для анализа хорошо просеивающихся (не слипающихся) порошков. Отношение размера ячеек сита к размеру отверстия последующего, более мелкого сита является постоянной величиной и называется *модулем набора сит*¹⁾. Отношение суммарной площади отверстий к общей поверхности сита также остается постоянным и равным 36% для всего ряда сит.

Полный ситовой анализ для определения степени дисперсности при машинном рассеве проводят в следующем порядке. Анализируемую пробу помещают на сито с наибольшими размерами ячеек в используемом наборе. Материал, прошедший через сито (проход), падает на следующее, более тонкое, и так до последнего, самого тонкого. Обычно при рассеве сита располагают одно над другим и разделяют пробу на фракции за одну операцию.

Результаты ситового анализа представляют графически в виде *дифференциальной кривой распределения*, показывающей процентное содержание отдельных фракций в материале, либо в виде *интегральной (или кумулятивной) кривой распределения*, изображающей суммарное процентное содержание всех фракций меньше (или больше) данного размера (рис. 19.1). Фракция, представленная на графике точкой, соответствует *среднему размеру зерна* в ней, определенному как среднее арифметическое между размерами отверстий двух соседних сит (через одно отверстие фракция прошла, на другом задержалась).

Средний размер частиц рекомендуется выражать через *среднеизвешенный диаметр* $d_{ср}$, определяемый по аддитивности из

¹⁾ $d_n/d_{n+1} = \sqrt{2}$ или $\sqrt[4]{2}$.

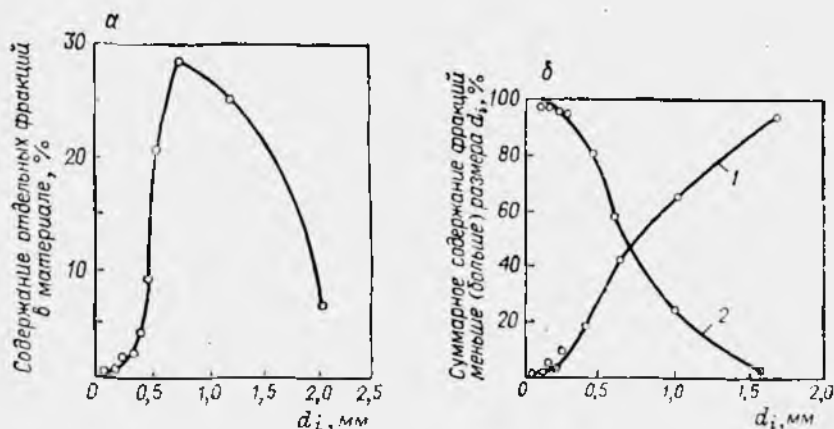


Рис. 19.1. Результаты ситового анализа:

a — дифференциальная кривая распределения; b — интегральные кривые распределения; 1 — проход; 2 — остаток на сите (сход)

соотношения:

$$d_{cp} = m_1 d_1 + m_2 d_2 + \dots + m_n d_n = \sum m_i d_i, \quad (19.1)$$

где $m_1, m_2, \dots, m_n$ — массовые доли каждой фракции в пробе дисперсного материала; $d_1, d_2, \dots, d_n$ — средний размер частиц данных фракций (среднеарифметическая величина отверстий сита, через которое данная фракция прошла, и сита, на котором она задержалась), мм; i — число фракций.

Фракции (классы) сыпучих дисперсных материалов обозначают номерами сит. Так, если класс получен последовательно просеиванием на ситах с отверстиями 4 и 2 мм (№ 4 и № 2), то его обозначают так: —4 + 2 мм.

Характеристикой однородности состава дисперсного материала служит **коэффициент отклонения** R_0 , определяемый следующим образом. Из размера отверстий сита d_{84} , отвечающего содержанию 84 % на интегральной кривой остатков, вычитают размер отверстия d_{16} , соответствующий содержанию 16 % на этой же кривой; полученную разность делят на удвоенный диаметр d_{50} и умножают на 100, т. е.

$$R_0 = \frac{d_{84} - d_{16}}{2d_{50}} 100. \quad (19.2)$$

Таким образом, при определении R_0 из общей массы анализируемого материала (навески) отбрасывают 16 % наиболее мелких и наиболее крупных фракций и в расчет принимают только оставшиеся $2/3$ сыпучего материала. Чем меньше коэффициент R_0 , тем однороднее продукт.

Удельная поверхность материала. Для многих технологических процессов эта характеристика дисперсности удобна тем, что выражается только одной величиной. Зная величину удель-

пой поверхности материала $S_{уд}$, можно легко определить средний диаметр частиц $d_{ср}$ из зависимости

$$S_{уд} = \frac{nS_{ч}}{nV_{ч}} = \frac{n\pi d_{ср}^2}{n\pi d_{ср}^3/6} = \frac{6}{d_{ср}}. \quad (19.3)$$

Здесь n — число частиц в пробе; $S_{ч}$ и $V_{ч}$ — площадь внешней поверхности и объем частицы диаметром $d_{ср}$, причем $S_{ч} = G/(\rho_{ч}d_{ср})$; G — масса пробы или навески; $\rho_{ч}$ — плотность материала частиц.

Измерение удельной поверхности частиц осуществляют различными методами. Наибольшей простотой отличается *фильтрационный метод*, или метод определения $S_{уд}$ воздухопроницанием при давлении, близком к атмосферному (применим для частиц с $d_{макс} \leq 5$ мм). Метод основан на закономерностях ламинарного течения воздуха через слой сыпучего материала.

Типы грохотов

Грохочение (просивание) сыпучего материала производится при движении кусков (или частиц) относительно рабочей поверхности грохота. Существует много типов грохотов, которые по форме сит можно разделить на две группы: плоские и барабанные (цилиндрические).

Плоские грохоты подразделяют на решетчатые, ситовые, колосниковые и валковые. Для предварительного грохочения (отделения мелочи или слишком больших кусков) используют неподвижные грохоты с углом наклона $30-50^\circ$.

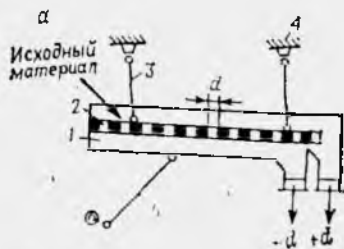
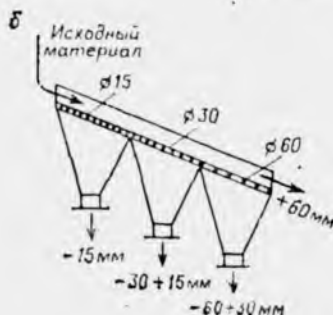
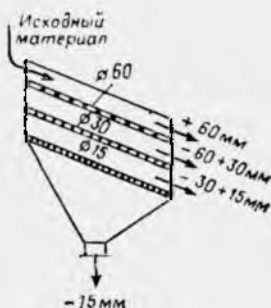


Рис. 19.2. Схемы ситовых грохотов:

а — односитовый; б — многоситовый с горизонтальным расположением сит; в — многоситовый с вертикальным расположением сит; 1 — короб; 2 — сито; 3 — подвеска; 4 — опорная рама; 5 — привод



в



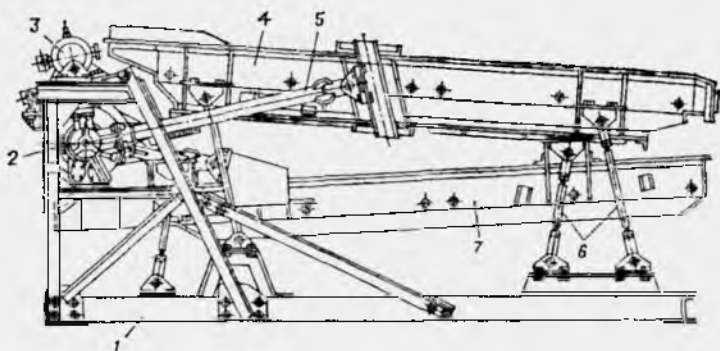


Рис. 19.3. Быстрокачающийся грохот с разносторонним уклоном сит:

1 — опорная рама; 2 — эксцентриковый вал; 3 — двигатель; 4 — верхний короб с ситом; 5 — шатун; 6 — опоры; 7 — нижний короб с ситом

Наиболее распространены ситовые грохоты (рис. 19.2). По конструктивным особенностям и устройству привода ситовые грохоты делят на качающиеся, гирационные и вибрационные.

Плоский качающийся грохот (рис. 19.3) состоит из рамы 1, нижнего короба с ситом 7, верхнего короба с ситом 4, установленного на опорах 6, и приводного устройства, включающего эксцентриковый вал 2, шатун 5, двигатель 3 и клиноремennую передачу. Эксцентрики привода верхнего короба находятся под углом 180° к эксцентрикам нижнего короба, благодаря чему сита движутся в разных направлениях при условии равновесия качающихся масс.

Разделяемая сыпучая смесь поступает на сито верхнего короба и, продвигаясь по нему, делится на две фракции: верхнюю (крупную) и нижнюю (мелкую). Верхняя фракция в конце сита отводится по назначению, а нижняя из-под сита верхнего короба направляется в нижний короб. Двигаясь по ситам нижнего короба, эта фракция снова делится на две фракции: верхнюю и нижнюю. Таким образом, сыпучий материал делится на три фракции (класса). Их крупность определяется размерами отверстий в ситах верхнего и нижнего коробов.

Для того чтобы частица перемещалась вдоль сита, минимальная частота вращения вала $n_{\min}$ (в об/мин) должна быть следующей:

$$n_{\min} \geq \sqrt{\lg(\varphi - \alpha)/r}, \quad (19.4)$$

где φ — угол трения частиц материала, равный 32 – 35° ; α — угол наклона сита, равный 10 – 12° ; r — радиус кривошипа, м.

Наклон грохота, частота вращения эксцентрикового вала и длина хода сита, обеспечивающие достаточную производительность и оптимальную эффективность грохочения, устанавливаются экспериментально. Плоские качающиеся грохоты применяют для классификации сухим и мокрым способом сыпу-

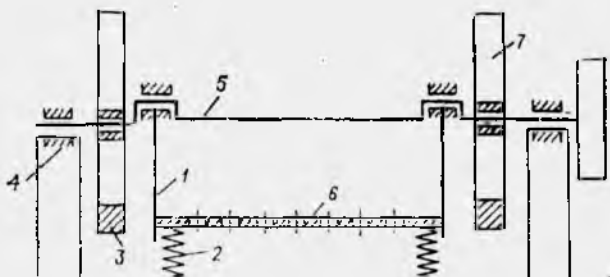


Рис. 19.4. Схема гирационного грохота:

1 — корпус; 2 — амортизатор; 3 — контргруз; 4 — рама; 5 — эксцентриковый вал; 6 — сито; 7 — диск



Рис. 19.5. Схема вибрационного грохота:

1 — корпус; 2 — дебаланс; 3 — сито; 4 — вал

чего материала с размером кусков < 50 мм. Частота вращения эксцентрикового вала составляет 300—500 об/мин.

Гиравционный грохот (рис. 19.4). Корпус 1 с ситами 6 совершает круговые движения в вертикальной плоскости с помощью эксцентрикового вала 5. Концы корпуса сит соединяются с неподвижной рамой 4 пружинными амортизаторами 2. Центробежные силы инерции, возникающие при движении корпуса, уравновешиваются контргрузами 3 на симметрично расположенных дисках 7.

Вибрационный грохот (рис. 19.5) применяют для разделения кусковых материалов с начальным размером d_n до 100 мм на две фракции, причем граница раздела фракций определяется размером отверстий в сите. Обычно применяют плоское наклонное сито. Оно совершает (с помощью вибратора) 900—1500 колебаний в 1 мин с амплитудой $a = 0,5 \div 12$ мм. Вибрационные грохоты делят на механические (инерционные и ударные) и электромагнитные.

Барабанный грохот (рис. 19.6) представляет собой открытый с торцов барабан цилиндрической, конической или многогранной формы, выполненный из сетки или перфорированных стальных листов. Барабан установлен наклонно под углом $4-7^\circ$ и вращается со скоростью 0,6—1,25 м/с (конические барабаны устанавливают горизонтально). Отверстия в барабане в большинстве случаев увеличиваются по ходу материала (от мелкого к крупному).

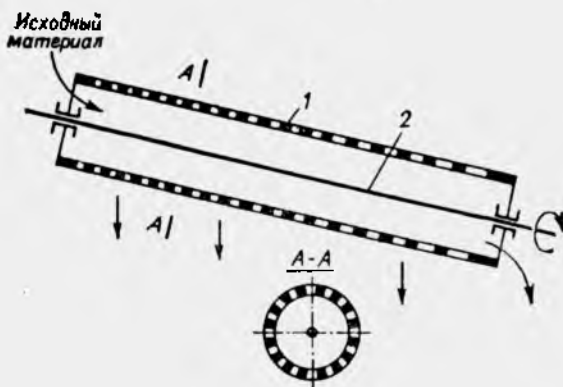


Рис. 19.6. Схема барабанного грохота:

1 — барабан; 2 — центральный вал

Пневмо- и гидроклассификаторы

Пневмоклассификаторы. В пневмоклассификаторах, иначе называемых воздушными сепараторами, осуществляется разделение сыпучего материала на фракции чаще всего под действием гравитационных и центробежных сил.

Воздушные сепараторы подбирают по конструкции и типу-размеру к каждой мельнице, работающей в замкнутом цикле сухого измельчения для разделения материала на грубую (возврат) и тонкую (продукт) фракции.

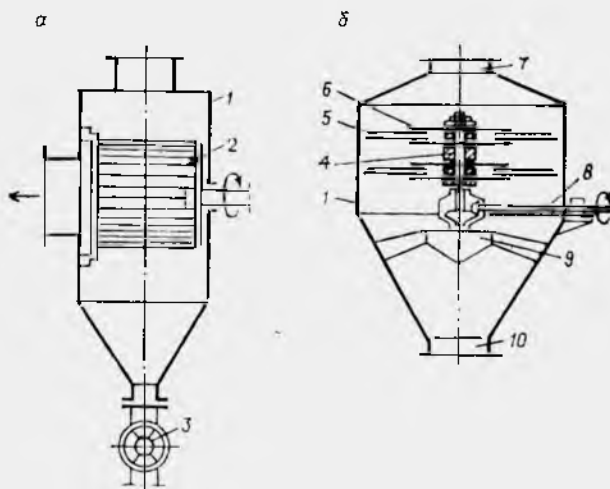


Рис. 19.7. Воздушно-проходные сепараторы:

а — с цилиндрическим лопаточным колесом; б — с плоским лопаточным колесом; 1 — корпус; 2 — лопаточное цилиндрическое колесо; 3 — секторный затвор; 4 — центральный вал; 5 — лопатки; 6 — плоские лопаточные колеса; 7 — патрубок для выхода потока; 8 — приводной вал; 9 — распределительный конус; 10 — патрубок для входа материала, взвешенного в потоке воздуха

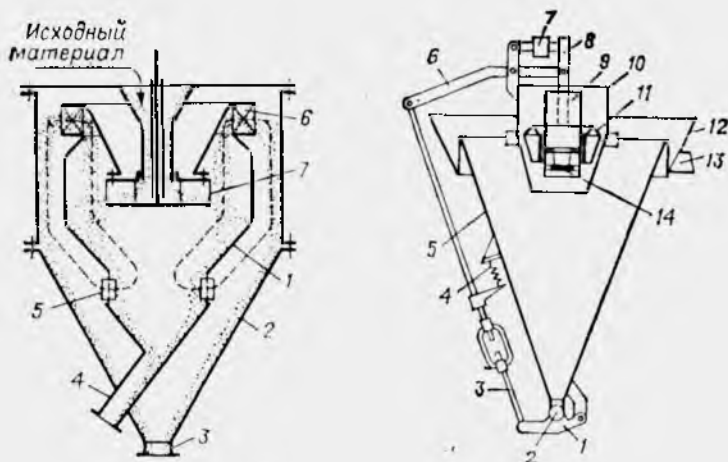


Рис. 19.8. Воздушно-циркуляционный сепаратор с замкнутой циркуляцией воздуха: 1 — внутренний конус; 2 — корпус; 3 — патрубок для удаления крупных частиц; 4 — патрубок для удаления мелких частиц; 5 — заслонка; 6 — колесо вентилятора; 7 — распределительный диск

Рис. 19.9. Конический классификатор автоматического действия: 1 — коромысло; 2 — паровой желобок; 3 — штанга; 4 — пружина; 5 — конус; 6 — отводной рычаг; 7 — груз; 8 — блок поплавка; 9 — приемная труба; 10 — направляющая поплавок; 11 — конденсатор; 12 — приемный карман; 13 — отводной желобок; 14 — диафрагма

Сепараторы делят на воздушно-проходные (рис. 19.7), в которых объединены сепаратор, циклон и вентилятор, и воздушно-циркуляционные с замкнутым потоком воздуха (рис. 19.8).

Гидроклассификаторы гравитационно-центробежного типа работают по следующему принципу: при вращении газового или жидкостного потока, несущего твердые частицы, более крупные частицы под воздействием центробежной силы перемещаются к периферии потока, а более легкие — в центр.

Простейшими аппаратами, действующими по этому принципу, являются циклоны и гидроциклоны (см. гл. 3).

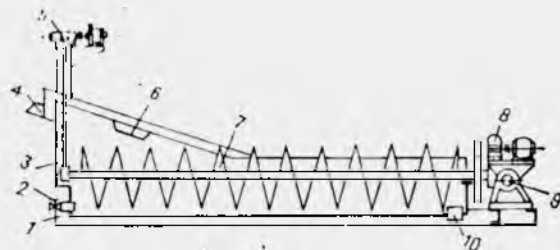


Рис. 19.10. Спиральный классификатор с погружной спиралью: 1 — рама; 2 — спускной штуцер; 3 — корыто; 4 — карман с желобом для слива; 5 — механизм подъема спирали; 6 — приемный лоток; 7 — спираль; 8 — привод спирали; 9 — ось поворота спирали; 10 — слив крупной фракции

Под действием гравитационно-инерционных сил ведется гидравлическая классификация в различных аппаратах. К наиболее распространенным гидроклассификаторам относятся: 1) многосекционные классификаторы, в которых частицы разделяются на классы по крупности и плотности; 2) конические классификаторы (на рис. 19.9 показан конический классификатор автоматического действия); 3) речные и речно-чашевые, или гребковые, классификаторы; 4) спиральные, или шнековые, классификаторы (рис. 19.10).

19.2. ДОЗИРОВАНИЕ

Дозирование сыпучих и жидких материалов — одна из важных операций во многих процессах химической технологии. От правильной организации дозирования и применения соответствующего оборудования во многом зависит качество готовой продукции и экономное расходование исходных материалов.

Дозирование заключается в определении заданного количества или дозы материала. Устройства, применяемые для этой цели, называются *дозаторами*.

Число наименований дозируемых материалов очень велико, и их технические характеристики очень разнообразны.

В табл. 19.2 приведена классификация дозируемых материалов по наиболее важным характеристикам, определяющим кон-

Таблица 19.2

Классификация дозируемых материалов

Группа	Состояние материала	Размер частиц, мм	Насыпная плотность, кг/м ³	Подвижность
I	Крупнокусковый	> 150	600—2500	Достаточная
II	Кусковый	50—150	500—2000	»
III	Мелкокусковый	10—50	400—1500	Достаточная; хорошая
IV	Зернистый	0,5—10	300—1500	То же
V	Порошкообразный	0,05—0,5	200—1000	Затрудненная *
VI	Пылевидный	< 0,05	100—500	Очень затрудненная *
VII	Хлопьевидный	Волокна, чешуйки, хлопья	50—300	То же
VIII	Жидкий	—	—	Хорошая
IX	Вязкий жидкий	—	—	Достаточная
X	Пастообразный	—	—	Очень затрудненная

* Характеристика подвижности порошков и пылей «затрудненная», «очень затрудненная» объясняется склонностью материалов в таком состоянии к слеживаемости, образованию сгустков. Для прохождения через дозатор эти материалы требуют вспомогательных устройств — побудителей, питателей и т. д.

Углы естественного откоса некоторых материалов

Материал	Угол естественного откоса, град		Материал	Угол естественного откоса, град	
	в покое	в движении		в покое	в движении
Антрацит	45	27	Руда	50	30
Глина	45	—	Сахар сырой	70	50
Гравий	40	30	Сода	50	40
Земля	40	30	Соль каменная	50	40
Зола сухая	50	40	Уголь:		
Известняк	45	30	бурый	50	40
Коке	55	45	мелкий	45	30
Мел (порошок)	50	40	Цемент	—	40
Песок крупный	30	—	Шлак	50	35

струкцию дозатора: насыпной плотности¹⁾ материала, размеру и форме (состоянию) его частиц. Знание *насыпной плотности* $\rho_{нас}$ дозируемого материала необходимо для определения основных размеров нижнейших узлов дозаторов: весовых бункеров, выпускных воронок, питателей, а также для выбора величины дозы. Колебания насыпной плотности зависят от гранулометрического состава и влажности материала.

На выбор конструкции дозатора оказывают влияние и другие свойства дозируемого материала: размер частиц, угол естественного откоса, слеживаемость, комкуемость, склонность к сводообразованию и др. Так, *наибольший размер частиц* служит основанием для выбора сечения выпускных отверстий бункеров и т. д.; *угол естественного откоса α* характеризует сыпучесть материала и зависит от его зернистости, влажности, температуры и т. д.

В табл. 19.3 приведены средние значения угла откоса некоторых материалов.

При повышении влажности обычно увеличивается α и уменьшается $\rho_{нас}$, что часто влечет за собой изменение сыпучести материала, способствуя образованию комков и сводов. Однако в некоторых случаях повышение влажности приводит к обратным результатам, т. е. к увеличению сыпучести. Например, при увеличении влажности апатитового концентрата от 0 до 1 % резко возрастает его порозность, от чего сыпучесть повышается в несколько раз. При дальнейшем росте влажности

¹⁾ Насыпная плотность всегда меньше действительной плотности из-за наличия пустот между частицами материала, заполняющего данный объем. Колебания насыпной плотности одного и того же материала могут достигать 200—250 %.

порозность изменяется мало, а угол α продолжает увеличиваться и, следовательно, сыпучесть ухудшается.

Для оценки подвижности сыпучего материала используют также коэффициент подвижности m . Для идеально сыпучей среды приближенно:

$$m = 1 + 2f^2 - 2f \sqrt{1 + 2f^2}, \quad (19.5)$$

где f — угол внутреннего трения (для идеально сыпучей среды $f = \operatorname{tg} \alpha$).

Бункеры и затворы к ним

Бункеры представляют собой емкости-хранилища для сыпучих материалов. Обычно они имеют коническую, пирамидальную или цилиндро-коническую форму. Выгрузка материала из емкости бункера производится через днище с выпускным патрубком, к которому крепится разгрузочное устройство — затвор или питатель. Для равномерной разгрузки бункера угол наклона его стенок к горизонту должен быть больше угла естественного откоса материала (см. табл. 19.3).

Затворы для открывания и закрывания выпускных отверстий бункеров имеют самые разнообразные конструкции. Наиболее широкое распространение в химических производствах получили плоские (простые рычажные и реечные) и секторные (односекторные и двухсекторные, или челюстные) затворы. На рис. 19.11 показан простой рычажный затвор, на рис. 19.12 — односекторный затвор.

Практически на выходной поток материала из бункера через отверстие можно воздействовать: 1) изменением геометрического размера отверстия (затвора); 2) изменением условий входа материала в отверстие с помощью насадок.

Часто бункеры имеют специальное назначение. Так, неотъемлемой частью всех установок для очистки газов от пыли являются пылесборные бункеры. Особенно важное значение они имеют для работы циклонов.

При проектировании нестандартной конструкции бункера необходимо предусмотреть, чтобы боковые стенки бункера от-

стояли от кромки пылеотводящего отверстия не менее, чем на два диаметра последнего. Пылеотводящее отверстие конуса циклона должно быть утоплено ниже верхнего плато бункера примерно на $\frac{1}{3}$ своего диаметра.

Для удаления уловленной пыли из бункеров предназначены

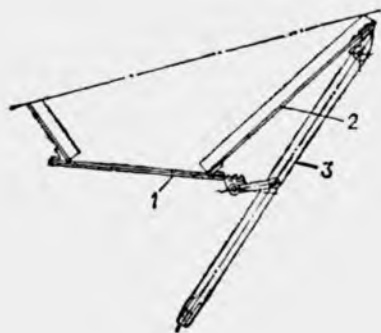


Рис. 19.11. Простой рычажный затвор:
1 — задвижка; 2 — бункер; 3 — рычаг

Рис. 19.12. Однсекторный затвор:
1 — сектор; 2 — корпус; 3 — рычаг;
4 — тяга

пылевыгрузочные устройства, включающие пылевые затворы и приспособления для транспортирования пыли.

Пылевые затворы должны обеспечивать регулярную выгрузку пыли при пониженном или повышенном давлении в бункере без нарушения герметичности. Негерметичность пылевых затворов, как отмечалось, может полностью нарушить работу пылеуловителя. Если затвор не обеспечивает регулярного вывода пыли из бункера, создается опасность забивания аппарата пылью.

Пылевые затворы (рис. 19.13) бывают непрерывного и периодического действия. К первым относятся мигалки с плоскими и конусными клапанами, шлюзовые затворы и шнеки, ко вторым — шибберные и шаровые затворы.

Автоматически действующие плоские и конусные мигалки (рис. 19.13, а и б) работают за счет уравновешивающего контргруза. Применяют мигалки одинарные и двойные.

В плоской мигалке уплотнение достигается за счет столба пыли определенной высоты в пылеспускном желобе. Когда нарастающий вес столба пыли над клапаном достигнет некоторой величины, клапан опрокидывается, сбрасывает пыль и возвращается под воздействием веса контргруза в исходное положение.

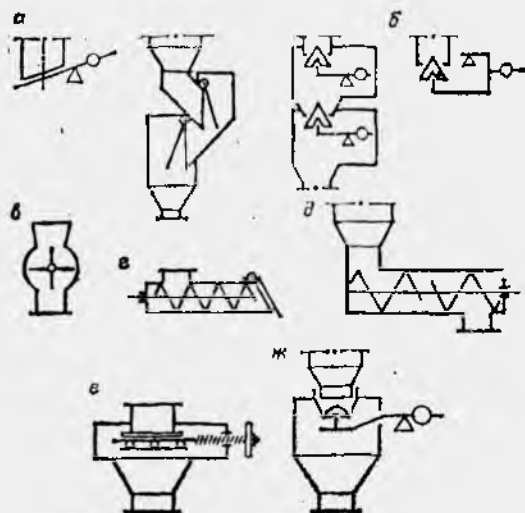
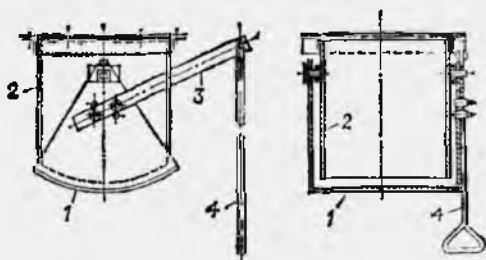


Рис. 19.13. Схемы пылевых затворов:

а — одинарная и двойная плоская мигалка; б — одинарная и двойная конусная мигалка; в — шлюзовой (допастной) затвор; г — шнековый затвор с пылевой пробкой; д — шнековый затвор с буфером; е — шибберный затвор; ж — шаровой затвор

В мигалках с коническим клапаном сброс пыли осуществляется через кольцевой зазор между образующими конуса и кромками пылеспускного стояка. Угол раскрытия конуса составляет 90° , а при работе на влажных пылях он уменьшается до 60° . В момент открытия одинарной мигалки резко нарушается герметичность.

Более высокую герметичность обеспечивают двойные затворы. Уплотнение в них достигается за счет столба пыли между двумя поочередно срабатывающими клапанами.

Одинарные мигалки применяют, когда перепад давления между бункером и пылеотводящим трактом не превышает 1000 Па. При большем перепаде давления (до 2000 Па) устанавливают двойные мигалки.

В сравнении с автоматически действующими мигалками шлюзовой и шнековой затворы, снабженные электрическими приводами, более надежны в эксплуатации и обеспечивают более высокую герметичность выгрузных устройств.

Шлюзовой (лопастной) затвор (рис. 19.13, в) пригоден для выгрузки слабослипающихся и неслипающихся пылей. Для сохранения герметичности зазор между концами лопастей и внутренними стенками корпуса затвора не должен быть более 0,2 мм.

Более надежную герметичность системы обеспечивают шнековые затворы. Отличительные особенности затвора с пылевой пробкой (рис. 19.13, г) — винт с переменным шагом и довольно массивная крышка в торцевой части корпуса шнека. Между винтом и крышкой создается уплотняющая пробка из выгружаемой пыли.

Герметизирующая пылевая пробка образуется также и у шнекового затвора с буфером (рис. 19.13, д) примерно в середине шнека, где удалено несколько витков винта.

Шиберные и шаровые затворы работают периодически и открываются вручную. Они удобны в эксплуатации и пригодны для всех видов пылей. При изготовлении шиберных затворов (рис. 19.13, е) должны быть обеспечены легкое скольжение задвижки и тщательная ее пригонка. Шиберный затвор можно устанавливать при перепаде давления до 300 Па и температуре до $350-400^\circ\text{C}$.

Шаровой затвор (рис. 19.13, ж) при хорошей подгонке сегмента к седлу пылевывпускного отверстия обеспечивает герметичность при перепаде давления до 1500 Па. При невысокой температуре седло может быть уплотнено с помощью резиновой прокладки.

Специальное назначение имеют весовые бункеры, служащие емкостью для дозируемого материала во время его взвешивания. Конструкцию бункера (и затвора) определяют условия его расположения на дозаторе, свойства дозируемого материала и спо-

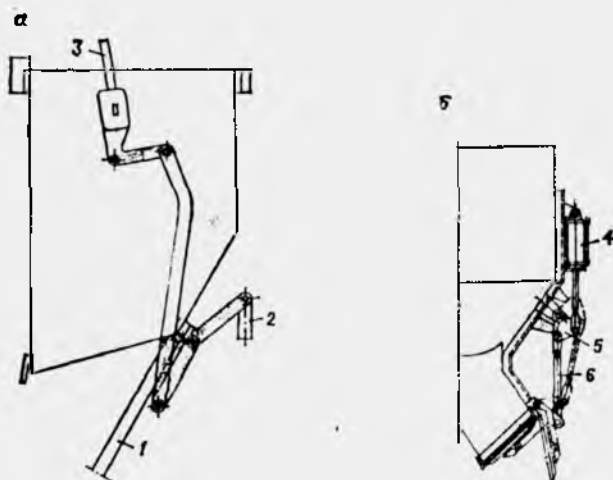


Рис. 19.14. Выпускные затворы весовых бункеров:

а — автоматического дозатора; б — с принудительным открыванием; 1 — дно бункера; 2 — противовес; 3, 5, 6 — рычаги; 4 — пневматический цилиндр

соб дозирования. На рис. 19.14 приведены выпускные затворы весовых бункеров.

Дозаторы

Во многих технологических процессах применяют специально сконструированные дозаторы, обеспечивающие хорошее прохождение материала, заданную производительность и точность дозирования. В качестве примера такого дозатора на рис. 19.15

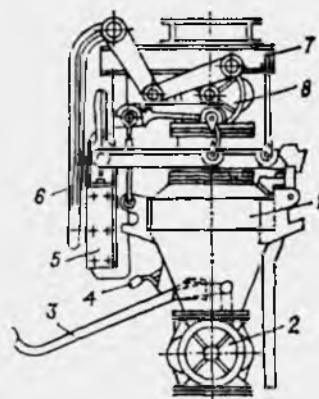
Таблица 19.4

Характеристики механических ленточных дозаторов непрерывного действия

Характеристика	Для мелкокусковых материалов			Для зернистых и порошкообразных материалов
	15	45	100	0,6—12
Максимальная производительность, т/ч	600	600	900	750
Ширина ленты, мм	0,14	0,28	0,28	0,15—0,6
Скорость ленты, м/с	30	45	100	20
Наибольшая нагрузка на 1 м ленты, кг	1600—3500	2000	1800	180—800
Насыпная плотность материала, кг/м ³				
Габаритные размеры, мм:				
длина	3780	3810	3490	4015
ширина	1100	1536	1390	1260
высота	1220	1100	1260	1000

Рис. 19.15. Весовой дозатор для цемента

1 — весовой бункер; 2, 8 — затворы; 3, 6 — рычаги; 4 — заслонка; 5 — весовой шкаф; 7 — рама дозатора



приведен ручной дозатор для цемента. Изготавливают ручные, полуавтоматические и автоматические дозаторы для воды, песка, минеральных удобрений, соды и других химических. В табл. 19.4 приведены характеристики механических ленточных дозаторов непрерывного действия (рис. 19.16).

Питатели

Для подачи сыпучих материалов в сушилки, дробилки и другие аппараты из бункеров или дозирующих устройств используют питатели различных устройств и назначения. Так, например, только в технике измельчения нашли применение цепные, пластинчатые, ленточные, лотковые, маятниковые, тарельчатые, барабанные и шнековые питатели. Наиболее распространенные

Таблица 19.5

Характеристика питателей

Типы питателей	Движение рабочих органов	Дозируемые материалы	Регулировка подачи материала	Обеспечение постоянства потока материала
Барабанные	Вращательное по горизонтальной оси	Грубые порошковые, зернистые, мелкокусковые	Отсутствует	Выдерживается в грубых пределах
Лотковые	Колебательное	Крупнозернистые, кусковые	»	Отсутствует
Ленточные (транспортные)	Тяговое	Хлопьевидные, волокнистые, кусковые	»	»
Шнековые	Винтовое	Порошковые, мелкозернистые	»	Выдерживается без резких отклонений
Тарельчатые	Вращательное по вертикальной оси	То же	В небольших пределах	Выдерживается с небольшими колебаниями
Электровибрационные	Вибрация	Порошковые, зернистые, кусковые, хлопьевидные, пастообразные	В значительном диапазоне	Выдерживается достаточно точно

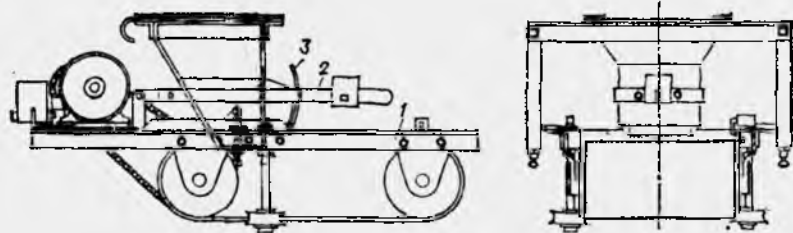


Рис. 19.16. Ленточный дозатор с качающимся транспортером:
1 — транспортер; 2 — рычаг; 3 — секторная заслонка

из них показаны на рис. 19.17. В табл. 19.5 приведены сведения об условиях их применения.

19.3. СМЕШЕНИЕ

Смешение мелкозернистых материалов, порошков, а также паст и вязких масс осуществляется в аппаратах разнообразных конструкций, которые можно разделить на три группы: 1) смесители с мешалками; 2) барабанные смесители; 3) смесительные валки и бегуны. Все аппараты для смешения могут быть периодически- и непрерывнодействующими.

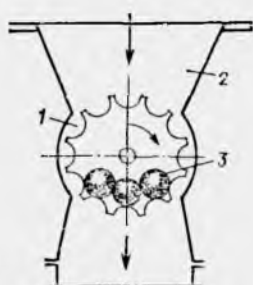
Смесители с мешалками. На рис. 19.18 приведены схемы скоростных смесителей периодического действия, которые могут работать с пропеллерными, дисковыми и другими мешалками. Скоростные смесители с двумя мешалками и рубашкой (рис. 19.19) часто работают как двухступенчатые. На рис. 19.20 представлен скоростной смеситель с планетарно-шнековой мешалкой (частота вращения вала мешалки 1—2 об/мин, а шнека 40—60 об/мин). Все эти смесители нашли применение в лакокрасочной и других отраслях химической промышленности для образования паст и смешения мелкозернистых материалов.

Барабанные смесители периодического действия также получили широкое распространение и отличаются разнообразием конструкций. Известны барабанные смесители цилиндрические (вращающиеся на горизонтальном или вертикальном валу), многогранные (обладающие также измельчающим действием), цилиндрические с коническими днищами, типа «пьяная бочка» и т. д.

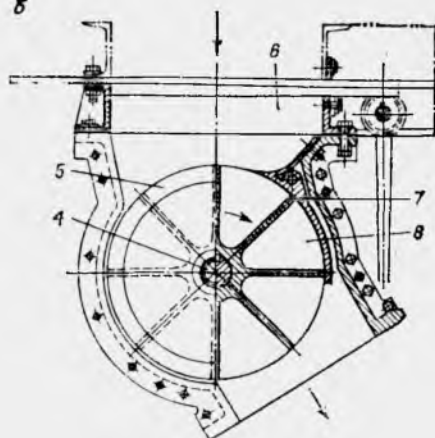
На рис. 19.21 изображен двухлопастный смеситель для паст. Рабочий объем таких смесителей 200—1000 дм³. Z-образные лопасти изогнуты вдоль их горизонтальной оси по винтовой линии и вращаются в противоположных направлениях. Соотношение скоростей вращения лопастей 1:2.

Барабанные смесители изготавливаются также и непрерывнодействующими (рис. 19.22). Непрерывнодействующими смесителями валкового типа являются двухчервячные машины

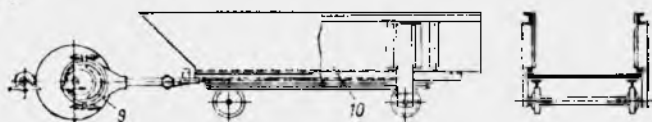
a



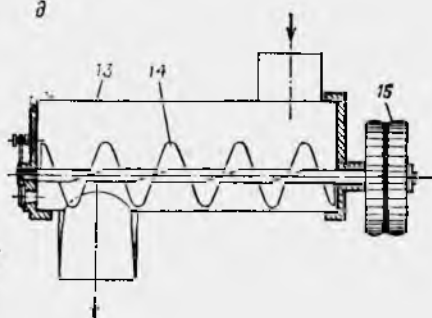
б



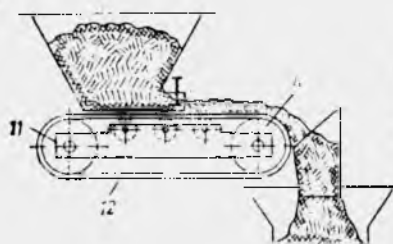
в



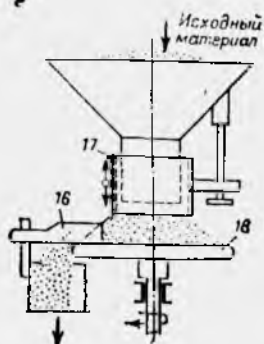
г



д



е



ж

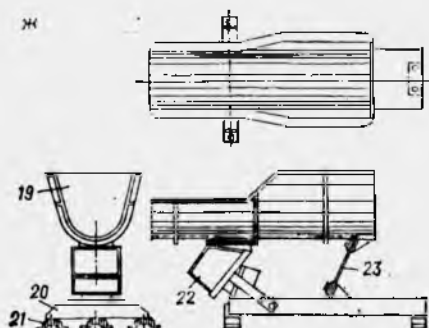


Рис. 19.17. Схемы питателей:

а — барабанный; б — барабанный секторный; в — лотковый; г — ленточный; д — шнековый; е — тарельчатый; ж — электровибрационный; 1 — цилиндрический полый барабан, имеющий 12 ячеек-желобов; 2, 6 — воронки; 3 — чугунные шары, способствующие полному высыпанию материала; 4 — вал; 5, 11 — барабаны; 7, 16 — скребки; 8 — секции (п — 3, 12); 9 — кривошипный механизм; 10, 19 — лотки; 12 — бесконечная лента; 13 — корпус; 14 — шнек; 15 — шкив или редуктор; 17 — манжета; 18 — тарелка; 20 — станина; 21 — ларки для крепления питателя болтами к раме; 22 — электровибратор; 23 — ресоры

Рис. 19.18. Скоростные смесители:

а — с провальной мешалкой (верхняя со скоростью 10—15 м/с обеспечивает псевдооживление материала, нижняя — интенсивную циркуляцию); б — с дисковыми мешалками; 1 — корпус; 2 — верхняя мешалка; 3 — нижняя мешалка; 4 — отбойная лопать

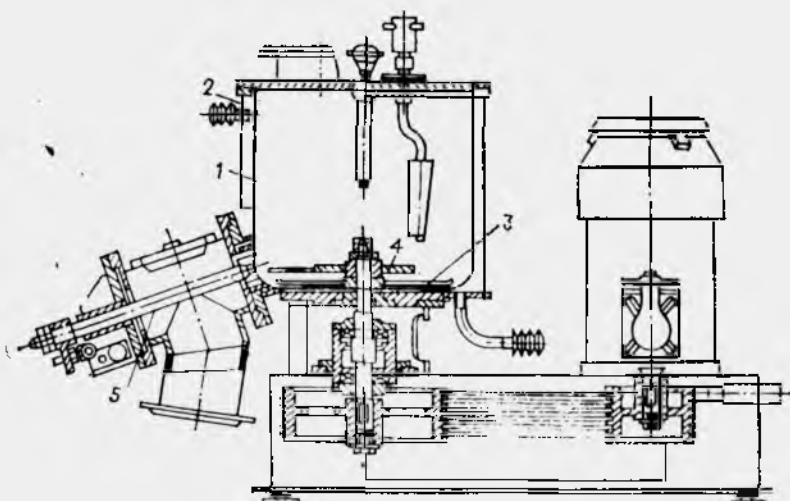
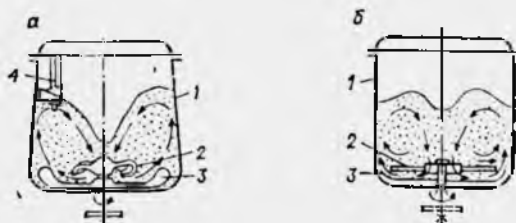


Рис. 19.19. Скоростной смеситель с рубашкой и клапаном с гидравлическим приводом для разгрузки материала:

1 — корпус; 2 — рубашка; 3 — нижняя двухлопастная мешалка; 4 — верхняя мешалка (кольцо, закрепленное на эксцентрично посаженной ступице, к кольцу сбоку приварены две короткие лопасти с углом наклона к горизонту 45°); 5 — разгрузочное устройство

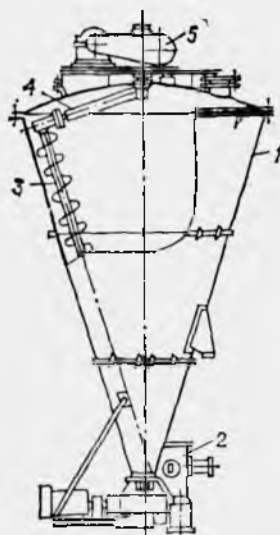


Рис. 19.20. Смеситель (усреднитель) с планетарно-шелевой мешалкой:

1 — корпус; 2 — разгрузочный клапан; 3 — шнек; 4 — вал мешалки; 5 — привод мешалки

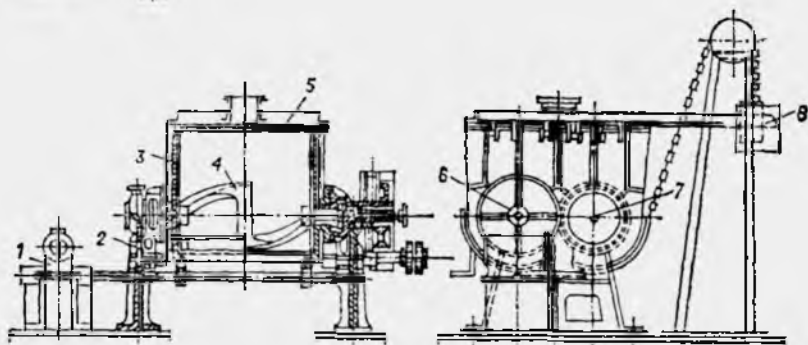
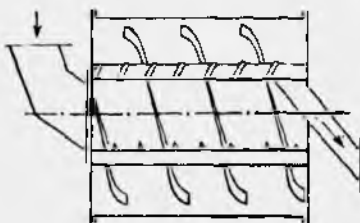


Рис. 19.21. Двухлопастный смеситель с Z-образными лопастями:

1 — привод; 2 — станина; 3 — корпус; 4 — лопасть; 5 — крышка; 6, 7 — подшипники; 8 — противовес

а



б

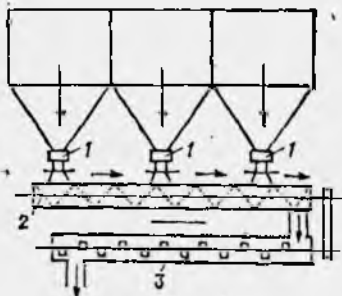


Рис. 19.22. Смесительные барабаны непрерывного действия:

а — смеситель с вращающимся лопастным барабаном (саморазгружающийся); б — двух-ступенчатая смесительная установка; 1 — дозаторы; 2 — шнек; 3 — вторичный смеситель

Рис. 19.23. Двухчервячный смеситель

1 — винт с малым шагом; 2 — винт с большим шагом; 3 — кулачки; 4 — вал винта (червяка)

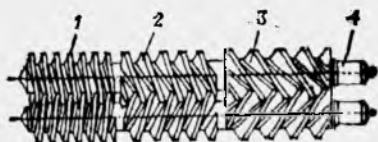
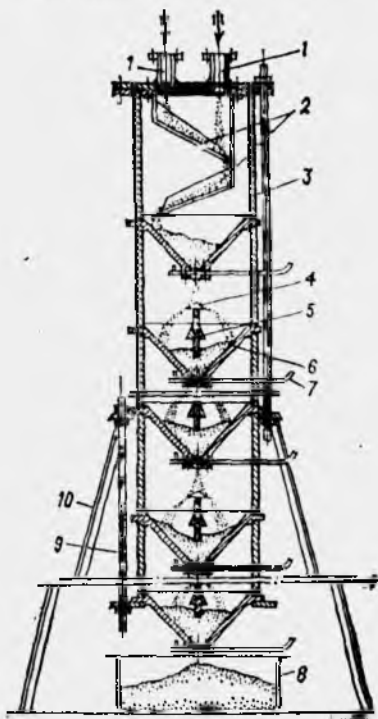


Рис. 19.24. Гравитационный ударно-распылительный смеситель

1 — приемные патрубки; 2 — наклонные желоба; 3 — корпус; 4 — отражатель (ударно-распылительный наконечник); 5 — винтовое крепление; 6 — конусообразное днище; 7 — задвижка; 8 — приемник; 9 — стяжной болт; 10 — станина



(рис. 19.23), широко распространенные в различных конструктивных вариантах.

Гравитационные смесители. Для смешения сыпучих материалов получило развитие направление создания смесителей, не имеющих движущихся частей. Установлено, что смешение материалов в тонких слоях обеспечивает лучшую эффективность, чем смешение в большом объеме (например, во вращающемся барабане).

На рис. 19.24 показан гравитационный ударно-распылительный смеситель (для хорошо сыпучих материалов). Смеситель особенно пригоден для хорошо сыпучих хрупких и легко истирающихся материалов. Гравитационные смесители используют для материалов с углом естественного откоса $\alpha < 40^\circ$ (для них коэффициент подвижности $m > 0,25$).

ГЛАВА 20

ПЕРЕМЕЩЕНИЕ ТВЕРДЫХ МАТЕРИАЛОВ

Для транспортирования твердых материалов (сырья и продуктов) на химических предприятиях используют внутризаводской транспорт, включающий *подъемно-транспортные устройства* или сооружения.

Для транспортирования сыпучих (зернистых, кусковых и т. д.) материалов применяют механические транспортные устройства различных конструкций (как непрерывного, так и периодиче-

ского действия). Для перемещения порошкообразных сыпучих материалов часто используют *пневмотранспорт* — транспорт потоком газа (воздуха) в разреженной или плотной фазе. Пневмотранспортированию по горизонтальным и вертикальным трубопроводам подлежат сухие неслипающиеся материалы с размерами частиц < 20 мм.

Наряду с пневмотранспортом в некоторых областях техники и химической технологии получил распространение *гидротранспорт* — быстрое перемещение больших масс зернистых материалов по трубопроводам потоком жидкости (воды). Частицы твердого материала должны иметь небольшой размер по сравнению с диаметром трубопровода.

Кроме сыпучих материалов на производстве часто приходится перемещать штучные грузы — кирпич, металл, различные виды упаковки (мешки, ящики, бочки с сырьем или продукцией). Для перемещения штучных грузов широко используют электрокары, краны, скипы, скреперы, эстакады и т. д.

20.1. КЛАССИФИКАЦИЯ ТРАНСПОРТНЫХ УСТРОЙСТВ

Все транспортирующие устройства для твердых материалов на предприятии делятся на 1) непрерывнодействующие, которые перемещают материал непрерывным потоком, и 2) периодически действующие, которые перемещают материал отдельными порциями (дозами). Механические транспортные устройства первой и второй групп предназначаются (по направлению перемещения в пространстве) для вертикального, горизонтального и смешанного перемещения сыпучих материалов.

Механические транспортные устройства для вертикального и смешанного перемещения

Для вертикального перемещения сыпучих материалов на химических производствах служат *элеваторы* (см. рис. 20.1, а), состоящие из станины, верхнего ведущего барабана, нижнего натяжного барабана, цепи (ленты) с карманами (ковшами).

Конструкция барабанов зависит от конструкции цепи или ленты¹⁾. При использовании короткозвенных калиброванных корабельных цепей барабан изготовляют с канавкой посередине, при использовании шарнирных цепей — в виде звездочек. Для предотвращения обратного хода барабана во время остановки элеватора на одном валу с барабаном устанавливают храповые колеса с защелками («собачками»).

Нижний барабан отличается от верхнего тем, что он снабжается натяжным приспособлением.

¹⁾ Ленточные элеваторы применяют для транспортирования легких материалов на небольшую высоту.

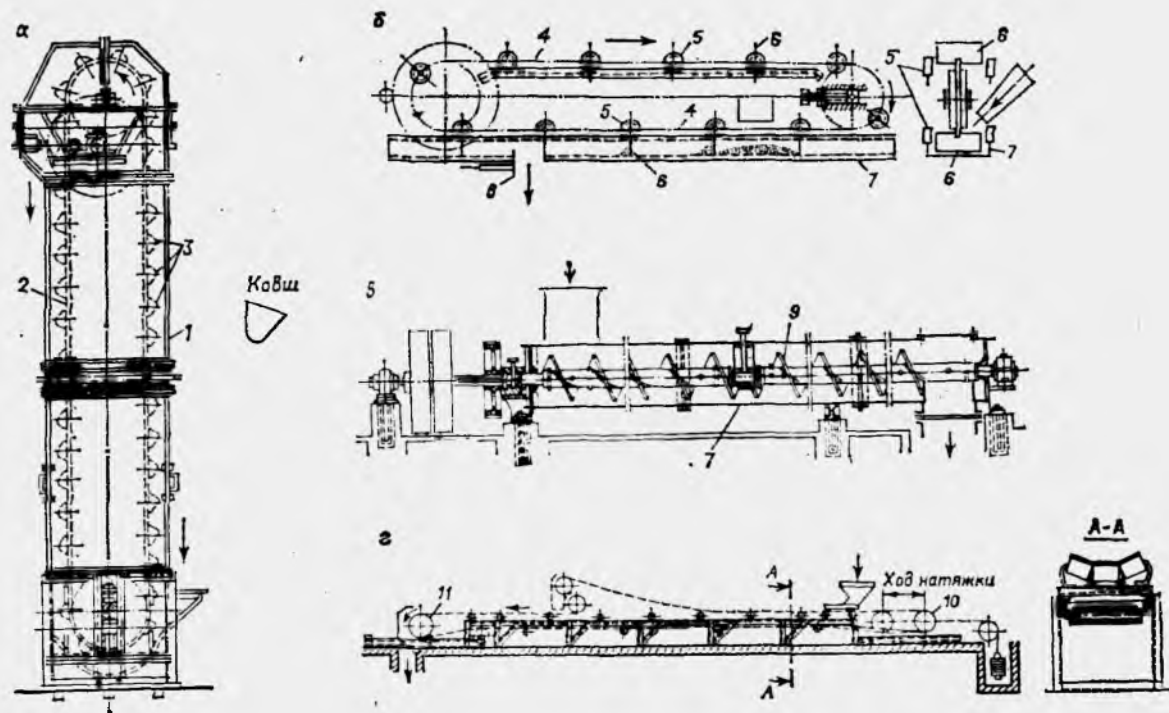


Рис. 20.1. Схемы механических транспортных устройств для непрерывного перемещения сыпучих материалов:

а — элеватор; б — скребковый транспортер с погружными скребками (сплошного водочения); в — винтовой транспортер; г — ленточный транспортер; 1 — ковш; 2 — лента (цепь); 3 — ковши; 4 — транспортная цепь; 5 — ролики; 6 — скребки; 7 — желоб; 8 — разгрузочный патрубок; 9 — винт (шнек); 10 — натяжной барабан; 11 — приводной барабан

Ковши имеют форму трехгранной призмы для обеспечения высокой степени заполнения и полного высыпания материала в сторону от шахты элеватора. Обычно их изготавливают из листовой стали толщиной 2,5—3 мм. Высота подъема материала элеватором — до 40 м. Скорость движения ленты или цепи $w = 0,9 \div 1,5$ м/с.

Для перемещения тяжелых крупнокусковых материалов, а также материалов абразивного действия применяют тихоходные элеваторы с $w = 0,4—0,6$ м/с. В этих элеваторах во избежание ссыпания материала в кожух ковши располагают один за другим непрерывно, так что материал, при разгрузке в приемный желоб, скользит по задней стенке предыдущего ковша. Поэтому такие элеваторы называют *цепными*. Для их разгрузки иногда применяют наклонные (под углом 45—70°) элеваторы.

Переходная конструкция от вертикальных к горизонтальным транспортным устройствам — **ковшевой (или кольцевой) конвейер**. Он отличается тем, что с его помощью материал может перемещаться и в горизонтальном и вертикальном направлениях, а также возможностью производить загрузку и разгрузку материала в любой точке горизонтального участка конвейера. Ковши (объемом около 10 дм³) крепятся к цепи шарнирно, с расположением точки подвеса выше центра тяжести ковша. Линейная скорость ковшей $w \approx 0,3$ м/с, коэффициент наполнения $\phi = 0,65$.

К устройствам смешанного типа можно отнести **скребковый транспортер** с погружными скребками (рис. 20.1, б). С его помощью можно перемещать сыпучие материалы по горизонтали и под любым углом наклона к горизонту. В герметичном кожухе (круглого или прямоугольного сечения) такого транспортера движется непрерывная (закольцованная) цепь или лента с закрепленными на ней скребками. Транспортер собирается из нормализованных узлов и отличается отсутствием пыления (исключены потери продукта). Скребковые транспортеры применяют для перемещения сыпучих материалов (например, ильменитового концентрата, пигментов и т. д.) на расстояния до 20 м со скоростью $w = 0,25 \div 0,75$ м/с. Их недостатком является большой износ движущихся частей, а также истирание хрупких материалов.

ляет собой открытый или закрытый желоб, в котором вращается вал, снабженный по всей длине косо поставленными (по спирали) лопастями или винтовой поверхностью. Материал поступает в загрузочное отверстие и перемещается внутри желоба, удерживаясь силой тяжести и трением о стенки от вращения вместе со шнеком. Выгрузка осуществляется через отверстие в дне желоба.

Винтовые транспортеры применяют для перемещения сыпучих материалов на расстояние до 40 м.

Ленточный транспортер (рис. 20.1, 2) трудно поддается герметизации. Он состоит из бесконечной ленты, скорость движения которой $w = 0,5 \div 2,5$ м/с для сыпучих материалов и $w = 0,75 \div 1,5$ м/с для штучных грузов. Лента непрерывно движется вокруг двух барабанов (приводного, соединенного с двигателем с помощью редуктора или другого привода, и натяжного, служащего для натягивания ленты). Обычно ленту изготовляют из нескольких слоев резины и хлопчатобумажной ткани, при перемещении горячих материалов — из тонкой стальной ленты или сетки. Ширина ленты может быть равной 400; 500; 650; 800 и 1000 мм.

Ленточные транспортеры могут перемещать сыпучие или штучные материалы на расстояние до 150—200 м. Угол наклона к горизонту должен быть не более 22° .

Пластинчатые транспортеры по устройству аналогичны ленточным. В этом случае лента состоит из шарнирных цепей с прикрепленными к ним пластинами, на которых располагается транспортируемый материал. На шарнирах цепей находятся ролики, которые катятся по направляющим, укрепленным на станине транспортера. При транспортировании сыпучих материалов пластины снабжаются бортами. Пластинчатые транспортеры применяют для перемещения крупнокусковых материалов (а также материалов с высокой температурой) на расстояние до 150 м со скоростью $w = 0,25 \div 0,75$ м/с. При наличии поперечных перегородок на пластинах угол наклона транспортера к горизонту может достигать $40\text{--}50^\circ$.

Пластинчатые транспортеры применяют в тех случаях, когда неприменимы ленточные.

Пневмо- и гидротранспорт

Пневмотранспорт. Достоинства пневмотранспорта: 1) герметичность перемещения; 2) гибкость трасс; 3) возможность полной автоматизации процесса; 4) небольшие капитальные затраты на строительство. Эти достоинства позволяют считать пневмотранспортирование сыпучих материалов одним из наиболее прогрессивных способов внутри- и межцехового транспорта. Кроме того, возможность транспортирования горячих, а также токсичных и дорогостоящих материалов с большой скоростью

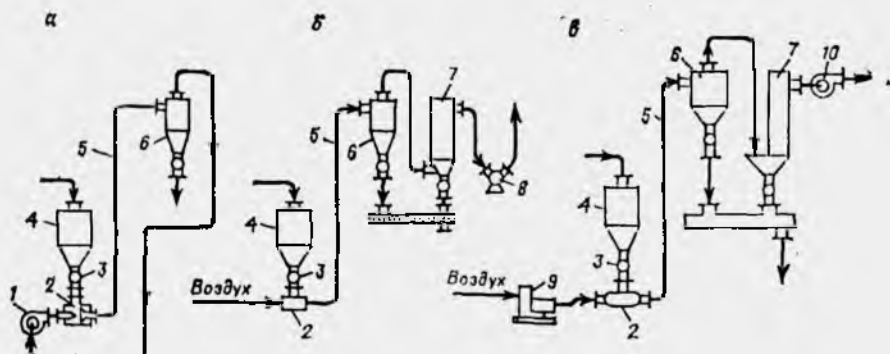


Рис. 20.2. Схемы пневмотранспорта при $w \geq w_{ун}$:

а — низконапорный; *б* — средненапорный всасывающий; *в* — средне- и высоконапорный; 1 — вентилятор высокого давления; 2 — эжекционное заборное устройство; 3 — секторный питатель (затвор); 4 — бункер; 5 — транспортный трубопровод; 6 — циклон; 7 — рукавный фильтр; 8 — ротационный вакуум-насос; 9 — ротационная воздуходувка или компрессор; 10 — вентилятор

делает пневмотранспорт незаменимым в различных отраслях химической промышленности.

Различают пневмотранспорт: 1) в разреженной фазе при скорости газа выше или равной скорости уноса ($w \geq w_{ун}$); 2) в плотной фазе при $w < w_{ун}$.

В зависимости от расходной концентрации твердой фазы μ , равной отношению массовых расходов материала G_m и газа G_r , т. е.

$$\mu = G_m / G_r. \quad (20.1)$$

условно различают пневмотранспорт с высокой и низкой концентрацией.

Классифицируют пневмотранспорт и по порозности ε (ε — объемная доля газа в объеме слоя): 1) при $\varepsilon > 0,99$ — транспорт в разреженной фазе; 2) при $\varepsilon \approx \varepsilon_0$ — транспорт в плотном слое¹⁾.

Схемы пневмотранспортных установок (в разреженной фазе) делят на низконапорные (вентиляторные), средненапорные (всасывающие или нагнетательные) и высоконапорные (нагнетательные) — см. рис. 20.2.

Скорость двухфазной системы потока воздуха со взвешенным в нем материалом обычно $w = 20 \div 30$ м/с.

Низконапорный пневмотранспорт (рис. 20.2, *а*) работает с замкнутым циклом потока воздуха и отличается простотой применяемой воздуходувной машины ($\Delta p = 7 \div 10$ кПа), а также отсутствием необходимости в рукавном фильтре. Вентилятор высокого давления 1 подает воздух в заборное устрой-

¹⁾ Известен также пневмотранспорт с заторможенным слоем и поршневой пневмотранспорт.

ство 2 эжекционного типа. Образующаяся взвесь материала по трубопроводу 5 поступает в циклон 6, где осажается 95—98 % транспортируемого материала. Воздух с небольшим содержанием унесенной пыли из циклона возвращается в вентилятор 1.

Длина нагнетательного трубопровода может достигать 20—30 м, высота подъема материала — 10—15 м. Размер транспортируемых частиц — 10—15 мм, допустимая концентрация материала — 0,5—2 кг на 1 кг воздуха.

Средненапорный пневмотранспорт. Схема средненапорного всасывающего транспорта приведена на рис. 20.2, б. С помощью питателя материал непрерывно поступает в транспортный трубопровод, и взвесь перемещается в циклон. Воздух перед поступлением в вакуум-насос обеспыливается в рукавном фильтре.

Схема средненапорного нагнетательного транспорта представлена на рис. 20.2, в. В отличие от схемы, изображенной на рис. 20.2, б, воздух нагнетается в транспортный трубопровод; кроме того, рукавный фильтр работает под небольшим давлением.

Следует отметить, что в средненапорном пневмотранспорте в качестве воздухоудных машин применяют ротационные вакуум-насосы, создающие напор $\Delta p \approx 0,05$ МПа, а также ротационные воздухоудки ($\Delta p \approx 0,13$ МПа). Материал в таких установках можно транспортировать на расстояние до 100 м, концентрация материала составляет 5—40 кг/кг воздуха.

Высоконапорный пневмотранспорт. По схеме, приведенной на рис. 20.2, в, воздух может подаваться в установку с помощью компрессора, что позволяет резко повысить концентрацию материала в 1 кг воздуха, а также увеличить длину транспортного трубопровода.

Пневмотранспорт в плотной фазе (при $w < w_{\text{ун}}$) обычно осуществляется в так называемых *аэро- и пневможелобах* (рис. 20.3). В нижней части желоба установлено газораспределительное устройство 2, изготовленное из ткани, пористых керамических плиток или металлической перфорированной пластины. Воздух (или другой транспортирующий газ), очищенный от пыли, подается под промежуточное дно и, проходя через газораспределительную решетку, образует в пространстве 3 взвешенный (кипящий) слой сыпучего материала. Сыпучий материал приобретает во взвешенном состоянии текучесть и легко перемещается по желобу в направлении уклона (2,5—6°, наиболее часто 4°). Обычно желоб сверху герметически закрыт. В тех случаях, когда воздух не имеет дальнейшего применения, желоб затягивается сверху фильтрующей тканью. В пневможелобах материал может перемещаться¹⁾ по горизонтали на большие

¹⁾ Обычно легко слеживающийся материал типа цемента, соды, угольной пыли, моющих порошков, огарков и т. д.

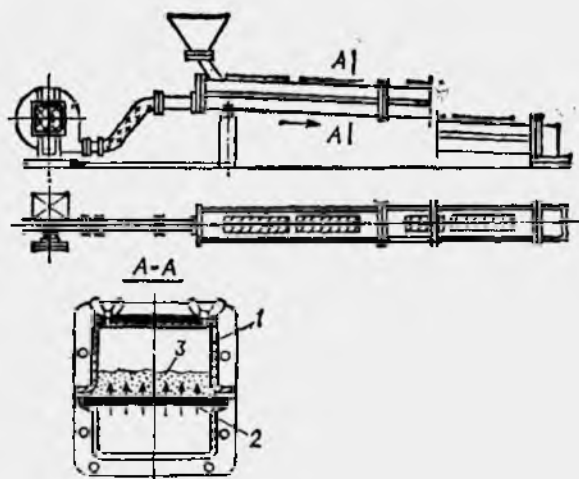
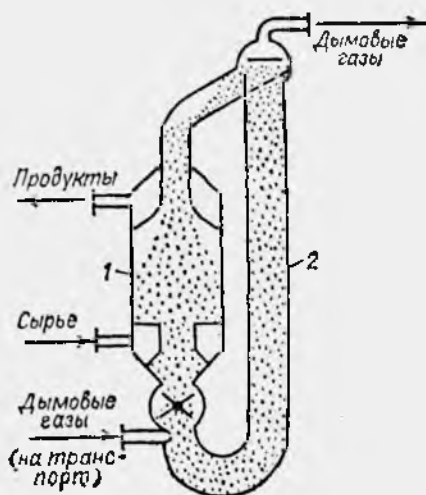


Рис. 20.3. Пневможелоб (А—А—поперечное сечение):
1 — корпус; 2 — газораспределительная решетка; 3 — слой

расстояния — до 1 км при скорости 0,5—2,5 м/с (в зависимости от угла наклона желоба и толщины слоя). При этом развивается напор 3—5 кПа. Пневможелоб может быть использован также в качестве теплообменника — для нагрева или охлаждения твердой фазы.

Кроме пневможелобов, сыпучие материалы часто транспортируют в плотном слое при повышенном давлении (0,13—0,8 МПа) транспортирующего агента (рис. 20.4). В этом случае расходуются сравнительно небольшое количество газа, а плот-



ность сыпучего материала в транспортной трубе приближается к плотности неподвижного слоя (относительная концентрация смеси находится в пределах от 5 до 400 кг материала на 1 кг газа).

При использовании пневмотранспорта для перемещения сыпучего материала следует учитывать, что не каждый сыпучий материал можно перемещать любым способом пневмотранспорта и это не-

Рис. 20.4. Транспорт в плотном слое (на установке каталитической переработки нефтепродуктов «Гиперформинг»):
1 — реактор; 2 — транспортная линия, в которой регенерируется катализатор

Рис. 20.5. Воздушно-водяной подъемник (маммут-насос).

Части трубы: 1 — всасывающая; 2 — опорная; 3 — выбрасывающая; 4 — кольцевая коробка

большое изменение влажности может повлиять на подвижность материала.

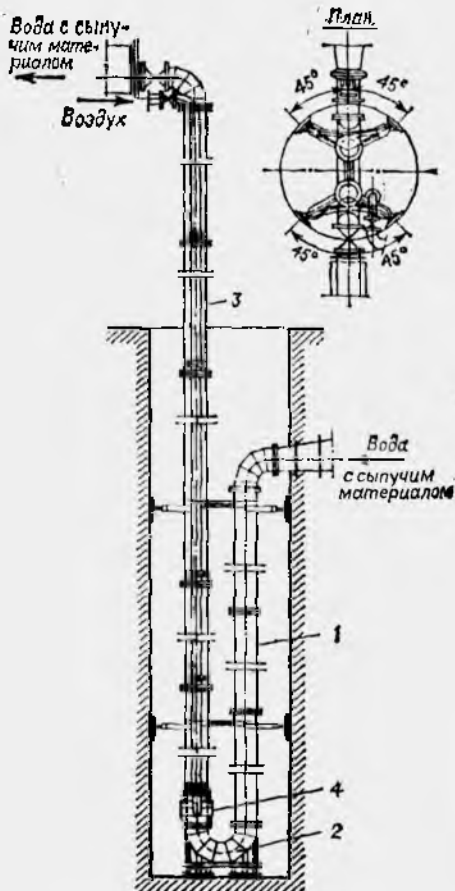
Гидротранспорт применяется для перемещения сыпучих и кусковых материалов в струе воды. Его достоинством является высокая скорость транспортирования больших масс материалов. Основной недостаток — относительно большой расход воды, а также необходимость специальных устройств для отделения сыпучего материала от воды. Необходимо отметить, что этот вид транспорта применим для материалов, не боящихся воды.

Гидротранспортные установки могут быть: 1) низконапорными (напор воды $< 0,5$ МПа) в открытых каналах; 2) высоконапорными (под давлением подаваемой воды $2,5-6$ МПа) в трубах ($\Delta p = 0,15 \div 0,7$ МПа).

Гидротранспортные установки могут перемещать сыпучий материал на расстояние более 1 км.

Существуют смешанные схемы гидротранспорта: внутри цеха перемещение идет по низконапорной схеме в открытых каналах, а за пределами цеха, на большее расстояние — по высоконапорной схеме в трубах.

При перемещении (подъеме) сыпучего материала на небольшие расстояния (приблизительно до 10 м) используют *воздушно-водяные подъемники (маммут-насосы)*. На рис. 20.5 приведена схема воздушно-водяного подъемника, представляющего собой U-образную трубу, у которой одно колено короче другого почти в два раза. Труба состоит из трех частей: всасывающей 1, опорной 2 и выбрасывающей 3. Внизу (на выбрасывающей части) находится кольцевая коробка 4, на внутренней стенке которой расположены щели, через которые внутрь трубы



нагнетается воздух под давлением. К этой коробке примыкает труба для подвода сжатого воздуха от компрессора. Нижнюю часть устройства располагают в колодце так, чтобы открытый конец всасывающего колена был на одном уровне с нижней частью гидравлического транспортера (желоба); конец выбрасывающего колена соединен с приемником материала при помощи наклонного желоба (с решеткой для отделения воды).

Смесь воды и твердого материала из транспортера поступает в короткое колено. По закону сообщающихся сосудов она поднимается в длинном колене до того же уровня. При подаче воздуха через кольцевую коробку в нижнюю часть высокого колена плотность тройной системы (смеси воды, сыпучего материала и воздуха) становится меньше, вследствие чего уровень смеси в высоком колене поднимается соответственно уменьшению плотности. Кроме того, давление, под которым находятся пузырьки воздуха, по мере продвижения их вверх с сыпучим материалом и водой уменьшается и достигает при выходе атмосферного.

Таким образом, в подающем колене пузырьки воздуха, расширяясь, действуют как поршни насоса, поднимая и выбрасывая смесь. Воздушно-водяным подъемником можно подать смесь на значительную высоту. Существенным препятствием является необходимость опускать подъемник в колодец на глубину, равную примерно высоте подъема, так как иначе смесь может прорваться в короткое колено.

20.2. РАСЧЕТ ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТИ И РАСХОДА ЭНЕРГИИ ТРАНСПОРТНЫХ УСТРОЙСТВ

Производительность транспортных устройств

Для непрерывнодействующих транспортных устройств в предположении, что сыпучий материал перемещается непрерывным потоком, производительность можно рассчитать, используя уравнение расхода (см. гл. 1): $V = wF$, где V — расход перемещаемого материала, $\text{м}^3/\text{с}$, w — линейная скорость перемещения материала, $\text{м}/\text{с}$, F — площадь поперечного сечения потока, м^2 .

Массовая производительность G (в $\text{кг}/\text{с}$):

$$G = V\rho_{\text{нас}} = wF\rho_{\text{нас}}, \quad (20.2)$$

где $\rho_{\text{нас}}$ — насыпная плотность материала, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Насыпную плотность слоя сыпучего материала приближенно можно рассчитать по формуле:

$$\rho_{\text{нас}} = \rho_d (1 - \epsilon),$$

Здесь ρ_d — истинная (действительная) плотность твердого материала, $\text{кг}/\text{м}^3$, ϵ — порозность слоя.

Для свежезасыпанного (неслежавшегося) слоя материала, находящегося в неподвижном (непродуваемом) состоянии, $\varepsilon = \varepsilon_0$, где ε_0 — начальная порозность слоя (для шарообразных монодисперсных частичек $\varepsilon_0 \approx 0,4$).

Для ленточных, пластинчатых, скребковых транспортеров по-разному рассчитывается площадь поперечного сечения потока материала (для определения F в каждом случае применяют соответствующие эмпирические формулы).

Массовая производительность G (в т/ч) транспортера в производственных условиях:

$$G = 3600 F \varphi \rho_{\text{нас}} \varphi, \quad (20.3)$$

где φ — коэффициент заполнения несущего органа транспортного устройства (табл. 20.1).

Таблица 20.1

Значения коэффициента заполнения φ

Транспортное устройство	φ	Примечание
Транспортер: пластинчатый	0,5—1	Меньшие значения φ — для мелких кусков, большие — для крупных
скребковый	0,5—0,9	
вибрационный	0,5—0,8	
Шнек:		То же
горизонтальный	0,2—0,7	
при угле наклона до 36°	0,54	
» » » « $37-40^\circ$	0,45	
» » » « $41-45^\circ$	0,43	
Элеватор	0,7—0,9	Для заполнения ковша

Для ленточных транспортеров:

$$F = (0,9b - 0,05)^2 / 18, \quad (20.4)$$

где b — ширина ленты, м.

Для желобчатых лент величина F примерно в два раза больше, чем определяется по уравнению (20.4).

Для пластинчатых транспортеров:

$$F = bh, \quad (20.5)$$

где b — ширина пластин или желоба, м; h — высота бортов у пластин или желоба, м.

Формула (20.5) применима и для вибрационных транспортеров, только в этом случае h — высота слоя материала в желобе.

Для винтовых транспортеров и шнеков: $F = \pi D^2 / 4$, где D — диаметр винта, м. С учетом диаметра d вала шнека: $F = \pi (D^2 - d^2) / 4$.

Скорость продвижения материала по длине шнека (в м/с):

$$w = sn/60,$$

где s — ход витка шнека, м; n — частота вращения вала шнека, об/с.

Массовая производительность шнека G (в т/ч):

$$G = 60 \frac{\pi (D^2 - d^2)}{4} sn \rho_{\text{нас}} \Phi = 15\pi (D^2 - d^2) sn \rho_{\text{нас}} \Phi.$$

Производительность элеваторов рассчитывают, подставляя в формулу (20.2) вместо F отношение объема ковша λ (в м³) к расстоянию между ковшами l (в м):

$$G = 3600 (v/l) \varphi \rho_{\text{нас}}.$$

Мощность, расходуемая в транспортных устройствах

Мощность на валу двигателя N_0 (в кВт):

$$N_0 = (N_1 + N_2 + N_3) K_3 + N_4. \quad (20.6)$$

Здесь N_1 — мощность, затрачиваемая на подъем материала; N_2 — мощность, затрачиваемая на преодоление вредных сопротивлений трения при перемещении материала; N_3 — мощность, затрачиваемая на преодоление сопротивления ленты или цепи (при холостом ходе); N_4 — мощность, затрачиваемая на работу сбрасывающего устройства; K_3 — коэффициент запаса на неучтенные сопротивления, зависящие от длины L транспортера ($K_3 = 1,2$ при $L < 15$ м; $K_3 = 1,1$ при $L = 15 \div 30$ м; $K_3 = 1$ при $L > 45$ м; см. также табл. 20.2).

В уравнении (20.6) (в кВт):

$$N_1 = GH/367; \quad N_2 = K_1 GL/367; \quad N_3 = K_2 wL/367.$$

Таблица 20.2

Значения поправочных коэффициентов K_1, K_2, K_3

Транспортное устройство	K_1	K_2	K_3	Примечание
Транспортер ленточный	0,054	$K_2 = f(b)$	1,0—1,2	
ширина ленты 400 мм		5,2		
ширина ленты 500 мм		6,4		
ширина ленты 800 мм		10,4		
ширина ленты 1200 мм		17		
пластинчатый	0,11	$48b + A$	1,1	$A = 50 \div 80$
скребковый	—	0	1	См. табл. 20.3
винтовой	1,2—4	0	1	Меньшие значения K_1 — для неистирающихся материалов
вибрационный	5—10	0	0	
Элеватор	0	—	1,15	$K_2 = kG$ (см. табл. 20.4)

Значения K_1 для скребковых транспортеров

Производительность G , т/ч	Транспортер		Производительность G , т/ч	Транспортер	
	с роликowymi цепями	с безроликовыми цепями		с роликowymi цепями	с безроликовыми цепями
4,5	2,25	4,2	27	1,1	1,9
9	1,7	3,0	36	1,05	1,7
18	1,3	2,25	45	0,7	1,6

где G — производительность, т/ч; H — высота подъема, м; $367 = 3600/9,81$; L — длина транспортера; K_1, K_2 — опытные коэффициенты сопротивления (табл. 20.2); w — скорость движения, м/с.

Величина N_4 зависит от типа сбрасывающего устройства:

Сбрасывающее устройство

N_4 , кВт

Пожерное

$0,01Gb$

Барабанный сбрасыватель

$0,225(N_0 - N_{4n}) + 0,005G$

Барабанный самоходный сбрасыватель

$0,275(N_0 - N_{4n}) + 0,005G + 0,4$

Здесь G — производительность, т/ч; b — ширина ленты, м; N_{4n} — для ножового сбрасывающего устройства.

Мощность электродвигателя N (в кВт) рассчитывают по формуле:

$$N = N_0 K / \eta,$$

где $K = 1,1 \div 1,4$ — коэффициент, учитывающий условия работы транспортера (меньшие значения — при легких условиях работы); $\eta = 0,6 \div 0,85$ — к. п. д. привода.

Таблица 20.4

Значения k для элеваторов

Производительность G , т/ч	Ковши	Элеватор		
		ленточный	одноцепной	двухцепной
< 10	Обычные	0,84	1,24	—
	Чешуйчатые	—	—	—
10—25	Обычные	0,7	0,91	1,36
	Чешуйчатые	—	0,77	—
25—50	Обычные	0,63	0,68	1,13
	Чешуйчатые	0,58	0,59	—
50—100	Обычные	0,56	0,57	0,91
	Чешуйчатые	0,53	0,49	0,77
> 100	Обычные	0,39	—	0,68
	Чешуйчатые	0,48	—	0,63

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

Общая литература

1. *Плановский А. Н., Рамм В. М., Каган С. З.* Процессы и аппараты химической технологии. 5-е изд., пер. и доп. М.: Химия, 1968. 847 с.
2. *Романков П. Г., Курочкина М. И.* Примеры и задачи по курсу «Процессы и аппараты химической промышленности»: Учеб. пособие для техникумов. Л.: Химия, 1984. 232 с.
3. *Романков П. Г., Курочкина М. И.* Расчетные диаграммы и номограммы по курсу «Процессы и аппараты химической промышленности»: Учеб. пособие для техникумов. Л.: Химия, 1985. 56 с.
4. *Стабников В. Н., Баранцев В. И.* Процессы и аппараты пищевых производств. 3-е изд., пер. и доп. М.: Легкая и пищевая промышленность, 1983. 328 с.

К разделу I. Гидромеханические процессы и аппараты

5. *Романков П. Г., Курочкина М. И.* Гидромеханические процессы химической технологии. 3-е изд., пер. Л.: Химия, 1982. 288 с.
6. *Черкасский В. М.* Насосы, вентиляторы, компрессоры. М.: Энергия, 1977. 424 с.

К разделу II. Тепловые процессы и аппараты

7. *Михеев М. А., Михеева Н. М.* Основы теплопередачи. М.: Энергия, 1977. 342 с.
8. *Романков П. Г., Фролов В. Ф.* Теплообменные процессы химической технологии. Л.: Химия, 1982. 288 с.

К разделу III. Массообменные процессы и аппараты

9. *Кафаров В. В.* Основы массопередачи. М.: Высшая школа, 1979. 439 с.
10. *Романков П. Г. и др.* Массообменные процессы химической технологии. Системы с твердой фазой/П. Г. Романков, Н. Б. Рашковская, В. Ф. Фролов. Л.: Химия, 1975. 336 с.
11. *Лыков М. В.* Сушка в химической промышленности. М.: Химия, 1970. 432 с.

К разделу IV. Химические процессы и реакторы

12. *Кутепов А. М. и др.* Общая химическая технология/А. М. Кутепов, Т. Н. Бондарева, М. Г. Беренгартен. М.: Высшая школа, 1985. 448 с.
13. *Смирнов Н. Н., Волжинский А. И.* Химические реакторы в примерах и задачах. 2-е изд. Л.: Химия, 1986. 224 с.
14. *Смирнов Н. Н.* Реакторы в химической промышленности. М.: Высшая школа, 1980. 72 с.

К разделу V. Механические процессы и аппараты

15. *Сиденко П. М.* Измельчение в химической промышленности. М.: Химия, 1977. 368 с.

ПРЕДМЕТНЫЙ УКАЗАТЕЛЬ

- Абсорбенты** 324, 326
Абсорбционные холодильные машины 278, 289, 290
Автомодельная область течения потока 53
Адсорбат 385
Адсорбенты 385 сл.
Адсорбер(ы)
в виде трубчатого теплообменника 400, 401
со слоем адсорбента движущимся 397
неподвижным 396, 397
псевдооживленным 397
Адсорбтив 385
Адсорбционная влага 404
Азеотропная смесь 343, 360
Активные угли 387
Алюмогели 387
Анизотропная турбулентность 33
Аниониты 389
Аппарат(ы)
выпарные 248 сл.
для молекулярной дистилляции 351, 352
для перемешивания пеноотоповских жидкостей 175, 176
идеального вытеснения 45
идеального смешения 45, 46
кондуктивные 423
контактные 362, 363, 487, 500, 501
мембранного разделения 148, 149
пленочные 320
роторные 362, 363
с индукционным электронагревателем 218
с мешалками 174 сл.
с погружными горелками (АПГ) 238, 239, 245, 260, 261
с принудительным движением слоя пошта 402, 403
с рубашкой и мешалкой 233
с циркулирующим слоем пошта 403
Барботаж 71, 259, 260, 493
Барботажные абсорберы 337, 338
Барботажный (пенный) пылеуловитель 157
Барботеры 179, 212
Барометрический конденсатор 237, 238
Блочные теплообменники 234 сл., 245
Быстроходные мешалки 164, 165
Бэкингема—Федермана теорема 40, 41
Вакуум-кристаллизаторы 439 сл.
Вакуум-кристаллизация 439
Вакуум-сушильный шкаф 407, 423
Вакуум-сушка 423, 424
Вакуум-фильтр 137
Взвешенный слой 64 сл.
высота 68, 69
Винтовые мешалки 163 сл.
Вихревые насосы 97, 98
Влага смачивания 404
Возгонка (сублимация) 433
Воздушная (пневматическая) классификация 520
Воздушно-водяной подъемник 547, 548
Волновое движение пленки 61
Временные подобию 38, 39
Время
защитного (адсорбционного) действия слоя 394
пробывания 45 сл.
функции распределения 47, 481, 482
Вторичные энергетические ресурсы (ВЭР) 210
Вторичный пар 247 сл.
Вынужденная циркуляция 167, 168
Выпарной аппарат
горизонтальный, с падающей пленкой 257, 258
с барботажем топочных газов 259, 260
с восходящей пленкой и соосной греющей камерой 255 сл., 262
с вынесенной греющей камерой 251, 252, 255
с естественной циркулирующей 249 сл., 262
усиленной 253
со свободной циркуляцией 249
со свободно падающей пленкой 257, 262
с погружными горелками 260 сл.
с подвесной греющей камерой 252, 253
с принудительной циркулирующей 254, 255, 262
с соосной греющей камерой 250, 251, 254, 255
с тепловым насосом 248
с центральной циркуляционной трубой 250, 251
Высоконапорный пневмотранспорт 544, 545
Высокочастотное нагревание 219

- Высота единицы переноса (ВЕР) 320
 Вязкость
 влияние температуры и давления 23, 24
 динамическая 22, 23
 кажущаяся 25
 кинематическая 22
- Газлифт 99
 Газокомпрессионные машины 278
 Газосодержание 71
 Геометрический напор 20, 30
 Геометрическое подобие 38
 Гиббса правило фаз 324, 325
 Гиббса треугольник 369
 Гидравлика 16
 Гидравлическая депрессия 266
 Гидравлическая классификация 520
 Гидравлические испытания трубопроводов 82
 Гидравлические распылители 339
 Гидравлический удар 83
 Гидравлическое сопротивление
 газожидкостного слоя на тарелке 332
 зернистого слоя 62
 трубопровода 83
 циклона 151
 Гидродинамика 16
 Гидродинамический напор 30
 Гидромеханика 16
 Гидростатика 16
 Гидростатическая депрессия (гидростатический эффект) 265
 Гидростатическое давление 19
 Глухой нар 212
 Гребковые вакуум-сушилки 407
 Грохот (ы)
 барабанный 525, 526
 быстрокачающийся, с разносторонним уклоном сит 524
 вибрационный 525, 526
 гирационный 525
 неподвижные 523
 плоские 523 сл.
 ситовые 523, 524
- Двухтрубные теплообменники (тип «труба в трубе») 226, 227, 244
 Двухфазные потоки 69 сл.
 перепад давления 72
 режимы движения 70 сл.
 Двухъярусный отстойник 124
 Дезинтегратор 515, 516
 Десорбция 324, 341, 396
 Детандирование 277
 Дефлокуляция 159
 Динамическая активность 391, 394
 Дисембратор 515 сл.
 Дитоллилметан 216
- Дифенильная смесь 215
 Дифференциальный дроссельный эффект 292
 Дробная (фракционированная) кристаллизация 433, 439
 Дробилка (и)
 вальцовые 511, 514
 инерционная 513, 514
 копусная 512, 513
 щечковая 511, 512
 Дробление 504, 511 сл.
 Дросселирование 277
 Друк-фильтр 134
 Дуговые печи 219
- Единица переноса 318 сл.
 Естественная конвекция 195
- Жалюзийные пылеуловители инерционного типа 150
 Жидкостный сепаратор 144
- Замкнутый цикл измельчения 510
 Запорная арматура 79 сл.
 Затворы 530 сл.
 Змеевики 234
- Идеализированная тарелка 321
 Идеальная жидкость 17
 Идеальные смеси 343
 Изогидрическая кристаллизация 439
 Изотерма (ы)
 адсорбции 388 сл.
 экстракции 368
 Изотермическая поверхность 184
 Изотропная турбулентность 33
 Импульсное возмущение 48
 Инвариант подобия 38, 39
 Инверсия фаз 333
 Индикатор подобия 40, 315, 316
 Индуктивное нагревание 219
 Инерционный режим движения 53
 Инжектор 98
 Интегральный дроссельный эффект 292
 Истечение жидкости
 из отверстия в дне сосуда 57 сл.
 через водослив 60
- Кавитация 94
 Капельная конденсация 198
 Катиониты 388
 Кирпичева — Гухмана теорема 41
 Кирпичева объемная теория измельчения 506, 507
 Клапанная тарелка 338
 Классификатор (ы)
 гребковые 528
 конический, автоматического действия 527, 528

Классификатор (ы)
 многосекционные 528
 спиральные (винтовые) 527, 528

**Классы измельчения твердых мате-
 риалов** 504, 505

Ковшовой (кошачей) конвейер 542

Кожухоблочный теплообменник 235

**Кожухотрубчатый (е) теплообмен-
 ник (и)**
 двухходовой 222
 размещение труб в решетках 223, 224
 с линзовым компенсатором 225
 с плавающей головкой 225, 226
 с поперечными перегородками в межтрубном пространстве 223
 способы соединения труб в ре-
 шетках 223
 с сальниковым устройством 225
 с U-образными трубками 226, 244

Колона
 синтеза аммиака под средним давлением 499, 500
 экстракционная, с уравнове-
 шенным пакетом вибрирующей насадки 384, 382

Колпачковая тарелка 337, 338, 362

переливы 338, 362

Конвективная диффузия 308 сл.

Конденсатоотводчики 212, 213

Конденсаторы смешения 237, 238, 245

Константа (ы)
 Генри 325, 328
 Козени — Кармана 64
 подобия 38 сл., 315
 равновесия химического процес-
 са 458
 скорости химической реакции 459, 465, 466
 фильтрования 131 сл.

**Контактные устройства роторных ап-
 паратов** 362, 363

Кривая (ые)
 биподальная 373, 374
 кристаллизации 443
 отклика 44 сл., 481
 псевдооживления 66
 равновесной влажности материа-
 ла 405
 распределения
 твердой фазы при центробеж-
 ном разделении 127
 фракций измельченного мате-
 риала 521
 растворимости 434
 скорости сушки 421, 422
 сушки 420, 421
 течения жидкостей 24, 23

Кристаллизатор (ы)
 барабанные 438, 439
 одновалцовый (для расплавов) 441
 с псевдооживленным слоем 440, 441

**Кристаллизация с испарением части
 растворителя в токе носителя** 439

Критерии подобия
 Архимеда 67, 118 сл.
 Галилея 199
 гомохронности 42
 Грасгофа 189, 190
 конденсации 199
 Лященко 67, 119
 мощности 172
 Нуссельта 189, 190
 диффузионный 316
 Ньютона 40, 41
 определяемые 41, 42
 определяющие 41, 42
 Пекле 189
 диффузионный 315
 Прандтля 188, 189
 диффузионный 316
 Рейнольдса 32, 42, 188, 189, 194, 315
 критическое значение 32, 62, 67, 165
 модифицированный 117
 состава 351
 Фруда 41, 69, 71, 315
 центробежный 150
 Фурье, диффузионный 315
 Эйлера 41, 42
 модифицированный 171

**Ламинарный режим движения жид-
 кости** 32, 34

Ленточные мешалки 164

Линзовые компенсаторы 225

Лопастные мешалки 163 сл.

Лучистый теплообмен 204

**Льюиса и Уитмена двухплечная
 модель** 312, 313

Макропоры 387

Мамут-насос см. Воздушно-водяной подъемник

Массовая кристаллизация 433

Масштабный переход 36

Масштаб турбулентности 33

Материальный индекс производства 35

**Мгновенная (дифференциальная) из-
 бирательность** 452

Меланжа (и)
 барабанные 516 сл.
 вибрационная 518
 комбинированная 519

- Мельница (ы)
 молотковые 515, 516
 шаровая 516, 517
 Местные сопротивления 48, 55, 84, 85
 Мигалки 531, 532
 Микропоры 386
 Модель (и)
 идеального (полного) вытеснения 44, 45
 идеального смещения (полного перемешивания) 45, 46
 массообмена 312
 математическая 36
 Модуль набора сит 521
 Молекулярная диффузия 308 сл.
 Моноизопропилдифенил (МИПД) 216
 Монтежю 99
 Мультигидроциклоны 126

 Нагревание
 электрическим сопротивлением 218
 электрической дугой 219
 Направленная кристаллизация 444
 Насадка 62, 239, 330, 334 сл.
 в барабанных сушилках 427, 429
 тарельчатая, для пульсационных колонн 380, 381
 Насадочные абсорберы 333 сл.
 режимы 333, 334
 Насадочные колонны 320
 Насосный эффект мешалки 168
 Несжимаемые осадки 129
 Неустановившееся движение жидкости 25
 Низконапорный пневмотранспорт 544, 545
 Никурадзе график 34
 Нода (кошода) 373
 Нутч-фильтр 134
 Ньютона — Бертрана теорема 39

 Общая (интегральная) избирательность 452
 Общая разность температур 265
 Одноступенчатая экстракция 371 сл.
 графический расчет 373, 374
 материальный баланс 372, 373
 Опознавательная окраска трубопроводов 78, 80
 Определяющая частота вращения мешалки 170
 Оребренные теплообменники 231 сл., 244
 Оросительные трубчатые теплообменники 227, 244
 Оросительные устройства 336, 337
 Осевые насосы 97
 Осмотическая влага 404

 Осмотическое давление 147
 Острый пар 212
 Открытый цикл измельчения 510
 Отрицательная растворимость 434
 Отстойники-сгустители 124, 125
 Отстойный газовод 149

 Парокомпресссионные машины 278
 Пароэжекторные холодильные машины 278, 290, 291
 Первичные топливные ресурсы 209
 Первичный пар 247
 Перекрестный ток 203
 Переходные поры 387
 Питатели для адсорбентов 399 сл.
 Пластинчатые теплообменники 229, 230, 244, 245
 Пленочная конденсация 198
 Пленочное кипение 196, 197
 Пленочные выпарные аппараты 255, 262 сл.
 Плотность 17 сл.
 Плотность орошения 61
 Пневматические (барботажные) перемешивающие устройства 179
 Пневматические распылители 339, 340
 Пневможелоб 546
 Пневмотранспорт в плотном слое 545, 546
 Пограничный слой
 гидравлический 187
 диффузионный 308
 тепловой 186, 187
 Погружные горелки 260, 264
 Погружные змеевиковые теплообменники 228, 229, 244
 Подвижное равновесие 434
 Подобие физических величин 38, 39
 Подъемно-транспортные устройства 539
 Полезная разность температур 265
 Полное подобие 37
 Положительная растворимость 434
 Помол 504, 515 сл.
 Пористость
 мембраны 147, 148
 осадка 129
 Порозность слоя 63, 67, 544, 550
 Поршневой поток 44
 Потенциал сушики 419
 Потери давления (напора)
 на местные сопротивления 54, 55
 на трение
 в змеевиках 54
 в трубопроводах 48 сл.
 общие 55
 Правило
 линейности химико-технологических функций 23, 24

Правило
рычага 369
фаз (Гиббса) 324, 325
Предел крупности измельченного ма-
териала 505
Профильные тарелки 338
Проницаемость мембраны 149
Прочесальные мешалки см. Винто-
вые мешалки
Противоток 203
Прямоток 203
Псевдооживленный слой см. Взве-
шенный слой
Пузырьковое кипение 196, 197
Пульсационные колонны 380, 381
Пылеосадительные камеры 149, 150
Пьезометрический (статический) на-
пор 20, 30

Рамзина диаграмма 409, 410
Рамная мешалка 164, 165
Распылительные абсорберы 338 сл.
Рассел 509, 519, 521
Рассолы 220
Растворители 433, 434
Рафинат 366
Реальные жидкости 17
Реактор (ы)
аднабатический 482, 483
алкилирования, многосекционный
502, 503
газожидкостные 488
для дегидрирования *n*-бутиленов
501, 502
для проведения процессов
гетерогенных (гетерофазных)
каталитических 487
контактно-каталитических 486
идеального (полного) вытеснения
477, 479
идеального смешения (полного
перемешивания) 477, 478
теплообменные устройства 491
изотермический 481, 482
колонные 484
непрерывного действия 476, 477
периодического действия 475, 476
политропический 483, 484
полунепрерывного (полупериоди-
ческого) действия 477
со взвешенным (псевдооживлен-
ным) слоем 485
способы обеспечения оптималь-
ных температур 493
с промежуточным гидродинами-
ческим режимом 479, 480
ТИБА с мешалкой 174, 175
типа многосекционной колонны,
для полимеризации и поликон-
денсации 502, 503

Реактор (ы)
трубчатые 484
Регулирующая арматура 80
Ректификационная колонна
материальный баланс 354, 355
построение рабочих линий 355,
356
тепловой баланс 357, 358
Риттингера поверхностная теория из-
мельчения 506, 507
Розембума треугольник 369
Роторные насосы 98
Роторный пленочный испаритель 258,
259, 262
Свободная циркуляция 167, 249
Свободное осаждение 116 сл.
Сегментные переливы 362
Селективность
адсорбентов 387
мембраны 147
Сепаратор (ы)
воздушно-проходные 526, 527
воздушно-циркуляционный 527
Сепарационные устройства для раз-
деления газожидкостных потоков
340, 341
Сжимаемые осадки 129
Силкогели 387
Силиконовые теплоносители 216
Симплекс подобия 39, 42
Ситовой анализ 505, 521 сл.
Ситчатые тарелки 338, 362
Скоростной (динамический) напор 30
Скорость (и)
осаждения 116 сл.
расчет 118 сл.
потока при образовании взве-
щенного слоя 66 сл.
роста кристаллов 437
упоса 68
химической реакции 459
Скруббер
Вентури 156, 157, 339
посадочный 156, 157
Смеситель (и)
барабанные 535, 538, 539
гравитационные 539
каскадные 491
лабиринтные 491
пневматический 493
Смешанная конденсация 198
Смешанный ток 203, 269
Соединения труб 75
Спиральные теплообменники 230, 231,
245
Средневзвешенный диаметр частиц
521
Среднепалорный пневмотранспорт
544, 545

- Средняя скорость потока** 26
Статическая активность 391
Степень
 извлечения 327, 372
 измельчения 505
 осаждения 126
 очистки газа от пыли 150
 превращения 450
 равновесная 458
 черноты тела 205
Стесненное осаждение 121
Струйная тарелка 338
Струйные насосы 98, 99
Ступенчатое возмущение 48
Сушилка(и)
 барабанные вращающиеся 427 сл.
 вакуумная двухвальцовая 425
 валцовые 407, 423
 высокочастотная (дieleктриче-
 ская) 431, 432
 гребковая 423, 424
 камерные (полочные) 424 сл.
 конвективные 411 сл.
 контактные 423, 424
 ленточные 426 сл.
 пневматические 429, 430
 радиационная 430
 распылительные 428 сл.
 со взвешенным (псевдоожиген-
 ным) слоем 428, 429
 сублимационная 432
 теоретическая 413
 туннельные 426, 427
Сушильный вариант
 нормальный (основной) 413, 414,
 416, 417
 с промежуточным нагревом воз-
 духа 415, 416
 с рециркуляцией части отрабо-
 танного воздуха 414, 415
Тарельчатая колонна 320, 321
**Твердость (абразивность) измельчае-
 мого материала** 505
Температура мокрого термометра 417
Температурная депрессия 265
Теоремы теории подобия 39 сл.
Теория(и)
 адсорбции 390
 измельчения 506, 507
 кристаллизации 436, 437
 моделирования 36
 подобия 37 сл.
 размерностей 42, 43
Тепловая проницаемость 186
Тепловой эффект реакции 458, 459
Теплоносители 182
Теплообменник
 для реакторов высокого давле-
 ния с мешалкой 175
Теплообменник
 с кипящим слоем 241, 242
**Термическое (тепловое) сопротивле-
 ние** 186
Термодиффузия 310
Термокомпрессия 363
Тихоходные мешалки 164, 165
Точка росы 417
Транспортер(ы) 541 сл., 548 сл.
 винтовые 541 сл.
 ленточный 541, 543
 пластинчатые 541, 543
 скребковый 541, 542
Трассирующее вещество (трассер) 44,
 481
Тройная аналогия 37
Трубчатая сверхцентрифуга 143, 144
**Трубчатые электрические нагревате-
 ли (ТЭН)** 218, 219
Турбинные мешалки 163 сл., 491
 закрытые 164
 открытые 163, 164
Турбогазодувки 104
Турбокомпрессоры 104 сл.
Турбулентные пульсации 187
**Турбулентный режим движения жид-
 кости** 32, 34
Углеродитовые теплообменники 235
Угол естественного откоса 529, 530,
 539
**Удельная поверхность сыпучих дис-
 персных материалов** 63, 522, 523
Удельная теплоемкость 183
Удельный вес 18
Удельный объем 18, 19
Удерживающая способность 335
**Установившееся (стационарное) дви-
 жение** 25
Уравнение(я)
 Бернулли 29 сл., 58, 89
 Вант-Гоффа 147
 влажностермодинамическое 409
 Гагена — Пуазейля 50, 52, 129, 130
 Гепри 328
 Дарси — Вейсбаха 49, 52, 53, 62
 Клапейрона 408
 кинетическое, химической реак-
 ции 459
 Лагмюра 390
 массопередачи 314, 329
 Навье — Стокса 27 сл., 42, 50
 неразрывности 27
 Паскаля 20, 21
 Рауля — Дальтона 325
 фильтрации 129 сл.
 Фрейндлиха 390
 характеристическое, химического
 реактора 456, 457
 Эйлера 19, 20, 23

Установка(и)

- абсорбционно-десорбционная, непрерывного действия 329
- абсорбционные, с батареей абсорберов 330
- адсорбционная
 - для очистки жидкостей 400 сл.
 - с движущимся слоем активно-го угля, для разделения газовой смеси на три фракции 397 сл.
- адсорбционно-каталитическая, с псевдоожиженным слоем адсорбента для очистки газа от SO_2 397, 398
- выпарные
 - выбор числа корпусов 272, 273
 - материальный баланс 270, 271
 - многокорпусные 247, 248
 - с механическим тепловым насосом (термокомпрессором) 274, 275
 - с параллельным питанием 269
 - с пароструйным инжектором 275
 - с противоточным питанием 268, 269
 - с прямоточным питанием 268
 - тепловые расчеты 271, 272
- гидротранспортные 547
- для азеотропной ректификации 360
- для дистилляции в токе водяного пара 350
- для простой дистилляции 346, 347
 - с флегмой 348, 349
- для экстрактивной ректификации 359, 360
- мгновенного испарения (УМИ) 273, 274
- многоступенчатой противоточной экстракции
 - расчет 376
 - с флегмой 376, 377
- модельные (пилотные) 35
- ректификационная
 - двухколонная, для разделения воздуха на кислород и азот 361
 - контрольные устройства 362, 363
 - непрерывного действия 353
 - периодического действия 358, 359
 - с тепловым насосом 363, 364
 - типы тарелок 362
- рекуперационная 402
- сушильная, конвективная 407, 408

Устройства для перемешивания в потоке 178, 179

- Фактор
 - разделения 122, 141, 150, 367, 372
 - формы 64, 120
 - экстракционный 372
- Фасонные детали трубопроводов (фитинги) 75, 77, 80
- Физическая абсорбция 324
- Физическая адсорбция 386, 390, 392
- Фильтр(ы)
 - акустические 162
 - динамические 161
 - Петрянова 155
 - рукавные 153, 154
 - с полужесткими фильтрующими перегородками 154, 155
- Фильтр-пресс
 - автоматизированный 135 сл.
 - рамный 134, 135
- Флокулянты 159
- Формула
 - Блазиуса 54
 - Стокса 118
- Фракция (классы) сыпучих дисперсных материалов 522
- Фракционированная дистилляция 348
- Фракционная конденсация 344
- Фронт адсорбции 394
- Хемосорбция 324, 386
- Хигби пенетрационная модель 313
- Химически связанная влага 404
- Хладоносители 280
- Хладоны (фреоны) 220, 278 сл.
- Холодильный(е) цикл(ы)
 - высокого давления с однократным дросселированием 293, 294
- Гейландта 298, 299
- Капицы 292, 299
- Клода 297, 298
- Ланде 292
 - усовершенствованный 294
- с двухкратным дросселированием и циркуляцией газа под давлением 295 сл.
- с однократным дросселированием и предварительным аммиачным охлаждением 294, 295
- сравнение 302
- Стирлинга, обратный 301, 302
- Холодильные агенты (хладагенты) 278 сл.
- Хорда равновесия см. Нода (коннода)
- Хрупкость аморфных материалов 506

Центральная воронка 168
Центрифуги 140 сл.
отстойные 141
фильтрующие 144 сл.
Центробежный расшилитель 341
Центры
кристаллизации 435
парообразования 196
Цеолиты 387
Циклоны
батарейные 152, 153
одиночные 150 сл.
Циркуляционная нагрузка при из-
мельчении в замкнутом цикле 510
Частичное подобие 38
Число
единиц переноса
аналитический способ расчета
318, 319
графическое определение 319
теоретических ступеней 395
флегмовое 356, 357
Шкала твердости Мооса 505
Шнеки 491 см. также Транспортёры
винтовые
Шнековая мешалка 164, 165
Шнековый теплообменник 236, 245
Эжектор 98

Экстрагенты 366 сл.
свойства 366, 367
типы 367
Экстракт 366
Экстрактор(ы)
вертикальный шнековый 385
вибропульсационный 381
горизонтальный ленточный 385
дифференциально-контактные 377,
379
пульсационные 380 сл.
характеристики 382
роторно-дисковый 379, 380
с вибрирующими мешалками
(ВПЭ) 382 сл.
смесительно-отстойные 377 сл.
отстойник 379
смесители 378
ступенчатые 377
Экстра-пар 247
Элеватор(ы) 540 сл., 549 сл.
ленточный 540
чешуйчатый 542
Электродуговая реакционная печь
503
Электрофильтры
пластинчатые 155, 156
трубчатые 155
Эрлифт (воздухоподъемник) 99, 179
Якорная мешалка 164, 165, 491