



*А. И. Родионов,  
Ю. П. Кузнецов,  
Г. С. Соловьев*

# **Защита биосферы от промышленных выбросов**

## **Основы проектирования технологических процессов**

Допущено Учебно-методическим объединением по образованию в области химической технологии и биотехнологии в качестве учебного пособия для студентов высших учебных заведений, обучающихся по специальности «Охрана окружающей среды и рациональное использование природных ресурсов»

**Москва**  
**«Химия» «КолосС»**  
**2005**

УДК [502.55:66] (075.8)  
ББК [20.18:30.69]я73  
Р60

Редактор *Л. И. Галицкая*

Рецензент декан факультета инженерной экологии Московского государственного университета инженерной экологии проф. *Н. Е. Николайкина*

**Р60** **Родионов А. И., Кузнецов Ю. П., Соловьев Г. С.**  
Защита биосферы от промышленных выбросов. Основы проектирования технологических процессов. — М.: Химия, КолосС, 2005. — 392 с.: ил. — (Учебники и учеб. пособия для студентов высш. учеб. заведений).

ISBN 5—98109—022—7 (Издательство «Химия»)

ISBN 5—9532—0246—6 (Издательство «КолосС»)

Рассмотрены стратегия разработки и методология принятия решений по созданию малоотходных технологий. Отражены вопросы проектирования и составления проектной документации, даны примеры выполнения расчетов. Описаны основные устройства и сооружения для транспортировки газовых, жидких и твердых отходов, для очистки отходящих газов и сточных вод от токсичных примесей, а также для рационального использования промышленных отходов. В помощь студентам приведены содержание курсового проекта и методика его выполнения.

Для студентов технических и технологических специальностей. Может быть полезна специалистам, занятым исследованиями, разработкой, проектированием и эксплуатацией экотехники.

УДК [502.55:66](075.8)  
ББК[20.18:30.69]я73

ISBN 5-98109-022-7 (Издательство «Химия»)

ISBN 5-9532-0246-6 (Издательство «КолосС») © Издательство «КолосС», 2005

# ОГЛАВЛЕНИЕ

<b>Введение</b> .....	6
<b>Глава 1. Принятие проектных решений и разработка проектов</b> . . .	9
1.1. Основные направления экосовместимой технологии . . . .	9
1.2. Общие сведения о составе, порядке и методах разработки проектной документации . . . . .	15
1.3. Основы разработки технологической схемы и выбора сооружений и оборудования . . . . .	26
<b>Глава 2. Основные конструкционные и вспомогательные материалы</b> . . . . .	44
2.1. Требования к материалам . . . . .	44
2.2. Металлические материалы и сплавы . . . . .	45
2.3. Неметаллические конструкционные материалы и сплавы неорганического происхождения . . . . .	46
2.4. Органические конструкционные и вспомогательные материалы . . . . .	50
<b>Глава 3. Основные устройства и оборудование для транспортирования промышленных отходов</b> . . . . .	53
3.1. Трубопроводный транспорт промышленных отходов . . . .	53
3.2. Подъемно-транспортное оборудование и оборудование для разработки отвалов твердых промышленных отходов . . . . .	65
3.3. Контейнерные перевозки отходов . . . . .	73
<b>Глава 4. Аппараты для очистки газов от пылей</b> . . . . .	75
4.1. «Сухие» механические пылеуловители . . . . .	75
4.2. «Мокрые» механические пылеуловители . . . . .	82
4.3. Пористые фильтры . . . . .	87
4.4. Электрофильтры . . . . .	93
<b>Глава 5. Установки и аппараты для физико-химической очистки отходящих газов</b> . . . . .	98
5.1. Абсорбционные методы . . . . .	98
5.2. Адсорбционные методы . . . . .	114
5.3. Каталитические методы . . . . .	126

<b>Глава 6. Сооружения механической очистки сточных вод</b> . . . . .	130
6.1. Усреднители . . . . .	130
6.2. Решетки. Барабанные сетки и микрофилтры . . . . .	134
6.3. Сооружения и аппараты для осаждения примесей из сточных вод . . . . .	138
6.4. Фильтрационные установки . . . . .	155
6.5. Гидроциклоны . . . . .	161
6.6. Центрифуги . . . . .	166
<b>Глава 7. Установки и аппараты для химической и физико-химической очистки сточных вод</b> . . . . .	169
7.1. Установки для нейтрализации . . . . .	169
7.2. Оборудование для коагулирования . . . . .	173
7.3. Установки для очистки сточных вод окислителями . . . . .	178
7.4. Флотационные установки . . . . .	185
7.5. Экстракционные установки . . . . .	193
7.6. Аппараты для адсорбционной и ионообменной обработки промышленных вод . . . . .	197
7.7. Аппараты для мембранных процессов очистки производственных сточных вод . . . . .	208
<b>Глава 8. Установки для электрохимической очистки сточных вод</b> . . . . .	216
8.1. Электролизеры . . . . .	216
8.2. Электрофлотационные установки . . . . .	217
8.3. Установки для электрокоагуляции . . . . .	221
8.4. Электрохимические установки для извлечения металлов . . . . .	227
8.5. Выбор материала электродов . . . . .	234
8.6. Расчет электролизеров . . . . .	235
<b>Глава 9. Сооружения и аппараты для биохимической обработки промышленных вод</b> . . . . .	240
9.1. Сооружения для биохимической очистки в аэробных условиях . . . . .	240
9.2. Сооружения для биохимической переработки отходов в анаэробных условиях . . . . .	259
9.3. Основные сооружения для биохимической переработки сточных вод в естественных условиях . . . . .	263
9.4. Сооружения, машины и аппараты для отстаивания, стабилизации и обезвреживания активного ила . . . . .	267
<b>Глава 10. Установки термического обезвреживания отходов</b> . . . . .	274
10.1. Установки для обезвреживания газообразных отходов . . . . .	274
10.2. Установки для обезвреживания жидких отходов концентрированием . . . . .	277
10.3. Выделение веществ из концентрированных растворов . . . . .	285
10.4. Сжигание жидких отходов . . . . .	290
10.5. Установки обезвреживания сточных вод жидкофазным окислением . . . . .	291
10.6. Установки для обезвреживания твердых отходов . . . . .	294



<b>Глава 11. Сооружения, машины и аппараты для переработки твердых отходов</b> . . . . .	296
11.1. Оборудование для разрушения, измельчения и дезинтеграции материалов . . . . .	297
11.2. Сооружения и оборудование для механического, физико-химического и биохимического способов уменьшения объема отходов . . . . .	300
11.3. Устройства для комбинированного обогащения материалов . . . . .	304
<b>Глава 12. Основы автоматизированного проектирования установок рекуперации отходов</b> . . . . .	307
<b>Глава 13. Примеры расчетов</b> . . . . .	318
13.1. Расчет первичных отстойников . . . . .	318
13.2. Расчет аэротенков . . . . .	327
13.3. Расчет вторичных отстойников . . . . .	334
13.4. Расчет аппаратов для адсорбции растворенных органических примесей сточных вод . . . . .	335
13.5. Расчет прямоточных электродиализных установок . . . . .	341
13.6. Расчет материального баланса замкнутых схем водопользования . . . . .	348
13.7. Расчет потока массы (интенсивности процесса) при хемосорбции . . . . .	350
13.7.1. Поток массы при абсорбции сероводорода водными растворами алканолламинов . . . . .	351
13.7.2. Динамика абсорбции оксидов азота водой . . . . .	359
13.7.3. Скорость абсорбции диоксида серы каплями водного раствора соли — катализатора окисления . . . . .	366
<b>Глава 14. Курсовой проект</b> . . . . .	371
14.1. Содержание курсового проекта . . . . .	371
14.1.1. Выбор темы курсового проекта. Задание на проект. . . . .	371
14.1.2. Перечень материалов, представляемых в курсовом проекте . . . . .	374
14.1.2.1. Требования к содержанию расчетно-пояснительной записки . . . . .	374
14.1.2.2. Требования к графической части курсового проекта . . . . .	375
14.2. Расчет ущерба от загрязнения окружающей среды . . . . .	377
14.2.1. Укрупненная оценка экономического ущерба от загрязнения атмосферы . . . . .	377
14.2.2. Укрупненная оценка экономического ущерба от загрязнения водоемов . . . . .	382
14.2.3. Укрупненная оценка ущерба от загрязнения плодородности земли твердыми отходами . . . . .	384
14.2.4. Расчет экономической эффективности установок обезвреживания отходов . . . . .	385
<b>Литература</b> . . . . .	386



Грандиозные масштабы производственной деятельности человека в развитых странах привели к большим позитивным преобразованиям в мире — созданию мощного промышленного и сельскохозяйственного потенциала, широкому развитию всех видов транспорта, ирригации и мелиорации больших земельных площадей. Вместе с тем резко ухудшилось состояние окружающей среды. Загрязнение атмосферы, водоемов и почвы твердыми, жидкими и газообразными отходами достигло угрожающих размеров. Происходит непрерывное истощение невозобновляемых природных ресурсов, в первую очередь — полезных ископаемых и пресной воды. Дальнейшее ухудшение состояния биосферы может привести к далеко идущим отрицательным последствиям для человечества. Поэтому охрана природы от промышленных загрязнений стала одной из важнейших глобальных проблем.

В защите биосферы от промышленных выбросов в настоящее время наметилось несколько направлений:

1) создание бессточных технологических производств на основе рекуперационных методов очистки сточных вод и создание замкнутых циклов;

2) разработка и внедрение систем переработки отходов производства и потребления, которые рассматриваются как вторичные материальные ресурсы;

3) создание принципиально новых процессов получения традиционных видов продукции, исключающих образование основных количеств отходов или значительно сокращающие их объем, а также обеспечивающих комплексное использование сырья.

Для реализации указанных направлений применяются эффективные рекуперационные установки, позволяющие улавливать и перерабатывать отходы в товарные продукты или сырье.

В настоящее время для улавливания и переработки газообразных, жидких и твердых промышленных отходов применяют следующее оборудование общепромышленного назначения: насосы, компрессоры, вентиляторы, фильтры, центрифуги, теплообменники, циклоны, электрофильтры, колонные аппараты, дробилки, классификаторы, сепараторы и др.

В области защиты атмосферного воздуха основное внимание уделяется разработке и внедрению установок по очистке отхо-

дящих газов от твердых частиц, оксидов серы, азота, углеводов.

В зависимости от способа улавливания, природы, количества, физико-химических свойств, концентрации полезного компонента, токсичности, стоимости, способности к последующей переработке и ряда других показателей применяют различные методы рекуперации, ликвидации и изоляции промышленных пылей.

Возможны следующие способы рекуперации пылей: использование в качестве целевых продуктов; возврат в производство, в котором происходит образование пыли данного вида; использование в другом производстве для получения товарных продуктов; утилизация в строительных целях; переработка с извлечением ценных компонентов.

Для улавливания газообразных токсичных компонентов из отходящих газов используют абсорбционные, адсорбционные и каталитические методы. Выбор метода очистки зависит от количества и состава отходящих газов, от необходимой степени очистки. Наиболее широкое применение нашли абсорбционные методы, которые осуществляют в колонных аппаратах, обеспечивающих высокоразвитую поверхность контакта фаз. Для достижения высоких степеней улавливания очистку производят различными хемосорбентами. Наиболее перспективными являются циклические рекуперационные методы, позволяющие переработать в готовые продукты уловленные компоненты. Например, диоксид серы перерабатывается на сульфаты, серу или серную кислоту.

Адсорбционные методы по большей части применяют для глубокой очистки небольших объемов газов и рекуперации летучих растворителей.

Каталитические методы нашли применение для удаления токсичных газообразных компонентов.

Вода является ценным и наиболее распространенным сырьевым ресурсом. Сокращение потребления воды и уменьшение сброса сточных вод в водоемы является одной из основных задач охраны водных источников от загрязнений.

Разработка замкнутых систем водоснабжения, исключаящих сброс сточных вод в водоемы, связана с использованием на предприятиях рекуперационной очистки, т. е. с многократным применением воды, извлечением и переработкой всех примесей. Для осуществления такой технологии очистки используются различные методы и разнообразные сооружения и установки, которые позволяют получить воду, по качеству удовлетворяющую требованиям, предъявляемым к технологической воде.

В сточных водах промышленности вредные примеси находятся в виде твердых взвешенных частиц, растворимых органических или неорганических веществ.

Для удаления грубодисперсных примесей используют методы отстаивания, фильтрации, флотации и др.; для удаления коллоидных

примесей — коагуляцию и флокуляцию с последующим отстаиванием, фильтрацией или флотацией. Для удаления растворенных неорганических веществ наиболее часто используют реагентные методы (нейтрализацию, осаждение), ионный обмен, обратный осмос, дистилляцию, кристаллизацию. Растворенные органические вещества удаляют адсорбцией, ректификацией, экстракцией, ионной флотацией, биохимическими методами, методами окисления. Применяют также методы термического уничтожения, закачки и захоронения.

Эти процессы проводят в различных аппаратах, сооружениях и установках. При проектировании установок исходят из действующих норм и правил проектирования.

Переработка твердых отходов в полезные для народного хозяйства продукты является очень важной задачей, связанной с проведением различных химико-технологических процессов (механических, тепловых, массообменных).

В предлагаемом учебном пособии рассмотрены только машины и аппараты, применяемые при подготовке твердых отходов к дальнейшей переработке.

В основу настоящей книги положено учебное пособие «Оборудование и сооружения для защиты биосферы от промышленных выбросов» тех же авторов, выпущенное в издательстве «Химия» в 1985 г. Это учебное пособие до сих пор является единственным, используемым в учебном процессе. Однако в настоящее время произошли существенные изменения в подходах к проектированию экотехники и, соответственно, возникли новые направления в подготовке дипломированных специалистов. Все это побудило авторов к созданию нового учебного пособия, в котором были бы учтены эти обстоятельства.

В книгу включена глава «Курсовой проект» в помощь студентам, которым предстоит выполнить курсовое проектирование. В эту главу входят методики расчета ущерба от загрязнения окружающей среды. Дано большое число примеров расчета.

Учебное пособие предназначено для студентов специальности «Охрана окружающей среды и рациональное использование природных ресурсов». Оно будет полезно и студентам других технических специальностей, а также инженерно-техническим работникам.

Введение, главы 4, 5, 6, 10, 12, разделы 7.1—7.5 и раздел 14.2 написаны докт. техн. наук проф. А. И. Родионовым; главы 1, 2, 3, 9, 11, 13, разделы 7.6, 7.7 и раздел 14.1 — канд. техн. наук доцентом Ю. П. Кузнецовым; глава 8 — канд. хим. наук доцентом Г. С. Соловьевым. Общее редактирование материала учебного пособия осуществлено А. И. Родионовым.

Авторы выражают глубокую благодарность рецензенту за сделанные им ценные указания и будут весьма признательны за все критические замечания и предложения читателей, направленные на улучшение содержания учебного пособия.

---

# ГЛАВА 1

## ПРИНЯТИЕ ПРОЕКТНЫХ РЕШЕНИЙ И РАЗРАБОТКА ПРОЕКТОВ



### 1.1. ОСНОВНЫЕ НАПРАВЛЕНИЯ ЭКОСОВМЕСТИМОЙ ТЕХНОЛОГИИ

Под проектированием понимают разработку проектной, конструкторской и другой технологической документации, предназначенной для осуществления капитального строительства и сооружения объекта (промышленного предприятия или его структурной части), для создания новых видов и образцов промышленной продукции.

*Проект* представляет собой совокупность исчерпывающей информации в виде расчетов, чертежей, моделей, макетов, регламентов, инструкций и других материалов, необходимых для создания (или расширения, реконструкции, технического перевооружения) промышленного объекта, обеспечивающего выпуск заданного продукта требуемого качества и в необходимом количестве при высоких технико-экономических показателях производства и санитарно-гигиенических условиях труда, соответствующих нормам экологического равновесия.

Эффективность любого проектируемого или действующего объекта оценивается в системе с сопутствующими изменениями природной и социальной среды соотношением затрат (ущербов) и положительных результатов (выгод). На рис. 1.1 моделью «вход—выход» для промышленного предприятия приближенно показано многообразие факторов и обстоятельств, обычно подлежащих учету при такой оценке эффективности.

Для уменьшения величины ущербов в проекте должны быть предусмотрены: рациональное использование земель и охрана окружающей природной среды, рациональное использование и экономное расходование материальных и топливно-энергетических ресурсов, комплексное использование сырья и материалов, организация малоотходной технологии производства.

По определению, принятому на международном семинаре в Ташкенте еще в 1984 г., малоотходная технология (по определению, принятому на семинаре, — «безотходная технология») — это такой способ осуществления производства продукции (предприятие, производственное объединение), при котором наиболее рационально и комплексно используются сырье и энергия в цикле

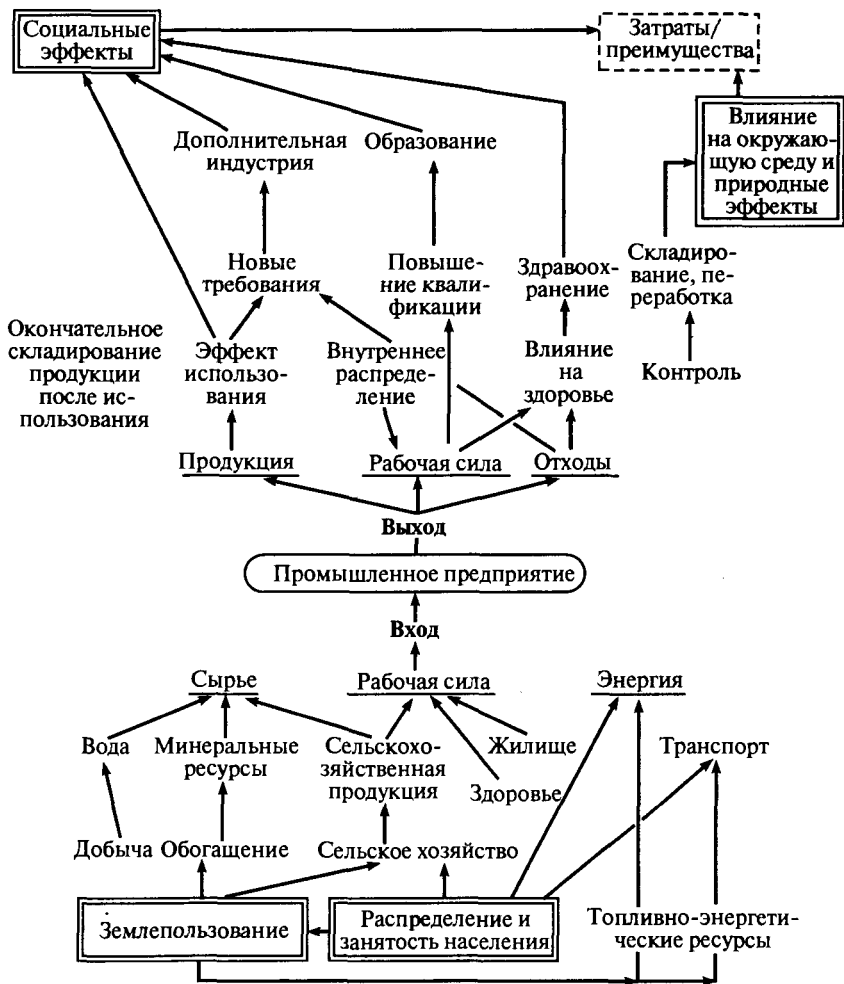


Рис. 1.1. Модель «вход—выход» промышленного предприятия

«сырьевые ресурсы—производство—потребление—вторичные ресурсы», вследствие чего любые воздействия на окружающую среду не нарушают ее нормального функционирования.

При решении задач проектирования, особенно при принятии проектных решений, использование термина «малоотходная технология» концептуально подчеркивает первоочередную значимость рациональной организации основного технологического процесса по сравнению с проведением одноцелевых природоохранных мероприятий. Такие понятия, как «экосовместимая тех-

нология», «социально ответственная технология» и др., несут ту же смысловую нагрузку.

В условиях постоянно развивающихся способов производства продукции можно сформулировать следующие основные направления создания малоотходной технологии (МОТ):

— разработка принципиально новых технологических процессов, а также соответствующего оборудования для производства продукции на основе комплексной переработки сырья и рационального использования энергии;

— разработка и создание многопрофильных производственных комплексов (МПК) взаимосвязанных и дополняющих друг друга технологий с использованием замкнутой структуры материальных потоков, что позволяет наиболее технически реально и экономически целесообразно минимизировать отходы (любая система не может формироваться из одинаковых элементов или на принципе монополизма одного из них);

— разработка систем последовательного использования и рециркуляции материальных потоков отдельных процессов и производств, в частности систем оборотного водо- и газоиспользования, которые и являются структурными единицами МПК;

— разработка способов переработки вторичных материальных ресурсов, которые должны быть составной частью систем рециркуляции и последовательного использования материалов. Получение продукции из вторичных материальных ресурсов во многих случаях экономичнее, чем из природного сырья.

Перечисленные направления — многоцелевые, поскольку их реализация позволит улучшить производственные и маркетинговые показатели и одновременно снизить уровень загрязнения окружающей среды. Важными остаются и одноцелевые природоохранные мероприятия, к которым прежде всего относятся очистка и переработка сточных вод, газообразных и твердых отходов. Согласно ГОСТ 25916—83 «Ресурсы материальные вторичные. Термины и определения», отходы производства — это остатки сырья, материалов, полуфабрикатов, образовавшиеся при производстве продукции или выполнении работ и утратившие полностью или частично исходные потребительские свойства.

Изделия и материалы, утратившие свои потребительские свойства в результате физического или морального износа, называют отходами потребления.

Отходы производства и потребления, которые образуются в народном хозяйстве, составляют вторичные материальные ресурсы (ВМР). Если ВМР могут повторно использоваться в народном хозяйстве, то они определяются как вторичное сырье.

От ВМР следует отличать потери — количество исходного сырья и материалов, которые безвозвратно теряются в процессе изготовления продукции.

Одноцелевые природоохранные мероприятия приходится предусматривать в проектах реконструкции действующих производств, а также при создании новых предприятий в МПК, в которых количество природных ресурсов, например водных, еще позволяет вводить системы однократного (или с малой кратностью) и одноцелевого их использования. При этом сточные воды и отходящие газы необходимо довести до кондиций, удовлетворяющих требованиям их сброса в водоем или в атмосферу; полужидкие и твердые отходы должны быть обезврежены и подготовлены к долгосрочному складированию в шламонакопителях, на полигонах и т. д.

Необходимость одноцелевых природоохранных мероприятий выявляется в результате обязательной проработки в соответствии с принципами создания МОТ решений по комплексной переработке природного сырья, рациональному использованию образующихся и накопленных отходов, а также по исключению или значительному уменьшению выделения вредных веществ.

Мероприятия по охране окружающей среды весьма дороги: ведущие химические компании выделяют на эти цели в настоящее время от двух до пяти процентов средств, полученных от всего объема реализации своей продукции.

Методы осуществления в проектах основных направлений создания МОТ постоянно совершенствуются. В основе этих методов — выбор из банка известных технологий с использованием определенных ограничительных критериев, а также непрерывный анализ и синтез интегральной (многопрофильной) технологии (рис. 1.2).

Важное значение при этом имеет инновационное управление при проектировании.

В разработке принципиально новых технологических процессов инженер-проектировщик участвует на всех стадиях проектирования, прежде всего при подготовке исходных данных совместно с исследователем-разработчиком этих данных. В выполненных проектах должны содержаться сведения об эффективности использования достижений науки и техники.

Для правильного формирования МПК важное значение имеют работы проектировщика по оценке оптимальности выбранного варианта размещения проектируемого объекта и кооперирования производств, а также разработка состава предприятия и проектных решений, направленных на комплексное и рациональное использование полезных ископаемых,\* отходов производства, вторичных энергоресурсов. При выполнении этих работ необходимо

---

\* Рациональное использование полезных ископаемых и других ресурсов подразумевает не просто их экономию, но и учет снижения доходности любого ресурса с ростом объема его потребления, а также учет того факта, что конкурирующие в сфере использования ресурсов хозяйственные объекты неминуемо наносят ущерб друг другу тем сильнее, чем значительнее объем потребления ресурсов.



учитывать региональные различия устойчивости природно-территориальных комплексов к техногенной нагрузке. Включение проектируемого объекта в состав МПК должно снизить совокупное воздействие на окружающую среду всех предприятий комплекса и повысить использование благоприятных природных условий и ресурсов. Например, ряд многотоннажных отходов можно пе-



Рис. 1.2. Блок-схема выбора и принятия проектных решений, основанных на стратегии создания малоотходной технологии

переработать в продукцию длительного применения, в частности в стройматериалы. В связи с этим в проектах МПК следует предусматривать предприятия для производства таких материалов.

Переработка вторичных материальных ресурсов, как составная часть принципиальных направлений создания и развития МОТ, основана на использовании методов рекуперации — возвращения части материала, расходуемого в том или ином технологическом процессе, на повторное использование в том же процессе. Часто целесообразнее использовать этот материал в другом производстве и даже в другой отрасли.

Для рекуперации вторичных материалов нередко требуется разделение, как правило, многокомпонентного однородного или неоднородного по фазовому составу вторичного материального ресурса на составные части механическими, физико-химическими, биохимическими методами или их сочетанием. Методы разделения сложных материалов составляют технологическую основу применения в проектах всех принципиальных направлений создания МОТ и одноцелевых природоохранных мероприятий.

В задачах рекуперации способы разделения или обогащения ВМР могут быть выбраны только на основании предварительных разработок и принятых решений о конечном продукте (или продуктах) рекуперации. Такой продукт должен иметь все признаки имеющего рыночную значимость товара по трем уровням его разработки: замысел (продукт должен иметь специфические, желательные уникальные отличительные свойства); реальное исполнение (характеризуется набором свойств, уровнем качества, специфическим оформлением, упаковкой, марочным названием и пр.); «подкрепление» товара комплектами продуктами, гарантией, способами применения, доставки и т. д. При возможном многообразии товаров на основе ВМР выбор осуществляют прежде всего по рыночным показателям потребности, перспектив развития, степени конкурентоспособности, стабильности предполагаемого сегмента рынка. При переработке промышленных отходов (ВМР) чаще всего получают продукты или полупродукты промышленного и/или сельскохозяйственного назначения.

Таким образом, применение основных принципов создания и развития МОТ при проектировании промышленных объектов позволяет:

— минимизировать количество отходов и, следовательно, определить необходимость переработки ВМР, обосновав достаточную номенклатуру продукции (с учетом продукции, получаемой на основе ВМР);

— выбрать эффективные способы переработки и рекуперации ВМР (обычно — это технологические приемы разделения сложных материалов), а также соответствующие сооружения и оборудование;

— определить рациональное место процессов переработки ВМР, а также установок и цехов одноцелевого природоохранного назначения в технологической системе производства и МПК.

Этим не исчерпываются все преимущества реализации принципов МОТ при проектировании. Однако перечисленные возможности составляют основу для принятия технологических проектных решений, связанных прежде всего с задачами рекуперации вторичных материалов промышленности и охраны окружающей среды.

## **1.2. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ О СОСТАВЕ, ПОРЯДКЕ И МЕТОДАХ РАЗРАБОТКИ ПРОЕКТНОЙ ДОКУМЕНТАЦИИ**

В непрерывном цикле действий по созданию или реконструкции технологических объектов (см. рис. 1.2) проектирование связано с научно-исследовательскими или аналогичного характера разработками (НИР), результаты которых формулируются в виде основного предпроектного документа, называемого **исходными данными** для проектирования.

Применительно, например, к химическим производствам (или к объектам экотехники, содержанием которой являются физико-химические процессы) в состав исходных данных входят: общие сведения об объекте технологии и системе, в которую он входит; характеристика сырья, вспомогательных материалов, конечных продуктов (в том числе ВМР); целевое назначение и области применения основных продуктов; физико-химические основы и принципиальная технологическая схема производства; рабочие технологические параметры производства, его материальный баланс; техническая характеристика побочных реализуемых продуктов и отходов, методы их утилизации или размещения после обезвреживания; математические модели технологических процессов и аппаратов; данные для расчета, конструирования или выбора основного оборудования и для защиты конструкций; рекомендации по контролю и автоматизации производства; методы рационального использования и очистки сточных вод, газовых выбросов, переработки твердых отходов; мероприятия по технике безопасности, промсанитарии, противопожарной профилактике; технико-экономическое обоснование (ТЭО) рекомендуемого метода производства.

Исходные данные должны также содержать патентный формуляр и перечень рекомендуемой литературы, необходимой для расширенного изучения технологии. Практически все составляющие исходных данных находят отражение в ТЭО, которое содержит рыночный прогноз реализации всей товарной продукции на перспективу, прогноз обеспеченности сырьевыми материалами, ориентировочный расчет себестоимости всех продуктов и единовре-

менных затрат (в сравнительных вариантах технологии), значение ожидаемой экономической эффективности (с предварительным учетом социальной значимости объекта и возможных ущербов окружающей среде и природе).

Другую группу предпроектных разработок и документов составляют общегосударственные, региональные, отраслевые (и другие) программы развития экономики, инвестирования, размещения производственных объектов. Проверка проектных разработок на соответствие таким программам позволяет исключить недостаточно обоснованные предложения о проектировании и строительстве новых производств, зданий, сооружений.

Особое значение в предпроектных разработках имеет выбор площадки (трассы) для строительства. Ответственным за организацию выбора площадки (трассы) является заказчик проекта. Генеральный проектировщик (организация, разрабатывающая технологическую часть проекта) проводит инженерные обследования и инженерные изыскания, подготавливает предложения по оптимальному варианту при выборе площадки, привлекая в необходимых случаях специализированные проектные и изыскательские организации.

При инженерных обследованиях и изысканиях выявляются, в частности, условия и предусматриваются меры сохранения окружающей среды (наличие или отсутствие в районе системы канализования сточных вод, возможности сброса очищенных вод и их использования в водоснабжении, наличие и возможность использования естественных источников водоснабжения, господствующее направление ветра, возможность переработки отходов, наличие мест для долгосрочного складирования отходов и т. д.).

Проектируемое предприятие (сооружение) должно располагаться, как правило, на землях, не пригодных для сельскохозяйственного использования, обеспечивать возможность соблюдения предельных концентраций вредных выбросов и общих норм выбросов, возможность возмещения убытков, связанных с сельскохозяйственным производством (при изъятии земельного участка) и с рекультивацией земель.

Выявляемые в ходе предпроектных изысканий внешние факторы и условия эксплуатации будущего объекта (географические и климатические условия, инфраструктура окружающей среды, социально-экономические условия, требования к необходимым вспомогательным службам, вторичные обстоятельства) непосредственно определяют многие проектные решения. Имеется, например, существенная разница в мерах по охране природы для целлюлозно-бумажного производства вблизи Байкала и для аналогичного предприятия в другом месте. Теплый климат «поможет» биодеструкции отходов, но будет способствовать выщелачиванию вредных компонентов из осадков. Большой объем городского стока от жилых районов может разбавить определенный

промышленный сброс сточных вод. Устранение запахов, ландшафтных изменений в различных условиях по-разному значимы и требуют разных проектных решений. Весьма многообразными могут быть решения, связанные с вопросами случайностей и рисков, учетом традиций населения и т. д.

Инженер-проектировщик, участвуя в предпроектных разработках, должен знать и умело использовать положения федерального и регионального законодательства о земле, недрах, водах, лесах, о здравоохранении; сложившуюся систему законодательных актов в области охраны природы и рационального ее использования; правовые меры обеспечения рационального природопользования; правовые меры обеспечения санитарно-эпидемиологического благополучия внешней среды человека.

На основании исходных данных, инженерных изысканий, утвержденного акта по выбору площадки для строительства объекта и других предпроектных документов, с учетом определенных источников инвестиций и финансирования заказчик проекта с привлечением генерального проектировщика составляет задание на проектирование, которое включает в себя:

- основание для проектирования данного объекта;
- данные о виде строительства (новое, реконструкция, расширение, техническое перевооружение);
- указание района (пункта) и площадки строительства;
- номенклатуру продукции и объем производства;
- сведения об условиях производственных и хозяйственных связей с учетом намечаемого развития производственного объединения, в состав которого входит проектируемое предприятие, сооружение;
- данные об условиях размещения проектируемого объекта в составе промышленного узла;
- технологическую схему, сведения о методе и организации производства;
- задание на использование в проекте научно-технических достижений;
- исходные положения для разработки мероприятий по защите окружающей природной среды, восстановлению земельного участка и приведению его в состояние, пригодное для дальнейшего использования;
- задание на экономное расходование сырьевых, материальных, энергетических ресурсов, утилизацию отходов производства и вторичных энергоресурсов;
- сроки начала и окончания строительства;
- требования об очередности ввода в действие отдельных комплексов и ряд других позиций.

Качество проектной документации в конечном счете в значительной мере зависит от полноты информации задания на проектирование, поэтому вместе с утвержденным заданием за-

казчик выдает проектной организации материалы инженерных изысканий, отчеты о выполненных научно-исследовательских работах, связанных с созданием новых технологических процессов и оборудования, данные организаций Государственного надзора о состоянии водоемов, атмосферного воздуха и почвы в районе предполагаемого строительства и некоторые другие материалы.

Проектно-сметная документация разрабатывается по утвержденному заданию на проектирование, в котором заказчик устанавливает стадийность проектирования:

— в одну стадию — рабочий проект со сводным сметным расчетом стоимости — для предприятий, зданий и сооружений, строительство которых будет осуществляться по типовым и повторно применяемым проектам, а также для технически несложных объектов;

— в две стадии — проект со сводным сметным расчетом стоимости и рабочая документация со сметами для других объектов, в том числе для крупных и сложных. Проекты и рабочие проекты разрабатываются не в целом на предприятие, сооружение, а на первую очередь их строительства, если продолжительность строительства всего объекта превышает два года.

Проектирование последующих очередей осуществляют одновременно со строительством предыдущей очереди. В рамках документации на каждую очередь обычно предусматривают определение пусковых комплексов, в составе которых наряду с объектами основного назначения обязательны инженерные коммуникации, очистные сооружения и другие объекты, связанные с защитой окружающей среды и обеспечивающие полную переработку отходов производства. При этом следует предусматривать их опережающее строительство и ввод в действие. Общеузловые объекты комплексов и промышленных узлов также, как правило, требуют опережающего строительства по сравнению со строительством объектов основного производственного назначения.

При двухстадийном проектировании разрабатываемый проект обычно состоит из следующих разделов.

1. Общая пояснительная записка. В ней наряду с исходными данными, оценкой технического и экономического уровня и оптимальности выбранного технологического варианта и его размещения, данными о проектной мощности объекта, номенклатуре и качестве продукции и другими необходимыми сведениями приводятся сведения об энергетических потребностях, водных и других ресурсах с указанием показателей рационального их расхода на производство единицы продукции. Кроме того, приводится перечень мероприятий по рекультивации земельного участка и использованию плодородного слоя почвы, данные о рациональном использовании полезных ископаемых, отходов производства, вторичных энергоресурсов, а также общие сведения о предусматри-

ваемых мероприятиях (и их эффективности) по охране окружающей природной среды. При этом важно то обстоятельство, что материалы эти необходимо разрабатывать в соответствии с технологической частью проекта и стремиться к созданию безотходной технологической системы.

К пояснительной записке должны быть приложены:

— ситуационный план размещения предприятия или сооружения с указанием на нем коммуникаций и инженерных сетей, селитебной территории, запроектированных сооружений и устройств природоохранного назначения;

— схема генерального плана и внешнего транспорта с выделением объектов, коммуникаций и сетей, входящих в соответствующие очереди строительства и пусковые комплексы\*.

Ситуационный план дает общее представление о месте расположения проектируемого предприятия в районе в отношении сторон света и розы ветров, рельефа местности, имеющихся водоемов, предприятий, энергетических узлов, населенных пунктов. На этот план наносят железнодорожные пути и шоссейные дороги, трассы линий водопровода и канализации, источники водоснабжения, очистные сооружения, места сброса промстоков, трассы линий электро- и теплоснабжения с указанием служебной территории.

Генеральный план показывает все здания и сооружения, подлежащие строительству на выбранной площадке. На него наносят также железные и другие дороги, надземные сети, ограждения и зеленые насаждения, расположения подземных сооружений и сетей, резервную площадку для расширения объекта. Каждое сооружение снабжают координатами и вертикальными отметками, увязанными с геодезическим знаком (репером) на местности.

2. Технологические решения. Этот раздел содержит расчет материального и топливно-энергетического балансов технологических процессов с учетом всех твердых, жидких и газообразных отходов и методов максимального и полного их использования; производственную программу, характеристику и обоснование решений по технологии производства; состав выбранного оборудования, характеристику цеховых и межцеховых коммуникаций; решения по энергоснабжению, контролю и автоматизации технологических процессов вплоть до автоматизированных систем управления; конкретные мероприятия по охране окружающей среды; решения по организации труда и численности производственного персонала. Все составляющие этого раздела проекта представляются количественными показателями, сопровождаются характе-

---

\* Состав материалов проекта по этим вопросам, как правило, регламентируется соответствующими инструкциями, строительными нормами и правилами общегосударственного или регионального уровня.

ристиками качества и эффективности каждого принятого решения и его результатов.

Принципиальные схемы технологических процессов и механизации производства, технологические компоновки оборудования, схемы грузопотоков, автоматизации, тепловых сетей и ряд других документов составляют содержание основных чертежей этого раздела проекта. Следует отметить, что направления создания МОТ, в том числе средства рекуперации вторичных материалов и охраны окружающей среды, в проектах различных предприятий, установок и сооружений неодинаковы и зависят от «внутренних» факторов, влияющих на проектируемый объект: специфики выпускаемой продукции, состава многопрофильной технологии, истории предприятия.

Другими разделами проекта являются: строительные решения, организация строительства, жилищно-гражданское строительство, сметная документация, паспорт проекта.

В сводный сметный расчет включаются средства на возмещение убытков землепользователям и потерь сельскохозяйственного производства при передаче земель, на возмещение убытков, причиненных проведением водохозяйственных мероприятий, связанных с нарушением природной среды; включаются также средства на рекультивацию земельных участков, предоставленных во временное пользование промышленному предприятию (в соответствии с проектом на рекультивацию).

Сметная часть проекта должна разрабатываться в соответствии с его технологической частью, чтобы максимально стимулировать технические решения по МОТ. Проектная организация и заказчик несут ответственность за обеспечение достоверности сметной стоимости строительства.

Рабочая документация выполняемого по двум стадиям проекта состоит из рабочих чертежей, смет, ведомостей объемов строительных и монтажных работ, а также ведомостей, в которых указываются необходимые материалы, приводятся спецификации на оборудование и некоторые другие сведения, уточняющие и детализирующие предусмотренные проектом решения, с тем чтобы обеспечить проведение строительных и монтажных работ. В состав рабочей документации входят также чертежи сооружений и устройств, связанных с охраной окружающей природной среды, техникой безопасности и мероприятиями по восстановлению нарушенных земель.

Рабочий проект, выполняемый в одну стадию, должен состоять из следующих разделов: общая пояснительная записка, строительные решения, организация строительства, сметная документация, паспорт рабочего проекта. Одновременно с этими материалами разрабатывается рабочая документация.



В этом случае в разделе «Общая пояснительная записка» приводятся решения, соответствующие составу раздела «Технологические решения» проекта, выполняемого в две стадии.

Технологическую часть проекта обычно ориентируют на максимальное использование типовых проектов, серийного или созданного из серийно выпускаемых узлов и деталей оборудования. Монтаж, например, канализационных сооружений в таком случае сводится к использованию всего 18—20 унифицированных блоков. Между тем настоящие и будущие требования к техническим средствам защиты окружающей среды и развития МОТ связаны с широким использованием новой технологии, новых сооружений и оборудования. При этом в новых конструктивных и объемно-планировочных решениях следует также максимально использовать серийные элементы, приспособляя их к новой технологии.

Все решения, впервые примененные или разработанные в проектах, подлежат проверке проектными организациями-разработчиками на патентоспособность и патентную чистоту. По результатам такой проверки составляют патентный формуляр проекта.

Создание проектов новых видов аппаратов, сооружений, оборудования, приборов и другой продукции является задачей конструирования, обычно выполняемого по следующим основным стадиям: техническое предложение, эскизный проект, технический проект, рабочая документация.

В эскизном проекте разрабатываются принципиальные конструкторские решения. В техническом проекте эти решения определяются как окончательные с полным представлением устройства разрабатываемого объекта. В рабочей документации содержатся необходимые и достаточные данные для изготовления, сборки и монтажа.

Конструированию предшествуют исходные требования на вновь разрабатываемые объекты, составленные заказчиком проекта с участием проектной организации. В число таких требований входят: определение назначения и области применения нового оборудования, технико-экономическое обоснование изготовления, параметры и характеристики оборудования, условия применения, управления, ремонта и т. д.

Выполненный проект сопровождается паспортом, содержание которого соответствует определению такого рода документа.

Проект любого уровня должен быть согласован с соответствующими государственными и административными органами. Материалы, связанные с охраной окружающей среды, для такого согласования обычно содержат:

- перечень сырья и материалов с количественными данными по их использованию в технологических процессах;
- оценку необходимости и значимости сбросов (сточных вод, например);



- оценку влияния на тех (на то), кто (что) будет подвержен (подвержено) воздействию;
- программу слежения за выбросами и объектами их воздействия;
- программу контроля загрязнений окружающей среды (очистка вод, газов и пр.);
- оценку случайностей и рисков.

Оценку воздействия на объекты окружающей среды часто оформляют в виде матрицы взаимодействия запроектированной технологии с окружающей средой (рис. 1.3). При этом условно обозначают качественный эффект воздействия (на рис. 1.3 черные кружки — неблагоприятное влияние, светлые — положительное влияние). Уровень воздействия можно передать разными размерами кружков, разнонаправленные воздействия — составными кружками разного цвета и, если необходимо, размера. Рассматриваются и представляются учтенные в проекте и выявленные для стадий строительства и эксплуатации производства влияния этого производства на объекты физической, биологической и социальной окружающей человека среды. Заказчику и проектировщику следует быть готовым и к более широкому представлению в административную ущербов и выгод от намеченного производства (например, в форме карт пространственного распределения воздействий, «сеток воздействий», в которых указываются количественные значения эффектов и их изменения во времени и пространстве).

Утвержденный проект (или рабочий проект) предприятия, здания, сооружения является основанием для планирования и финансирования этого объекта, заказа основного оборудования, а также заключения договора-подряда на капитальное строительство\*.

**Основные пути совершенствования проектных работ.** Создание новых производств связано с выполнением большого объема проектно-инженерных работ. В химической промышленности, например, расходы на эти работы в среднем составляют 10—12 % общей суммы затрат на сооружение объекта. Стоимость продукции проектных организаций в полной мере определяется только после ввода в действие и освоения объекта. Эти обстоятельства обуславливают особые требования к совершенствованию процесса проектирования как в отношении создания эффективного проектного решения, так и в отношении качественной и своевременной подготовки проектной документации (расчетов, схем, чертежей, текстовых материалов и т. д.).

Эффективность проектного решения выявляется в результате технико-экономического сравнения вариантов, полученных рас-

---

\*О нормировании организации проектных работ см. СНиП 11-01—95: «Инструкция о порядке разработки, согласования, утверждения и составе проектной документации на строительство предприятий, зданий и сооружений».

четным, графическим или другим способом на каждом этапе разработки любого проектируемого элемента (всего производственного комплекса, каждой технологической схемы, ее части, данной единицы оборудования или сооружения, каждого сборочного узла оборудования или сооружения, наконец, деталей, составляющих сборочный узел). Методология сравнения вариантов строится на поиске минимума затрат на производство и использование каждого элемента. Например, проектируемое производство в целом можно полагать оптимальным на данный период времени, если оно обеспечивает минимальные затраты на производство продукции, ее доставку потребителям и распределение.

При этом должно выполняться следующее соотношение:

$$Z_c + C + Z_{\text{пр}} + E_{\text{п}}K \rightarrow \min,$$

где  $Z_c$  — удельные затраты на доставку сырья для предприятия;  $C$  — себестоимость продукции (затраты на производство);  $Z_{\text{пр}}$  — удельные затраты на доставку готовой продукции и распределение ее среди потребителей;  $E_{\text{п}}$  — нормативный коэффициент эффективности капитальных вложений;  $K$  — объем капитальных вложений, необходимых для создания нового или реконструкции действующего (в зависимости от задач проектирования) предприятия.

Одновременно следует стремиться к достижению большего годового экономического эффекта ( $B$ ) мероприятий МОТ и одноцелевых природоохранных мероприятий. Величина  $B$  определяется как разность между годовым экономическим результатом  $\Theta$  таких мероприятий и годовыми приведенными затратами  $Z$  на их осуществление:

$$B = \Theta - Z,$$

где  $\Theta = \Delta Y + \Delta П$ ;  $\Delta Y$  — величина предотвращенного годового ущерба окружающей среде;  $\Delta П$  — дополнительный доход в результате одновременного улучшения производственных показателей и достигаемых социальных эффектов.

Годовой экономический эффект  $B$  необходимо определять для обоснования масштабов, очередности и рациональной структуры природоохранных мероприятий, руководствуясь принципом:  $B \rightarrow \max$  для сравниваемых вариантов. Следует указать, что экономия от ликвидации ущерба окружающей среде, как правило, выше затрат на предотвращение ущерба. Поэтому учет ущерба, хотя он и сложен, дает возможность значительно расширить границы экономической целесообразности МОТ, особенно при формировании МПК, для решения задач предотвращения деградации окружающей среды.

Сложность расчета ущербов в значительной мере обуславливается относительной неопределенностью их пространственного распределения. Например, природоохранные мероприятия для данного объекта, расположенного в определенном регионе, могут быть связаны с расходом реагентов (и других средств), которые производятся в других регионах. Тогда на другие регионы

(а иногда и на другие страны) переносятся ущербы, связанные с потреблением ресурсов и производством указанных реагентов. Такой «перелив ущербов» приводит к возможной локальной избыточности природоохранных мероприятий. Попытки учета этой избыточности значительно усложняют задачу поиска их оптимального уровня.

Основные пути совершенствования традиционных способов подготовки проектной документации следующие:

1. Использование макетно-модельного метода проектирования (в частности, при поиске оптимального варианта компоновочного решения), при котором собирают масштабные макеты проектируемых цехов или сооружений из готовых нормализованных моделей строительных конструкций, оборудования, трубопроводов и т. д. Графические материалы при этом могут быть выполнены с макета, в том числе и фотографическим способом.

2. Изготовление «упрощенных» чертежей и других документов проекта в том смысле, что вместо включения в них всех узлов и деталей, наименований, технических условий и других данных дается отсылка на соответствующий стандарт. Стандартизация охватывает многие элементы проектирования (инженерные стандарты и каталоги разных видов оборудования, технических условий; нормали часто повторяющихся типовых узлов; стандарты на методы расчетов и т. д.).

3. Автоматизация процесса проектирования (см. главу 12) как при создании проектного решения (на основе автоматизации перебора вариантов), так и при подготовке документации. Основная задача состоит не в разработке отдельных программ, а в создании комплексной автоматизированной системы проектирования для выполнения основных работ с помощью ЭВМ вплоть до изготовления графической документации на чертежных автоматах. При этом разрабатывается система, воспринимающая вводимые проектировщиком исходные данные и автоматически вычерчивающая линии и буквы.

Использование ЭВМ увеличивает долю аналитических или полуаналитических расчетных моделей различных процессов и аппаратов в общей системе поиска значений реальных выходов продуктов и отходов, параметров режима работы, энергозатрат, размеров технологических объектов. В свою очередь, это приводит к возможности учета большего числа действительно важных факторов, к получению и использованию более корректных видов функциональных зависимостей (на основе, например, дифференциальных уравнений переноса количества движения, массы, энергии), к большему успеху в поиске оптимальных вариантов (примеры такого рода зависимостей см. в главе 13). Возможности расчетов на основе эмпирических зависимостей в этом отношении ограничены. Именно поэтому во многих разделах курса проектирования нормированные эмпирические методы расчетов

(в целом достаточные в определенных временных пределах) сопровождаются аналитическими моделями, более приспособленными к действительно эффективному использованию ЭВМ для достижения указанных выше целей.

4. Последовательно-параллельное проектирование, заключающееся в снижении затрат времени на проектирование в результате смещения определенных этапов его выполнения. При традиционном последовательном способе время  $\tau$  создания проекта определяется выражением:

$$\tau = \sum_{i=1}^n \tau_i + \sum_{j=1}^m \Delta\tau_j,$$

где  $\tau_i$  — время отдельных этапов проектирования;  $n$  — число этапов;  $\Delta\tau_j$  — время рассмотрения и утверждения результатов отдельных этапов;  $m$  — общее число рассмотрений и утверждений результатов.

При параллельно-последовательном методе то же время ( $\tau'$ ) определяется формулой:

$$\tau' = \sum_1^2 (\tau_1 + \Delta\tau_1) + \sum_2^n C,$$

где  $\tau_1$  — время разработки предпроектных документов и задания на проектирование;  $\Delta\tau_1$  — время утверждения предпроектных документов и задания;  $C$  — время смещения отдельных этапов, рассмотрений и утверждений.

Например, общее время последовательного выполнения любых двух этапов проектирования составляет:  $\tau_{\text{общ}} = \tau_i + \tau_{i+1}$ . При смещении начала работ по второму этапу к некоторому времени до окончания первого этапа  $\tau'_{\text{общ}} = \tau_i + C$ , причем  $\tau'_{\text{общ}} < \tau_{\text{общ}}$ . Последовательно-параллельное проектирование в системе с последовательно-параллельным строительством, монтажом, пуском позволяет сократить время реализации капитальных вложений.

### 1.3. ОСНОВЫ РАЗРАБОТКИ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ СХЕМЫ И ВЫБОРА СООРУЖЕНИЙ И ОБОРУДОВАНИЯ

Важнейшей частью технологического проектирования всего предприятия, основных и вспомогательных производственных цехов и установок является создание технологической схемы, отражающей взаимосвязь и характер отдельных технологических процессов и оборудования. Как проектный документ технологическая схема представляет собой графическое изображение совокупности операций, составляющих законченный технологический процесс, и сопровождается описанием и необходимыми расчетами (расчетно-пояснительной запиской).

**Принципы решений и оформления технологической схемы.** Технический уровень и качество технологической схемы определяются детальной проработкой отдельных технологических узлов предварительно намеченной принципиальной схемы. Технологическим узлом обычно называют аппарат (сооружение, машину) или их группу, в которых начинается и полностью заканчивается один из этапных процессов, необходимых для достижения заданной степени переработки исходного материала, в том числе вторичного материала для специализированных предприятий, цехов или установок переработки отходов. Технологическая схема, таким образом, представляет собой различные взаимосвязанные узлы, включающие:

— транспортные средства (вентиляторы, газодувки, компрессоры, многочисленные грузоподъемные и транспортирующие машины);

— оборудование для механического разделения, смешения, усреднения, отстаивания, фильтрования, диспергирования, сортировки и др.;

— оборудование для осуществления физических или физико-химических методов переработки (сорбции и десорбции, выпаривания, кристаллизации, ректификации, сушки, экстракции и пр.);

— реакторы разных типов для химической переработки;

— узлы биохимической переработки;

— узлы теплообмена и утилизации тепла;

— узлы термической переработки (печи, аппараты, сооружения для пиролиза, жидкофазного окисления и т. д.);

— узлы для создания требуемых параметров работы (например, узлы вакуумирования) и др.

Следует учесть, что непременной частью любого узла технологической схемы являются обвязочные трубопроводы, арматура, оборудование для контроля и автоматического регулирования.

Правильная работа каждого технологического узла обеспечивает необходимую степень надежности\* всей схемы, что способствует снижению потерь сырья, материалов, энергии.

Технологическая схема разрабатывается для непрерывного или периодического процесса.

При периодическом процессе проще осуществляются пуски и остановки системы и отдельных узлов, легче достигается переход от производства одного вида продукции к другому. Для периодического процесса обычно требуется более простое аппаратное оформление.

---

\* Надежность — свойство объекта сохранять установленные значения параметров в определенных заданных пределах. Характеризуется временем наработки до первого отказа, средним временем восстановления работоспособного состояния, вероятностью безотказной работы за определенное время и некоторыми другими показателями.

При непрерывном процессе обеспечивается получение более качественной продукции и образуется сравнительно меньшее количество отходов, снижаются также потери сырья и материалов. Оборудование для непрерывных процессов обычно отличается большей производительностью. Кроме того, непрерывные процессы относительно легко поддаются механизации и автоматизации. Их применение наиболее рационально в производствах большой мощности. В ряде случаев в периодическую схему включают непрерывно работающие технологические узлы (ректификации, экстракции, сушки и т. д.).

При разработке конкретных технологических узлов особое внимание уделяют рециркуляции технологических потоков (рециркуляция части дистиллята и кубовой жидкости при ректификации; поглотителя при абсорбции, экстракции и адсорбции; транспортирующего влагу сушильного агента при сушке; твердого материала при измельчении; отходящих газов двигателей внутреннего сгорания и т. д.).

Применение рециклов в реакторных узлах позволяет обеспечить оптимальные параметры работы аппаратов, наиболее полно использовать реагенты и энергию, высвобождающуюся в данном технологическом узле, а также уменьшить прямые вредные выбросы в окружающую среду.

Большое значение имеет комбинирование технологических и энергетических элементов каждого проектируемого объекта. Целесообразно вести энерготехнологическое проектирование производства, с тем чтобы предусмотреть полное использование энергии всех реакций процесса и последовательную по мере снижения температурного потенциала утилизацию всех возможных тепловых потоков. Имеется опыт\* производства аммиака, метанола, высших спиртов и других продуктов, основанного на принципе энерготехнологического комбинирования с максимальной экономией энергии и минимальным «тепловым загрязнением» окружающей среды.

При оформлении схемы производства наряду с основной технологической линией необходимо учитывать технологические потоки воды, пара и конденсата, газа, сжатого воздуха, отходов производства и т. д.

В технологической схеме должно быть отражено, куда и какими способами удаляются отходы производства, в том числе сточные воды. В схемах технологических узлов, установок, цехов следует предусматривать локальную очистку промышленных вод. Технологические решения такой очистки должны быть составной частью систем повторного использования воды. Лишь «продувочные» воды (см. ниже) таких систем при условии соответствия их

---

\* Михайлов А. В., Гудков Л. В., Терещенко А. В. Рациональное использование топлива и энергии в промышленности. М.: Энергия, 1978. 225 с.



качества установленным нормам можно отводить в централизованную систему канализации предприятия. После максимально возможного повторного использования в производстве очищенных вод этой системы допускается сброс части неиспользованных вод — при определенном их качестве, регламентированном Строительными нормами и правилами (СНиП) — в городскую или районную полную раздельную канализацию\*. Не следует допускать использования воды питьевого качества для других нужд.

Способы отведения и переработки газообразных отходов (если таковые не удастся исключить) в технологической схеме следует разрабатывать с учетом требований стандарта «Атмосфера, классификация выбросов по составу». Схема не должна содержать стрелок-указателей выбросов (типа надписи «в атмосферу») без регламентированного ГОСТом условного обозначения выброса, квалифицирующего его объем, состав, другие показатели качества. Аналогичными должны быть требования и к оформлению способа отведения твердых отходов, которые могут быть отмечены кодом данного отхода по классификатору отраслевых нормативов ВМР. Технологические решения и оформление схемы всего производства должны соответствовать основным положениям «Системы стандартов в области охраны природы и улучшения использования природных ресурсов».

Синтез технологических схем на основе многообразия вариантов различных технологических узлов производится, например, методом динамического программирования — шагового принятия решений по определению оптимального варианта на основе выбранного критерия оптимальности (минимума общих затрат или максимума экономического результата, учитывающего величину предотвращенного ущерба окружающей среде или значение платы за разрешенный сброс). Важную роль при этом играют определенные эвристические правила (рекомендации).

Процессы разделения сложных материалов, например, предпочтительны при минимальном числе продуктовых потоков; токсичные или коррозионно-активные компоненты следует выводить в первую очередь; деление компонентов с относительно низким коэффициентом разделения следует проводить в отсутствие неключевых компонентов; компонент, присутствующий в исходном материале в наибольшем количестве, выделяется в первую очередь; разделение на компоненты предпочтительно для наиболее концентрированных материалов без их смешения с другими потоками и т. д.

---

\* Система канализации является полной раздельной, когда только бытовые воды или бытовые воды вместе с загрязненными производственными (допускаемыми к спуску в бытовую канализацию) отводятся по отдельной сети; только дождевые воды или дождевые воды вместе с незагрязненными производственными — по своей сети и прочие загрязненные производственные воды отводятся по самостоятельной сети или нескольким сетям.

**Исходные данные и основы расчета материального баланса замкнутых систем водоиспользования.** Создание таких систем в технологической схеме производства является решением части общей задачи разработки последовательного использования и рециркуляции материальных потоков отдельных процессов, производств и МПК.

Основу исходных данных для расчета материального баланса вод и их примесей при организации замкнутой системы водоиспользования составляют:

— данные о количестве и назначении воды в производстве или в последовательном ряде производств и разработанные обоснованные требования к качеству (составу примесей) потребляемой воды в соответствии с ее назначением и установленным технологическим оборудованием;

— данные о качестве воды, использованной в производстве (или ряде производств) и подлежащей определенной обработке (очистке) для возврата в цикл;

— технологические решения по экономически целесообразным способам такой очистки, обеспечивающим стабильность качества воды (по определяющим загрязнителям) на входе в производство и во всей системе.

Методологическую основу получения исходных данных о количестве и назначении воды в производстве составляют результаты экспериментальных исследований состава примесей в воде, состояния и надежной работоспособности водопотребляющего оборудования, а также сведения об эксплуатации аналогичных систем в других отраслях и производствах.

Производственные воды разделяют на следующие группы:

— вода — теплоноситель для охлаждения веществ через стенку; вода при этом лишь нагревается и практически не загрязняется;

— вода как среда для поглощения и транспортирования примесей; эта вода является загрязненной;

— вода — растворитель реагентов; при этом она превращается в технологические растворы, часть которых поступает в сток, загрязняя его;

— комплексно используемая вода.

Воду — теплоноситель относят к категории I; воду, используемую в качестве транспортирующей среды, — к категории II; к категории III относят воду предыдущей категории, если одновременно с транспортированием материала осуществляется его охлаждение этой водой. Для приготовления технологических растворов и подпитки котлов обычно применяют специально очищенную воду.

В табл. 1.1 приведены требования к качеству воды, используемой для некоторых производственных нужд. Требования к качеству воды, предназначенной для других целей, например для подпитки энергетических котлов разных типов, можно найти в специальной литературе.

Таблица 1.1. Требования к качеству пресных вод, используемых для охлаждения, очистки газов и обогащения полезных ископаемых

Показатель	Вода I категории при температурах охлаждения продукта или стенки теплооб- менника, °С			Вода II категории	Вода III кате- го- рии
	до 80	80-400	> 400		
Температура, °С, не более	25—38	28—40	40—45	Не нормируется	25—30
Содержание взвешенных веществ, мг/л	20—30	20—30	20—30	1000 при гравитационных процессах, 50 при флотации	150—200
Содержание масел и смолообразных продуктов (эфирорастворимых), мг/л, не более	10—20	10—20	10—20	Не нормируется	
Запах, в баллах, не более	3	3	3	3	4
Цветность, градусы платино-кобальтовой шкалы				Не нормируется	
pH	—	—	7,2—8,5	—	—
Жесткость общая, мэкв/л	Не нормируется	7	5	Не нормируется	
Жесткость карбонатная, мэкв/л	2,5—3	2—2,5	1,5	То же	
Щелочность общая, мэкв/л	3,5—4	3—3,5	2—2,5	»	
Общее содержание солей, мг/л	2000	1300	800	»	
Содержание, мг/л:					
хлоридов (Cl <sup>-</sup> )	350	250	150	»	
сульфатов (SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> )	500	350	250	»	
железа (Fe <sup>3+</sup> )	1—4	1—4	1—4	»	
ионов тяжелых металлов				Не нормируется	
поверхностно-активных веществ	Не нормируется			10	15
Окисляемость перманганатная, мг O <sub>2</sub> /л	10—15	10—15	10—15	10 при флотации	Не нормируется
БПК <sub>полн</sub> , мг O <sub>2</sub> /л	15—20	15—20	15—20	Не нормируется	
Содержание биогенных компонентов — фосфора (P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> ) и азота (N), мг/л	0,5	1,5	2,5	То же	

Нормы качества воды, используемой в различных процессах, разрабатываются прежде всего для того, чтобы предохранить контактирующие с водой поверхности элементов оборудования от коррозии, разного рода отложений и биологических обрастаний. Применение более совершенных конструкций водоиспользуемого оборудования и оптимальных режимов его работы, а также соответствующих материалов для его изготовления и покрытий позволяет снизить требования к качеству воды, что дает возможность облегчить ее обработку для повторного использования в оборотных системах.

Чтобы правильно выбрать способ обработки загрязненной производственной воды, необходимо знать стабильный состав воды по каждому загрязнителю (или по сумме загрязнителей).

В общем случае такой состав можно установить на основании мгновенного материального баланса загрязнителей (обычно тех или иных солей при условии, что они не разлагаются и не кристаллизуются):

$$dG = C_0(Q_1 + Q_2 + Q_3)dt - C(Q_2 + Q_3)dt, \quad (1.1)$$

где  $dG$  — прирост количества соли или другого лимитирующего загрязнителя или их суммы в течение бесконечно малого времени  $dt$  работы оборотной системы;  $C_0$  — концентрация соли в воде, добавляемой в систему;  $C$  — текущая (мгновенная, в каждый данный момент времени) средняя концентрация соли в системе;  $Q_1$  — потери воды в единицу времени в оборотной системе на испарение (при этом концентрация соли в системе возрастает);  $Q_2$  — потери в результате уноса и разбрызгивания;  $Q_3$  — потери от продувки (сброса части воды из системы);  $Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_d$  — количество воды, добавляемой в систему.

Величина  $Q_2$  может учитывать также и вынос воды из системы с продукцией или другими материальными потоками производства (с бумажной или асбестоцементной массой в целлюлозно-бумажном или асбестоцементном производстве, например).

Определение концентрации  $C_0$  иногда затрудняется тем, что в систему часто добавляют (рис. 1.4) не только воду из естествен-

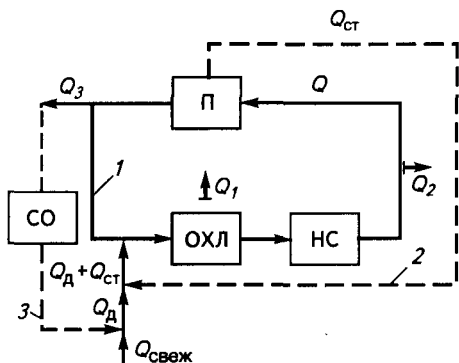


Рис. 1.4. Схема оборотного водопользования:

П — производство; СО — система обработки (очистки) части воды; ОХЛ — система охлаждения воды (например, в градирне); НС — насосная станция;

1 — основной цикл водооборота с расходом воды; 2 — встречающийся в практике вариант сброса загрязненных сточных вод  $Q_{ст}$  в оборотную систему (показан для иллюстрации к примеру, представленному в главе 13); 3 — возможный цикл очистки и возврата воды продувки основного цикла

ного водоисточника ( $Q_{\text{свеж}}$ ), но и сточные воды ( $Q_{\text{ст}}$ ), часть продувочных и другие воды, содержащие тот же принятый для расчета загрязнитель. Уравнение (1.1) представляет собой баланс только основного цикла 1 (на рис. 1.4 показан сплошными линиями) без возврата воды продувки этого цикла, причем  $Q_{\text{ст}} = 0$ . В этом случае  $Q_{\text{д}} = Q_{\text{свеж}}$  и  $C_0 = C_{\text{свеж}}$ .

Количество соли в оборотной системе в любой момент времени составляет:

$$G = VC,$$

где  $V$  — объем воды оборотной системы;  $V = aQ$ ;  $Q$  — расход воды в системе;  $a = V/Q$  — продолжительность так называемого полного оборота воды.

С учетом этих параметров уравнение (1.1) можно привести к виду

$$aQdC = C_0(Q_1 + Q_2 + Q_3)d\tau - C(Q_2 + Q_3)d\tau,$$

откуда

$$\frac{dC}{d\tau} = C_0 \frac{Q_1 + Q_2 + Q_3}{aQ} - C \frac{Q_2 + Q_3}{aQ}.$$

Абсолютные величины потерь воды можно заменить относительными величинами (в долях):

$$p_1 = Q_1/Q; \quad p_2 = Q_2/Q; \quad p_3 = Q_3/Q.$$

Тогда

$$\frac{dC}{d\tau} + C \frac{p_2 + p_3}{a} = C_0 \frac{p_1 + p_2 + p_3}{a}. \quad (1.2)$$

Для решения уравнения (1.2) константу интегрирования определяют исходя из граничного условия:  $C = C_0$  при  $\tau = 0$ . При замыкании системы водоиспользования изменение концентрации солей описывается уравнением

$$C = \frac{p_1 + p_2 + p_3}{p_2 + p_3} C_0 - \frac{p_1 C_0}{p_2 + p_3} e^{-\frac{p_2 + p_3}{a} \tau}, \quad (1.3)$$

откуда при  $\tau \rightarrow \infty$  предельное значение  $C$  (т. е.  $C_{\text{пр}}$ ) равно:

$$C_{\text{пр}} = \frac{p_1 + p_2 + p_3}{p_2 + p_3} C_0. \quad (1.4)$$

Таким образом, при известном значении  $C_{\text{пр}}$  (в соответствии с требованиями к качеству воды) и заданном значении  $C_0$  можно

найти  $p_3$  (а значит, и  $Q_3$ ), если (например, по рекомендациям СНиП) рассчитать величины  $p_1$  и  $p_2$ . Основная задача заключается в том, чтобы минимизировать или довести до нулевого значения величину потерь от продувки  $p_3$ , правильно выбрав способ обработки (очистки) воды или ее части в оборотной системе.

Анализ уравнения (1.3) показывает существенную зависимость времени достижения близкого к предельному значения величины  $C$  от показателя  $a$ , т. е. от объема воды  $V$  в оборотной системе. Это время увеличивается с ростом  $V$ , поэтому оборотные системы большого объема позволяют позже (считая от момента замыкания цикла) начинать очистку добавляемой в систему воды. Так называемое среднее время пребывания солей в системе ( $V/Q_3$ ) при этом возрастает.

В соответствии с необходимостью повторного или многократного использования воды немаловажное значение имеет умение оценить возможность применения продувочных вод данной оборотной системы в других, «менее требовательных» к качеству воды производствах. Иногда удастся воду открытого (незамкнутого) использования после соответствующей обработки применить в замкнутых системах промышленного водопотребления другого назначения. В частности, очищенные и обезвреженные городские стоки уже широко применяют в таких системах. Создание замкнутого водоиспользования экономически целесообразно, поскольку вместо двух блоков очистки воды (в системах канализования сточных вод и подготовки природных вод) можно использовать один.

**Формирование солевого состава воды в водооборотной системе, имеющей пруд-охладитель.** В системах с прудом-охладителем (рис. 1.5) концентрация солей увеличивается весьма медленно. Рост концентрации зависит от многих факторов. Системы с прудами занимают промежуточное положение между открытыми и замкнутыми системами. Баланс солей в таких системах обычно составляют для большого промежутка времени, например для 1 года.

Для составления материального баланса по загрязнителю, концентрация  $C_n$  которого в воде на входе в производство регламентирована ( $C_n$  — расчетная стабилизированная концентрация в воде

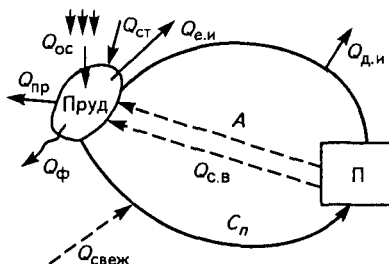


Рис. 1.5. Схема материального баланса по загрязнителю системы водоиспользования с прудом-охладителем (П — производство)

оборотной системы), примем следующие условные обозначения:  $Q_{с.в}$  — годовой объем сточных вод производства, попадающих в систему;  $Q_{е.и}$  и  $Q_{д.и}$  — объем испаряющейся воды за год при естественном и дополнительном испарении;  $Q_{ст}$  — объем годового стока атмосферных вод в пруд;  $Q_{ос}$  — годовой объем прямых атмосферных осадков в пруд;  $Q_{ф}$  — годовые потери воды из пруда при фильтрации;  $Q_{пр}$  — объем сброса (продувки) вод из системы за год;  $V_0$  — объем пруда (const);  $C_0$  и  $C_k$  — концентрация загрязнителя в пруду в начале и в конце года;  $C_{ст}$  — концентрация загрязнителя в стоке атмосферных вод, направляющихся в пруд.

Материальный баланс по лимитирующей примеси при условии стабильной концентрации  $C_n$  в системе водопотребления для расчетного периода (год) имеет следующий вид:

$$V_0 C_0 + A + Q_{ст} C_{ст} - Q_{ст} C_n + Q_{с.в} C_{с.в} - Q_{с.в} C_n - Q_{ос} C_n - Q_{ф} \frac{C_0 + C_k}{2} + Q_{ф} C_n - Q_{пр} \frac{C_0 + C_k}{2} + Q_{пр} C_n - Q_{с.н} \frac{C_0 + C_k}{2} + Q_{с.н} C_n + Q_{е.и} C_n + Q_{д.и} C_n = V_0 C_k, \quad (1.5)$$

где  $V_0 C_0$  — содержание загрязнителя в воде пруда в начальный период (например, в начале года);  $A$  — возможный прямой сброс загрязнителя (в частности, с реагентами);  $Q_{ст} C_{ст}$  — добавка в пруд загрязнителя, содержащегося в естественном водостоке (дождевом, снеговом);  $Q_{ст} C_n$  — количество загрязнителя, попадающего в цикл водопотребления из пруда с водой, расход которой равен  $Q_{ст}$ ; это количество воды должно быть отведено из пруда для выполнения условия  $V_0 = \text{const}$ , т. е. для компенсации добавки воды в пруд с естественным водостоком;  $Q_{с.в} C_{с.в}$  — добавка загрязнителя в пруд со сточными водами производства;  $Q_{с.в} C_n$  — количество загрязнителя, попадающего в цикл водопотребления из пруда с водой, компенсирующей (для выполнения условия  $V_0 = \text{const}$ ) добавку воды в пруд со сточными водами;  $Q_{ос} C_n$  — количество загрязнителя, которое попадает в цикл с водой в количестве  $Q_{ос}$ ; эта вода должна быть отведена из пруда для компенсации годового объема прямых осадков в пруд и выполнения условия  $V_0 = \text{const}$ ;  $Q_{ф}(C_0 + C_k)/2$  — убыль загрязнителя с фильтрационной водой;  $(C_0 + C_k)/2$  — средняя за год концентрация примеси в этой воде;  $Q_{ф} C_n$  — добавка в пруд загрязнителя с водой из цикла водопотребления, компенсирующей потери воды при фильтрации;  $Q_{пр}(C_0 + C_k)/2$  — убыль загрязнителя из системы с продувочной водой;  $Q_{пр} C_n$  — добавка загрязнителя в пруд с водой, компенсирующей потери воды при продувке;  $Q_{с.н}(C_0 + C_k)/2$  — убыль загрязнителя из пруда с водой, расходуемой на собственные нужды водооборотной системы;  $Q_{с.н} C_n$  — добавка загрязнителя в пруд с оборотной водой в количестве  $Q_{с.н}$ , компенсирующей расход воды на собственные нужды;  $Q_{е.и} C_n$  — добавка загрязнителя в пруд с водой, компенсирующей убыль не содержащей загрязнителя воды из пруда при естественном испарении;  $Q_{д.и} C_n$  — то же, но для учета дополнительных потерь воды в системе, вызванных испарением;  $V_0 C_k$  — содержание загрязнителя в воде пруда в конце года.

Уравнение баланса (1.5) дает возможность определить объем пруда при прочих заданных или рассчитываемых величинах. При эксплуатации водооборотной системы обычно рассчитывают величину продувки (или ее концентрацию по примеси) по известным параметрам (например, по объему пруда), а также динамику накопления загрязнителей в воде пруда.

**Общие положения для проектирования замкнутых систем водного хозяйства.** Практические рекомендации для создания рациональных систем промышленного водоиспользования разработаны ВОДГЕО. При проектировании таких систем прежде всего составляют материальный и энергетический (например, для систем охлаждающей воды) балансы схемы водопотребления и водоотведения на основе научно обоснованных требований к качеству используемой воды. Затем разрабатывают рациональную систему очистки рассчитанного по балансу количества вод (например, продувочных, сточных) с учетом повторного их использования. Водоподготовку и очистку вод рассматривают при этом как экономически целесообразную единую схему, поскольку возмещение потерь воды в оборотных системах (особенно для охлаждения и гидротранспорта) возможно подачей очищенных сточных вод.

Непременным условием создания рациональных систем водоиспользования является разделение вод по назначению: например, на охлаждающие, технологические, для гидротранспорта. После этого следует сформулировать рекомендации для проектирования каждой системы.

Чтобы составить рациональные схемы охлаждения, необходимо учесть все возможности неводяного охлаждения, рекуперации и утилизации тепла побочных энергетических ресурсов (прежде всего применить охлаждение газообразным, твердым или жидким сырьем, передачу избыточного тепла соседним промышленным или сельскохозяйственным предприятиям, использовать климатические возможности охлаждения в данной местности, применить воздушное, испарительное охлаждение и холодильные установки). В системах водяного охлаждения следует избегать применения теплообменников смешения, барометрических и спрысковых конденсаторов, паровых эжекторов для создания вакуума и других аппаратов, в которых возможно загрязнение воды трудноулавливаемой примесью.

Разработке системы технологического водоиспользования должно предшествовать изучение возможностей минимизации расхода воды (с получением малого количества высококонцентрированных вод для очистки) или возможностей осуществления технологического процесса без участия воды вообще (в неводных растворителях, в газовой или твердой фазах, в условиях отказа от воды в качестве сорбента, промывающего агента и т. д.). Кроме того, должны быть выявлены однотипные по загрязняющему веществу воды, определены возможности взаимной нейтрализации кислых и щелочных вод, а также возможности противоточного использования воды от заключительных производственных операций к начальным.

Прежде чем проектировать системы гидротранспорта, необходимо проанализировать условия механического и пневматического транспорта. При технико-экономических преимуществах гид-



ротранспорта (с учетом затрат на очистку воды при водообороте) следует рассмотреть возможность использования для этой цели сточных и продувочных вод систем охлаждения и технологических вод, поскольку часто к воде для гидротранспорта предъявляют наименее жесткие требования. В общем случае целесообразно последовательное использование воды в охлаждающем, технологическом, транспортном циклах.

В предпроектных и проектных разработках преимущество при прочих равных условиях должно быть отдано системе с максимальной кратностью использования воды:

$$n = \frac{\sum Q_i}{Q_{\text{св.в}}}, \quad (1.6)$$

где  $\sum Q_i$  — сумма удельных расходов воды в системе всеми водопотребителями предприятия или группы предприятий,  $\text{м}^3/\text{ч}$  или  $\text{м}^3/\text{т}$  сырья или продукта производства;  $Q_{\text{св.в}}$  — расход потребляемой добавочной свежей воды (в тех же единицах).

При создании систем очистки сточных и продувочных вод, направляемых на подпитку водооборотной воды, рекомендуется обеспечивать наибольшее значение фактора концентрирования  $F_K$  извлекаемой из воды примеси:

$$F_K = C_{\text{конц}}/C_{\text{с.в}}, \quad (1.7)$$

где  $C_{\text{конц}}$  — концентрация примеси в получаемом при очистке сточной воды осадке, residue, концентрате;  $C_{\text{с.в}}$  — концентрация примеси в очищаемой сточной воде.

Таким образом, предпочтительны методы очистки с выделением твердой фазы ( $C_{\text{конц}} = 100\%$ ). При применении воды в схемах охлаждения рационально использовать приемы испарительного охлаждения.

**Исходные данные для выбора и конструкторской разработки технологических сооружений и оборудования.** Важнейшим направлением в проектировании предприятий и отдельных технологических узлов должна быть типизация проектных решений на базе унификации сооружений и оборудования. Поэтому при разработке проекта составляются ведомости на серийно изготавливаемое оборудование, списки используемых типовых или фирменных проектов сооружений и спецификации на оборудование, для изготовления которого необходимо длительное время. Кроме того, определяются исходные требования к конструкторской разработке оборудования индивидуального изготовления.

В число исходных данных для конструирования, а также для выбора по соответствующим каталогам и другим документам типовых или серийно изготавливаемых сооружений и единиц оборудования обычно входят:

— рабочие параметры процесса (давление, температура, концентрации реагентов и др.);

— механические и физико-химические, иногда и биологические свойства перерабатываемых материалов (в том числе агрессивность к конструкционным материалам при рабочих условиях, способность к налипанию, слеживанию, сводообразованию, комкованию и т. д.);

— минимальные, максимальные и средние расходы материалов в элементах и узлах проектируемого объекта;

— энергетические потребности для обеспечения работоспособности оборудования;

— показатели, характеризующие необходимый эффект предполагаемого процесса;

— определяемые расчетом основные технологические размеры агрегата (например, диаметр, высота, число ступеней изменения концентрации и др.);

— характеристика помещения или задание на проектирование агрегата, располагаемого вне помещения;

— характер процесса (периодический, непрерывный, полунепрерывный и др.);

— способы эксплуатации и демонтажа проектируемого объекта и опыт эксплуатации аналогов;

— принципы и виды связи разрабатываемого объекта с другими технологическими узлами и т. п.

Выбранный по каталогам, типовым проектам или вновь сконструированный объект (оборудование или сооружение) должен удовлетворять следующим требованиям:

— конструктивное совершенство — простота устройства, малая масса, небольшие габариты, технологичность изготовления;

— эксплуатационные достоинства — высокий к.п.д., нетрудоемкие сборка, разборка и ремонт, бесперебойность работы и легкость поддержания режима, небольшое число обслуживающего персонала, безопасность работы и т. д.;

— механическая надежность — прочность, устойчивость, долговечность, герметичность и т. д.

Из многочисленных критериев степени совершенства любого объекта наиболее важными являются технико-экономические: номинальная производительность, расходные коэффициенты, стоимость объекта и расходы на его эксплуатацию, себестоимость продукции.

Под *полной, или номинальной, производительностью* аппаратов и сооружений понимают расчетный или гарантированный изготовителем выпуск продукции в единицу времени. *Удельная производительность* показывает выпуск продукции (или количество перерабатываемого материала), приходящийся на  $1 \text{ м}^3$  (или  $1 \text{ м}^2$ ,  $1 \text{ кг}$  массы) данного объекта в единицу времени.

*Расходные коэффициенты* определяются расходом сырья и различных материалов, топлива, пара, воды, сжатого воздуха, электроэнергии на  $1 \text{ т}$  ( $1 \text{ м}^3$ ) продукции.

*Капитальные затраты* определяются в основном стоимостью оборудования и сооружений. Часто более дорогое, но более совершенное оборудование значительно рентабельнее дешевого, но устаревшего. Срок службы оборудования разных типов определяется не только усталостной прочностью конструкционного материала, эрозийным и коррозионным износом, но и моральным старением.

Суммарным показателем степени совершенства технологического процесса, а значит, каждого объекта оборудования (особенно оборудования «лимитирующей» стадии), является *себестоимость* продукции или переработки материала. Выбор типоразмера оборудования (сооружения) основан на технико-экономических расчетах, позволяющих выявить минимальные затраты на процесс при заданных показателях его эффективности, качества выпускаемой продукции, безопасных (в том числе и экологически) условий работы.

Одним из направлений увеличения эффективности оборудования и сооружений продолжает оставаться создание агрегатов большой единичной мощности, что позволяет снизить капитальные затраты, уменьшить себестоимость продукции и увеличить производительность труда. Тем не менее установки относительно малой мощности более приспособлены к инновациям, быстрее сооружаются, оказывают меньшее воздействие на окружающую среду в регионе, от них значительно ниже издержки при авариях.

Другим направлением повышения эффективности является создание аппаратов и сооружений непрерывного действия, в которых обеспечиваются высокие скорости прохождения обрабатываемых веществ.

Большие резервы повышения эффективности вновь конструируемых объектов заключены в использовании нетрадиционных конструкционных материалов, широком применении рециркуляции потоков, создании новых конструкций для рекуперации энергоресурсов в самом агрегате и т. д.

В общем случае совершенствование конструкторской разработки и рациональный выбор единиц оборудования и сооружений должны облегчить выполнение в проектах предприятий требований, предъявляемых к созданию и развитию МОТ.

**Основы расчетов при разработке технологических решений в проектах.** Основу расчета всего производства, состава оборудования и технологических сооружений составляют:

— материальный технологический расчет, выполняемый исходя из материального баланса для каждой стадии процесса; при этом определяются выход готового продукта и количество отходов;

— определение типа, размеров, производительности и числа необходимых единиц оборудования и технологических сооружений (проводится на основании данных материального расчета и данных по кинетике и динамике соответствующего процесса);

— определение затрат энергии на процесс и выработку побочных энергетических ресурсов исходя из энергетического баланса (с использованием данных первых двух составляющих расчета).

Материальный расчет основан на законе сохранения массы  $\Sigma G_{\text{исх}} = \Sigma G_{\text{получ}}$ , справедливого для любого физико-химического, химического или механического взаимодействия исходных веществ  $A$  и  $B$  с получением продуктов  $C$  и  $D$  (независимо от числа исходных и конечных продуктов и вида процесса):

$$G_A + G_B = G_C + G_D + G'_A + G'_B + G_{\text{потерь}},$$

где  $G_A, G_B$  — расходы исходных веществ;  $G_C, G_D$  — расходы полученных продуктов;  $G_{\text{потерь}}$  — регламентированные (или принятые по опыту аналогов) на каждый период времени нормирующими документами безвозвратные потери;  $G'_A, G'_B$  — массы неиспользованных исходных веществ.

Количество  $G_C$  получаемого продукта  $C$  (пусть  $C$  — товарная продукция,  $D$  — побочный продукт, отход) отличается от теоретического количества  $G'_C$ . Отношение  $G_C/G'_C$  (обычно меньше единицы) определяет выход продукта от теоретически возможного (выход можно определить и по степени конверсии отдельных исходных продуктов  $A$  или  $B$  в  $C$ ).

Таким образом, расчетные затраты сырья  $A$  и  $B$  существенно отличаются от затрат по простейшей схеме  $G_A + G_B = G_C$ . При определении расчетных затрат необходимо учитывать еще и содержание основного продукта ( $A$  и  $B$ ) в исходном материале в соответствии с ГОСТом или другим техническим условием. Величины  $G_D, G'_A, G'_B$  и частично  $G_{\text{потерь}}$  составляют вторичные материальные ресурсы (ВМР) процесса и подлежат рекуперации.

Рекуперация ВМР основана на процессах разделения гетерогенных и гомогенных смесей. Понятие «степень извлечения  $\eta$  компонента» в процессах разделения аналогично понятию «выход компонента».

При противоточном массообменном процессе разделения, например,

$$\eta = \frac{(y_H - y_K)G}{(y_H - y_{K \min})G} = \frac{y_H - y_K}{y_H - y_{(x_H)}^*}, \quad (1.8)$$

где  $y_H, y_K$  — начальная и конечная концентрации извлекаемого из данной фазы в другую компонента;  $y_{(x_H)}^*$  — минимально возможная при противоточном взаимодействии фаз концентрация извлекаемого компонента в разделяемой фазе, т. е. концентрация, равновесная с начальной концентрацией  $x_H$  в извлекающей (второй) фазе.

Степень извлечения, таким образом, также определяется материальным балансом и условиями равновесия каждого процесса разделения.

Число  $n$  необходимых единиц технологических сооружений и оборудования в любом технологическом процессе определяется

заданной мощностью производства  $G$  и производительностью  $g_a$  одного агрегата:

$$n = \frac{G}{g_a} (1 + z), \quad (1.9)$$

где  $z$  — коэффициент запаса, обусловленный необходимостью компенсации ремонтных и других простоев, доли единицы; в среднем  $z$  составляет: 0,05—0,1 для чанов, сборников и других легко ремонтируемых аппаратов; 0,1—0,15 для химических реакторов, работающих при атмосферном давлении и невысоких температурах; 0,15—0,20 для ответственных аппаратов и машин с движущимися деталями (например, центрифуг).

Производительность агрегата (например, суточную  $g_a^{\text{сут}}$ ) определяют из выражения:

$$g_a^{\text{сут}} = \frac{V_p \cdot 24}{V_T \tau}, \quad (1.10)$$

где  $V_p$  — рабочий объем аппарата (объем реагирующей массы в нем);  $V_T$  — объем реагирующей массы на 1 т продукции, принимается по материальному расчету;  $\tau$  — среднее время пребывания реагирующей массы в аппарате (из данных по кинетике процесса); 24 — переводной коэффициент для определения суточной производительности, если величина  $\tau$  выражена в часах.

В формулы (1.9) и (1.10) входят три определяемые переменные —  $V_p$ ,  $g_a$  и  $n$ , поэтому расчет двух из них осуществляют при предварительно заданной третьей.

Технико-экономическое сравнение вариантов позволяет выбрать оптимальные значения единичной мощности  $g_a$ , объема  $V_p$  и числа агрегатов  $n$ .

Необходимый объем одного аппарата (технологического сооружения) определяют, исходя из выражения (1.10), при условии, что

$$V_p = V_a \phi,$$

где  $V_a$  — объем аппарата (сооружения);  $\phi$  — коэффициент его заполнения;  $\phi$  составляет 0,85—0,90 для хранилищ, сборников и другого подобного оборудования; 0,75—0,80 для аппаратов с мешалками; 0,4—0,6 для аппаратов, в которых возможно пенообразование.

Таким образом,

$$V_a = \frac{g_a^{\text{сут}} \tau V_T}{24 \phi}. \quad (1.11)$$

Для массообменных аппаратов

$$V_p = \frac{g_a^{\text{сут}}}{K_{\text{об}} \Delta_{\text{ср}}}, \quad (1.12)$$

где  $K_{\text{об}}$  — объемный коэффициент массопередачи;  $\Delta_{\text{ср}}$  — средняя движущая сила массопередачи.

Суточная производительность массообменного аппарата определяется количеством переданной массы из одной фазы в другую. Сравнивая формулу (1.12) с выражением (1.10), получим:

$$\frac{g_a^{\text{сут}}}{K_{\text{об}}\Delta_{\text{ср}}} = \frac{g_a^{\text{сут}} V_{\text{T}}\tau}{24}, \quad \text{т. е.} \quad \text{const}_1 \frac{1}{K_{\text{об}}} = \text{const}_2 \tau. \quad (1.13)$$

Сопротивление транспорту массы ( $1/K_{\text{об}}$ ) обуславливает необходимое значение  $\tau$  по (1.13). Таким образом, технологические размеры любых аппаратов и сооружений определяются заданной производительностью и необходимым временем пребывания взаимодействующих веществ в аппарате (производственной программой и интенсивностью процесса в конечном счете).

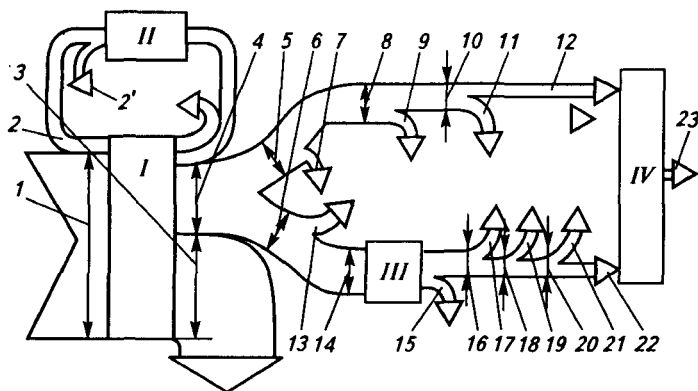
Для проведения любого технологического процесса требуется определенное количество электрической или тепловой энергии, топлива, пара, хладагентов и т. д. Основанные на составлении энергетических балансов способы расчета расходов различных энергоносителей для всего производства и отдельных технологических узлов и аппаратов хорошо известны. Следует только напомнить, что во многих процессах разделения неоднородных и однородных систем определение гидравлического сопротивления агрегата и составляет задачу определения необходимых затрат энергии в двигателях насосов, газодувок, компрессоров и т. д.

Между тем сами технологические процессы являются источником энергетических ресурсов, основные из которых следующие: горючие отходы и полупродукты, энергия фазовых превращений и химических реакций, газы и жидкости с избыточным давлением и т. д. Неиспользуемые в технологическом узле (агрегате) энергетические отходы называют побочными (вторичными) энергетическими ресурсами (ПЭР), к которым относится весь энергетический потенциал продукции, ВМР, побочных и промежуточных продуктов технологического агрегата. Условно ПЭР делят на горючие (отходящие газы плавильных, доменных и других печей; горючие отходы древесного, углеродистого и углеводородного сырья; демонтированные и непригодные для другого использования горючие элементы сооружений, зданий, машин, аппаратов, лигнинсодержащие шелока целлюлозно-бумажного производства и т. п.), тепловые (теплосодержание основной и побочной продукции, газовых, твердых и жидких отходов каждого агрегата) и с избыточным давлением (потенциальная энергия давления, а также избыточная кинетическая энергия).

В проектах реконструкции, расширения, технического перевооружения производств, а также в проектах новых предприятий следует предусматривать экономически обоснованные мероприятия по использованию ПЭР непосредственно (без изменения вида переносчика энергии) или через утилизационные установки, спе-

циально предназначенные для выработки тепла, электроэнергии, холода, механической энергии. Так, низкопотенциальные ( $t < 200^\circ\text{C}$ ) вторичные тепловые энергоресурсы можно использовать в испарителях холодильных машин. Потребность в обеспечении холодом современных предприятий велика, в том числе и для замены традиционного охлаждающего агента — воды.

На рис. 1.6 показана принципиальная схема использования энергетических ресурсов в любом разрабатываемом технологическом агрегате.



**Рис. 1.6. Принципиальная балансовая схема использования и выработки в технологическом агрегате энергетических ресурсов:**

*I* — технологический агрегат — потребитель энергии и источник ПЭР; *II* — сооружение, аппарат, использующие энергоресурсы в пределах агрегата *I*; *III* — утилизационная установка для превращения части ПЭР в другие виды энергии, которые могут быть использованы; *IV* — потребители, использующие ПЭР;

*1* — первичная энергия для осуществления процесса в агрегате; *2* — часть энергии, используемой в пределах агрегата в результате рециркуляции и теплообмена потоков; *2'* — потери энергии в окружающую среду; *3* — полезно использованная в агрегате энергия; *4* — общий выход ПЭР от агрегата; *5* — ПЭР, пригодные для непосредственного использования (ПЭР<sub>1</sub>); *6* — ПЭР, требующие утилизационных установок для превращения энергии или замены энергоносителя (ПЭР<sub>2</sub>); *7* — неизбежные потери ПЭР непосредственного использования; *8* — принципиально возможные для использования ПЭР<sub>1</sub>; *9* — экономически обоснованные потери ПЭР<sub>1</sub>; *10* — экономически целесообразное использование ПЭР<sub>1</sub>; *11* — планируемый резерв использования ПЭР<sub>1</sub>; *12* — фактическое использование ПЭР<sub>1</sub>; *13* — неизбежные потери ПЭР непосредственного использования; *14* — ПЭР на превращение в утилизационную установку *III*; *15* — потери энергии в утилизационной установке; *16* — принципиально возможная для использования энергия, вырабатываемая в установке *III*; *17* — экономически обоснованные потери ПЭР<sub>2</sub>; *18* — экономически целесообразная выработка энергии за счет ПЭР<sub>2</sub>; *19* — резерв утилизации ПЭР<sub>2</sub>; *20* — фактическая выработка энергии за счет ПЭР<sub>2</sub>; *21* — потери выработанной ПЭР<sub>2</sub>; *22* — используемое количество энергии за счет ПЭР<sub>2</sub>; *23* — экономия первичной энергии у потребителей *IV* при использовании ПЭР<sub>1</sub> и энергии, выработанной за счет ПЭР<sub>2</sub>

## ГЛАВА 2

# ОСНОВНЫЕ КОНСТРУКЦИОННЫЕ И ВСПОМОГАТЕЛЬНЫЕ МАТЕРИАЛЫ



### 2.1. ТРЕБОВАНИЯ К МАТЕРИАЛАМ

Выбор конструкционных и вспомогательных материалов многочисленных и часто комплектно поставляемых машин, аппаратов, элементов сооружений для систем рекуперации отходов определяется:

— параметрами режима работы (температурой, давлением, составом рабочей среды и др.);

— требованиями к физическим, химическим, механическим и другим свойствам материалов, в том числе и склонностью к ингибирующей активности, биообрастанию, адгезии органических и неорганических отложений. Учет этих требований особенно важен для правильной организации очистки и разделения веществ при использовании технологических рециклов, в частности систем замкнутого водоиспользования;

— технологичностью изготовления конструкции освоенными способами;

— доступностью и стоимостью материала.

При выборе материалов следует учитывать также материальный индекс (расход сырья на единицу продукции) производств, изготавливающих данный материал, и степень использования в нем вторичных материальных ресурсов (ВМР); возможность и способы утилизации конструкционных материалов после отработки установленного срока; требования к тектоничности проектируемых сооружений и аппаратов, поскольку совершенство формы и рациональное техническое решение позволяют увеличить срок службы объекта. Выбор материала завершается технико-экономическим сравнением возможных вариантов. Предпочтение отдают материалу, удовлетворяющему указанным выше требованиям.

Во многих случаях химическая стойкость материалов является основным свойством, определяющим долговечность оборудования или сооружения, чистоту получаемого в нем продукта и безопасные условия труда. Следует, однако, отметить, что процессы, протекающие при коррозии, могут быть использованы при разработке методов рекуперации различных материалов после заданного срока их службы.



## 2.2. МЕТАЛЛИЧЕСКИЕ МАТЕРИАЛЫ И СПЛАВЫ

Важнейшей группой конструкционных материалов на основе железа являются углеродистые стали, которые подразделяются на группы: А — поставляемые по механическим свойствам (Ст0, Ст1, Ст2, Ст3, Ст4 и т.д.), Б — поставляемые по химическому составу (БСт 0 и т.д.), В — поставляемые по обоим показателям (ВСт 2, ВСт 3 и т.д.).

Для изготовления аппаратуры, работающей под небольшим давлением и в контакте с неагрессивными средами, широко используют низколегированные кремнемарганцевые стали (например, 26ГС, 09Г2 и др.), нормативные допускаемые напряжения которых на 15—35 % превышают эти показатели для сталей Ст 3, 20, 20К. Кремнемарганцевые стали отлично свариваются, обладают хорошей пластичностью, высокой ударной вязкостью (в частности, при отрицательных температурах). Применение этих сталей позволяет облегчить конструкции и повысить их эксплуатационную надежность, а также снизить интенсивность оборота вторичных черных металлов.

Легированные стали и коррозионно-стойкие, жаростойкие, жаропрочные сплавы предназначены для работы в коррозионно-активных средах и при высоких температурах. Эти материалы делятся на три группы: 1) стойкие к различным видам коррозии; 2) жаростойкие (окалиностойкие), также стойкие к коррозии, в том числе в газовых средах при температурах выше 550 °С в ненагруженном или слабонагруженном состоянии; 3) жаропрочные, стойкие к коррозии в течение определенного времени при высоких температурах в нагруженном состоянии. Для экономии никеля разработаны марки легированных сталей с пониженным его содержанием. Назначение разных марок легированных коррозионно-стойких сталей и сплавов указано в справочной литературе\*.

Эффективным способом экономии дефицитных коррозионно-стойких сталей, особенно при изготовлении аппаратов с большой толщиной стенки, является применение двухслойных металлов с тонким плакирующим слоем из легированного материала.

Для корпусов, опор, крышек и других деталей аппаратов и машин часто применяют отливки из серого чугуна. Коррозионно-стойкий чугун используют для изготовления деталей, работающих в растворах щелочей при давлениях, не превышающих 1,0 МПа, и температурах от 15 до 300 °С. Отливки из жаростойкого и коррозионно-стойкого чугуна применяют для изготовления деталей, работающих в среде печных, генераторных и других газов при температурах до 600 °С.

Сварную, паяную, литую аппаратуру, предназначенную для работы в средах средней и повышенной агрессивности, часто изготавливают из цветных металлов — свинца, меди, алюминия, ни-

---

\* См., например, Общетеchnический справочник / Под ред. Е. А. Скороходова. М.: Машиностроение, 1982. 415 с.; Справочник снабженца / Автор проекта А. Сейкин. М.: «Торговый Дом Металлов Лтд.», 2001. 234 с.

келя, а наиболее ответственные узлы и детали — из титана, тантала, циркония, ниобия.

Алюминий (и его сплавы), а также медь и латунь являются основными конструкционными материалами для емкостной, колонной теплообменной аппаратуры, работающей при низких (до  $-254\text{ }^{\circ}\text{C}$ ) температурах. Свинец в основном используют как кислотостойкий футеровочный материал для сварной аппаратуры из углеродистой стали, из него также изготавливают трубы, эксплуатируемые при температурах от  $-40$  до  $100\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

Высокая надежность аппаратуры из титана, тантала (последний имеет высокие значения химической стойкости, прочности, теплопроводности), циркония (не разрушается даже в кипящих соляной, уксусной, лимонной, муравьиной кислотах), ниобия (стойк в соляной и азотной кислотах, в среде брома, пероксида водорода, радиоактивных отходов) в значительной мере компенсирует высокую стоимость этих материалов. Элементы машин, подверженные истиранию (цапфы, шестерни, детали подшипников), а также арматуру трубопроводов часто изготавливают из сплавов на основе цветных металлов (латуней, бронз и др.).

Коррозионная стойкость черных и цветных металлов и сплавов оценивается по десятибалльной шкале в зависимости от скорости коррозии (в мм/год). Совершенно стойкие оцениваются баллом 1 и имеют скорость коррозии  $0,001$  мм/год, а нестойкие —  $110$  и  $10$  мм/год соответственно.

Обычно рекомендуется использовать материалы, скорость коррозии которых в рабочей среде не превышает  $0,1$  мм/год (баллы стойкости 1—5).

Затраты на защиту от коррозии составляют примерно 20 % затрат на производство стальных конструкций, что необходимо предусматривать при проектировании оборудования и сооружений.

Разработка новых металлических материалов позволяет резко уменьшить количество их отходов. Перспективны изделия, изготавливаемые методом порошковой металлургии, а также «самозащищающиеся» стали (с добавками фосфора, меди, хрома, никеля, с алюминиевыми покрытиями), которые вместо рыхлого слоя оксида железа дают устойчивые к разъедающим воздействиям плотные слои продуктов первоначальной коррозии.

### **2.3. НЕМЕТАЛЛИЧЕСКИЕ КОНСТРУКЦИОННЫЕ МАТЕРИАЛЫ И СПЛАВЫ НЕОРГАНИЧЕСКОГО ПРОИСХОЖДЕНИЯ**

Большинство таких материалов относится к обширному классу строительных материалов, из которых изготавливают (в числе прочих сооружений) многие технологические агрегаты и узлы централизованных (иногда и локальных) установок.

Для защиты конструкций от действия кислот (кроме плавиковой и кремнефтористоводородной) используют изверженные породы — гранит, андезит, базальт, сиенит и др. Для защиты

от действия щелочей применяют плотные осадочные карбонатные породы (известняки, доломиты, магнезиты). Хрупкость, твердость и дороговизна обработки таких материалов (природного камня) привели к созданию искусственного каменного литья, в том числе на основе вторичных промышленных материалов. Плиты из листового шлакоситалла, например, с успехом используют как в агрессивных рабочих средах, так и при действии механических нагрузок.

Спеканием глин и их смесей с минеральными добавками, а также спеканием ряда оксидов и других неорганических материалов получают керамику, изделия из которой (кирпич, плитка, а также трубы) применяют для возведения многих самостоятельных сооружений и для защиты различных конструкций от воздействия сильноагрессивных сред. Из керамики изготавливают абсорберы, емкости, насадочные тела, а также различную арматуру. Иногда для этих целей используют фарфор.

К обожженным материалам относятся различные сорта шамотного и динасового кирпича — изделия из огнеупорных материалов, стойкие до 1000—1700 °С. Динасовый кирпич изготавливают из измельченного кремнезема (кварцитов) смешением с 2—2,5 % извести и последующим формованием, сушкой, обжигом. Шамот относится к группе алюмосиликатных огнеупорных материалов и состоит из глинозема (28—45 %) и измельченного шамота (заранее обожженной до спекания огнеупорной глины). Алюмосиликатные и кремнеземистые материалы составляют преобладающую часть (около 95 %) огнеупорных материалов. Их применяют для сооружения тепловых агрегатов и печей, в том числе для термических процессов переработки и сжигания различных промышленных и бытовых отходов.

Из щебня и песка — природных материалов — изготавливают бетонные изделия\*. В качестве вяжущих веществ применяют различные цементы или жидкое стекло (с добавкой ускорителей твердения). Кислотоупорный бетон стоек к воздействию органических и минеральных кислот (за исключением горячей фосфорной, плавиковой и кремнефтористоводородной), кислых растворов солей и агрессивных газов.

В строительных технологических сооружениях, в частности предназначенных для очистки сточных вод, наиболее часто применяют железобетон, в котором сочетаются два различных по свойствам материала — бетон (для сопротвления сжимающим силам) и сталь, предназначенная для восприятия растягивающих нагрузок. В нашей стране создана единая номенклатура сборных железобетонных элементов для монтажа почти всех емкостных сооружений и введена в действие серия «Унифицированные сборные железобетонные конструкции водопроводных и канализационных емкостных сооружений», в которой число типоразме-

---

\* При выборе состава бетона и антикоррозионного защитного покрытия строительных конструкций и канализационных сооружений следует руководствоваться требованиями ГОСТ 9.015 и СНиП II-28 «Защита строительных конструкций от коррозии».

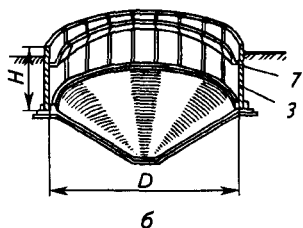
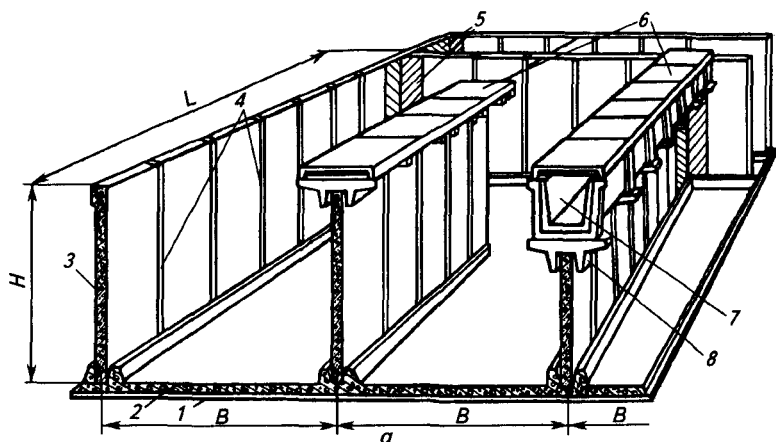
ров конструкций сокращено до 120. Применение крупноразмерных типовых железобетонных элементов позволяет основную часть работ по возведению сооружений перенести со строительной площадки на специализированное предприятие с высокоорганизованным технологическим процессом. На рис. 2.1 в качестве примера показаны железобетонные сооружения, в которых использованы типовые железобетонные элементы.

Для изготовления гидроизоляционных защитных и декоративных покрытий, полов промышленных зданий, элементов подземных сооружений, а также при ремонте бетонных изделий находят широкое применение полимербетоны и полимержелезобетоны. Композиции таких материалов составляют с использованием полимерных связующих (фурфурацетоновых, полиэфирных, карбамидных, фураноэпоксидных и других смол). В некоторых случаях на поверхность готовых изделий из бетона или железобетона наносят слой полимерного материала, например листового полиэтилена.

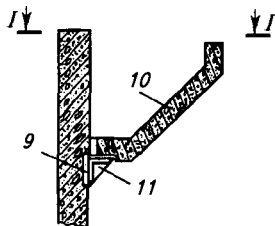
Высокой термической устойчивостью (до 400 °С) и химической стойкостью в органических и минеральных кислотах (кроме фосфорной и плавиковой) отличаются изделия из боросиликатного (термостойкого) стекла. Стекло используют как самостоятельный и футеровочный конструкционный материал, в частности для изготовления трубопроводов, водомерных стекол, смотровых фонарей и т. д. В строительных нормах указаны размеры стеклянных труб, фасонных частей к ним и параметры сред, которые можно транспортировать по таким трубам, перечислены отрасли народного хозяйства, где наиболее целесообразно применять стекло.

Особый класс составляют теплоизоляционные конструкционные материалы, использование которых в строительных и промышленных сооружениях и агрегатах, с одной стороны, позволяет значительно экономить энергетические ресурсы, с другой — предохранять биосферу от избыточных тепловыделений. Иногда только благодаря применению теплоизоляции удастся осуществить определенные технологические операции. Так, добыча «забалансных», или истощенных, ископаемых из глубоких скважин возможна за счет подачи в пласт горячего теплоносителя. При этом температурные удлинения труб конструктивно сложно компенсировать, теплоизолированные же трубы работают удовлетворительно.

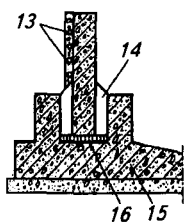
Многие теплоизоляционные материалы изготавливаются на основе разнообразных твердых промышленных отходов. Эффективность применения теплоизоляции характеризуется экономией 0,9—11 т/год условного топлива на 1 м<sup>2</sup> изолируемой поверхности при температурах стенки 130—400 °С. Как правило, коэффициент рекуперации тепла при проектировании изолирующего слоя должен составлять 95—97 %. Высокая пористость и вследствие этого малая теплопроводность теплоизоляторов достигаются газообразованием, пенообразованием, механическим диспергированием, созданием волокнистого каркаса, вспучиванием пород и минералов в процессе изготовления материалов.



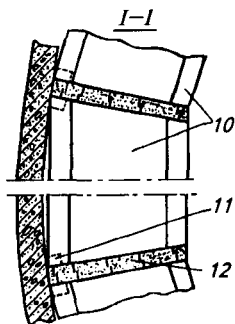
б



в



г



**Рис. 2.1. Унифицированные железобетонные сборные емкостные сооружения:**  
*a* — открытое коробчатое сооружение; *б* — цилиндрическая емкость с коническим монолитным днищем; *в* — конструкция круговых лотков цилиндрических сооружений; *г* — узел сопряжения цилиндрической стенки с днищем;  
 1 — бетонная подготовка; 2 — монолитное днище; 3 — стеновые панели; 4 — стыки между панелями; 5 — монолитные участки стен (заштрихованы); 6 — плиты; 7 — лоток; 8 — поддерживающий элемент; 9 — стальная закладная деталь; 10 — элемент кругового сборного лотка; 11 — опорный столб; 12 — участки сварки выпусков арматуры; 13 — кольцевая арматура; 14 — бетон на мелком щебне; 15 — днище; 16 — выравнивающий слой раствора;  
*B* — ширина коридора; *L* — длина; *H* — высота; *D* — диаметр сооружения

К неорганическим теплоизоляционным материалам относятся в первую очередь минеральная, стеклянная и шлаковая вата, изготавливаемая из минеральных пород и шлаков, а также из отходов стройматериалов (например, из боя глиняного и силикатного кирпича). Ячеистое стекло (пено-, газостекло) изготавливают из традиционных для производства стекла материалов с газообразователем (например, антрацит, кокс, известняк выделяют при нагревании газы, в частности диоксид углерода). Перлитобетон и керамические перлитовые теплоизоляционные материалы изготавливают на основе вспученного перлита и вермикулита, сырьем для которых служат горные породы: перлит, обсидиан, витрофир, вермикулит и другие породы, содержащие так называемую «растворенную» воду. При обжиге происходит вспучивание, величина которого зависит от количества растворенной в сырье воды. Ячеисто-легкие и ячеистые бетоны применяют преимущественно в виде плит для устройства теплых бесчердачных кровель фабрично-заводских зданий и технологических сооружений, а также для теплоизоляции теплопроводов (скорлупы, сегменты и т. д.).

В виде блоков, кирпича, скорлуп и сегментов используют керамические теплоизоляционные изделия: диатомитовые — на основе диатомита и трепела, вермикулитовые и перлитовые — с глиной в качестве связующего, легковесные огнеупоры — из огнеупорной глины и кварцита. Преимуществами таких материалов являются относительно более высокие значения температуры стойкости, водостойкости и прочности.

Асбестосодержащие теплоизоляционные материалы изготавливают на основе асбоцементов, асбестосиликатов, асбестоизвестково-кремнеземистых материалов, асбестомагнезиальных материалов, асбестодоломитов (например, совелита), асбестогипсовых материалов.

## **2.4. ОРГАНИЧЕСКИЕ КОНСТРУКЦИОННЫЕ И ВСПОМОГАТЕЛЬНЫЕ МАТЕРИАЛЫ**

Использование органических (в частности, синтетических) веществ открывает широкие возможности для создания новых конструкционных материалов взамен традиционных. Нередко применение материалов органического происхождения обеспечивает возможность создания принципиально новых и, следовательно, соответствующих одному из основных направлений развития МОТ конструкций аппаратов и их элементов. Например, многие аппараты для разделения жидких смесей, основанного на разной смачиваемости насадки различными компонентами, а также большинство процессов мембранного разделения жидких и газовых сложных систем не могут быть реализованы без использования конструкционных материалов на основе органических веществ. Наконец, применение некоторых органических материалов предпочтительнее вследствие возможности их изготовления на основе возобновляемых источников природного сырья растительного происхождения.

Из древесины сосны, ели, лиственницы изготавливают про-

стейшие аппараты, хранилища, тару, хордовые насадки, переточные лотки, мешалки и т. д. Древесина устойчива (до 100 °С) к действию органических красителей, хлоридов и сульфатов, расолов, масел, растворов красителей, сахарных растворов. Покрытие бакелитовым и другими лаками часто расширяет область применения дерева в качестве конструкционного материала. Из композиционных материалов на основе древесины и различных адгезионных веществ получают древесные слоистые, стружечные, волокнистые и другие пластики.

Резину используют в виде листов, труб, шлангов, ею часто гумируют аппараты, емкости, трубопроводы, изолируют кабели. Резина обладает не только химической, но и эрозионной стойкостью. Однако тепловая стойкость ее невысока (–80 °С), под действием окислителей и света она стареет и растрескивается, в органических растворителях сильно набухает. Основное свойство резины — способность к большим обратимым (высокоэластическим) деформациям — обеспечивает ей широкое применение в различных конструкциях.

Высокой коррозионной стойкостью во многих средах и большой прочностью на единицу массы оборудования обладают пластмассы. Например, фаолит, основу которого составляют феноло-формальдегидная смола и кислотостойкий наполнитель (асбест), поддается всем видам механической обработки, хорошо прессуется, склеивается и применяется (до 140 °С) как кислотоупорный материал для колонных и других аппаратов, трубопроводов, а также как футеровочный материал. Текстолит, получаемый прессованием слоев хлопчатобумажной ткани, пропитанной различными смолами, используется при температурах от –196 до 125 °С в основном для изготовления муфт, шестерен, роликов и др. Хорошей адгезией к металлу, бетону, дереву, керамике обладает асбовинил (композиция на основе кислотостойкого асбеста и лака этиноль). Его используют в качестве антикоррозионной футеровки емкостных аппаратов, содержащих агрессивные среды при температурах от –50 до 110 °С. Токсичность и огнеопасность этого материала ограничивают его применение.

Винипласт листовой (продукт полимеризации хлорзамещенных производных этилена) используется для изготовления обечаяек, днищ аппаратов, вентиляционных газоходов и др. Органическое стекло (продукт полимеризации метилового эфира метакриловой кислоты) применяют взамен некоторых пластмасс (например, винипласта) в тех случаях, когда необходимо обеспечить оптическую прозрачность отдельных элементов аппаратуры. Для футеровки, как прокладочный материал, для изготовления труб и пленок, полимербетонов широкое применение находит полиэтилен — синтетический продукт, получаемый полимеризацией этилена в присутствии катализатора. Для изготовления водопроводных, дренажных и других труб кроме полиэтилена широко используют поливинилхлорид и АБС-пластики (полимеры акрилонитрила, бутадиена и стирола).

Из всех известных пластмасс наиболее химически стойким является фторопласт — полимер тетрафторэтилена. Он устойчив при температурах от  $-269$  до  $260$  °С. Накоплен большой опыт использования фторопласта для изготовления труб и арматуры, емкостной аппаратуры, насосов и их деталей, в качестве уплотнительного материала и для напыления. Однако фторопласт дорог, практически не сваривается и с трудом склеивается.

Из стеклопластиков изготавливают емкостную аппаратуру, абсорбционные колонны, трубопроводы, фильтры и многие другие изделия разного назначения. Для стеклопластиков характерно сочетание высоких прочностных, диэлектрических свойств, сравнительно низкой плотности и теплопроводности, высокой атмосферо-, водо- и химической стойкости.

Вспененные пластические массы (пенополиуретан, пенополистирол, фенольные и карбамидные пенопласты) имеют низкую теплопроводность, малую объемную массу, достаточную механическую прочность, сравнительно низкую способность к водопоглощению. Этими качествами обусловлено их применение для теплоизоляции в условиях агрессивных сред. Пенопласты обеспечивают высокое качество изоляционных покрытий. Им несвойственно, например, явление «разломачивания», типичное для многих волокнистых материалов неорганического происхождения.

Битумные и асфальтовые материалы, многие пластмассы составляют основу гидроизолирующих материалов. Резину, картон, пленку, а также полимерные, прорезиненные и асбестосодержащие композиции используют для изготовления прокладок и набивок. Наряду с материалами органического происхождения для этих целей используют также некоторые неорганические материалы (цементные вяжущие и глины для гидроизоляции, различные металлы для прокладок в наиболее ответственных и нагруженных узлах).

Для защиты от коррозии теплообменных и других аппаратов, например в замкнутых системах промышленного водопотребления, широко используют лакокрасочные покрытия. Они содержат пленкообразующие вещества, растворители, пигменты, наполнители и другие добавки.

Одним из основных направлений инновационного развития материаловедения является совершенствование композиционных материалов, представляющих собой металлические или неметаллические основы с заданным распределением в них волокнистых или дисперсных упрочняющих компонентов (некоторые традиционные материалы такого рода рассмотрены выше). Путем прессования или прокатки производятся многие слоистые композиции из различных материалов (например, древесные, бумажные пластики и др.).

Квалифицированное использование в таких материалах вторичных продуктов и отходов (в качестве наполнителей, связующих, добавок и т. д.) следует считать важным направлением в рециперации многих ВМР.



---

## ГЛАВА 3

# ОСНОВНЫЕ УСТРОЙСТВА И ОБОРУДОВАНИЕ ДЛЯ ТРАНСПОРТИРОВАНИЯ ПРОМЫШЛЕННЫХ ОТХОДОВ

●

Транспорт отходов является составной частью перемещения различных грузов в сфере производства, т. е. частью промышленного транспорта. Транспортирование грузов, в частности отходов, вне промышленного предприятия осуществляется железнодорожным, водным и автомобильным транспортом. Такие виды транспорта, как трубопроводный, гидро- и пневмотранспорт, конвейерный, канатно-подвесной, используются для внешнего и внутреннего перемещения различных материалов. Для внутреннего перемещения грузов применяют также различные виды напольного безрельсового и монорельсового транспорта, а также железнодорожный и автомобильный.

### 3.1. ТРУБОПРОВОДНЫЙ ТРАНСПОРТ ПРОМЫШЛЕННЫХ ОТХОДОВ

Передача на определенное расстояние жидких, газообразных или твердых материалов по трубопроводам характеризуется отсутствием потерь. Транспортирование таким способом твердых материалов создает возможность механизации и автоматизации погрузочно-разгрузочных работ.

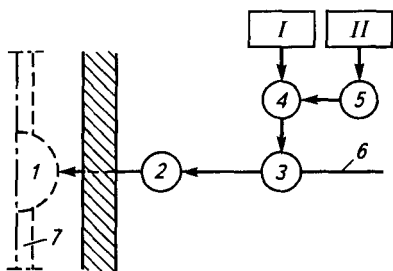
Многообразие материалов, условий и специфических особенностей их перемещения требует отдельного рассмотрения ряда наиболее общих задач транспортирования отходов.

**Трубопроводный транспорт в системах канализования промышленных предприятий.** Внутренняя (в производственном здании) сеть канализации обычно состоит из нескольких систем: хозяйственно-фекальной (от санузлов и лабораторий), производственно-дождевой (дождевые воды с крыши и условно чистые производственные воды), кислых или щелочных вод различных отделений и вод, содержащих специфичные для данного производства примеси. Обработка вод двух последних систем (с максимально возможной рекуперацией компонентов) имеет наибольшее значение при создании локальных замкнутых циклов водоиспользования. Неиспользованные воды после доведения их до определенных кондиций выводят в наружную канализационную магистраль (рис. 3.1).

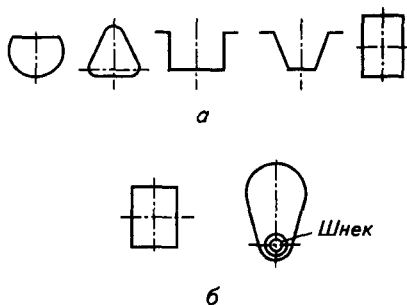
Основные элементы этих систем (а также систем наружной канализации) — асбестоцементные, бетонные, железобетонные, пластмассовые, чугунные, стальные, стеклянные или керамические трубы и каналы. Материал для изготовления напорных и безнапорных труб выбирают исходя из свойств транспортируемой среды и условий ее транспорта с учетом специфики укладки трубопровода (например, в грунте). При выборе материала особое внимание уделяют гидравлическому сопротивлению трубопровода при заданной пропускной способности. Выбор толщины стенки водопроводных и канализационных труб определяется прочностью конструкционных материалов.

Формы сечений труб и каналов (особенно для сетей наружной канализации сточных вод и сетей транспортирования газов) весьма разнообразны (рис. 3.2), что обусловлено содержанием взвешенных веществ в газовом или жидкостном потоке, а также видом конструкционного материала, способами защиты от коррозии и термоизоляции.

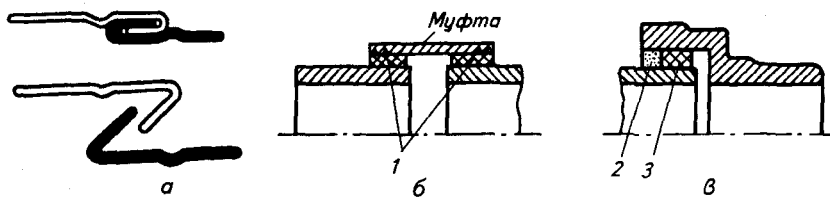
Основные детали (прямые участки, отводы, тройники, крестовины и др.) металлических и неметаллических газопроводов, вентиляционных систем, а также запорные устройства к ним нормализованы. Способы соединения труб зависят от материалов, из которых они изготовлены. Соединения стальных труб могут быть выполнены, например, сваркой встык, фланцевыми и резьбовыми; они могут быть фасонными — в виде колен, отводов, угольников, тройников, крестов. Тонкостенные металлические вентиляционные трубы могут иметь фальцевые соединения (рис. 3.3, а). Керамические, асбестоцементные, бетонные трубы сетей канализации соединяют особым способом (рис. 3.3, б и в), в том числе с помощью резиновых уплотняющих колец вместо элементов 1, 2, 3 на рис. 3.3.



**Рис. 3.1. Схема внутренней производственной канализации:**  
 I, II — производственные агрегаты (например, локальной очистки сточных вод);  
 1—5 — смотровые колодцы; 6 — трубопроводы; 7 — наружная канализационная магистраль



**Рис. 3.2. Некоторые формы поперечных сечений канализационных труб и каналов (а) и газоходов (б)**



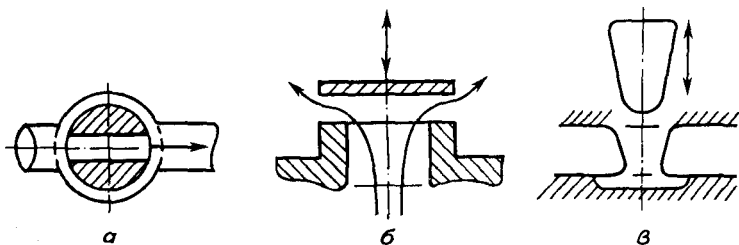
**Рис. 3.3. Некоторые способы соединения труб:**

*a* — фальцевое соединение тонкостенных металлических труб; *б* — соединение асбоцементных, чугунных, бетонных труб с гладкими концами; *в* — то же, с раструбными концами;

1 — смоляной канат на асфальтовой мастике; 2 — цемент; 3 — пенька

При выборе трубопроводной арматуры руководствуются условным давлением  $p_y$  и условным диаметром  $D_y$  (номинальный диаметр отверстия для прохода среды). Любые детали трубопроводов и арматуры с одним и тем же условным диаметром (условным проходом)  $D_y$  при одном и том же значении  $p_y$  имеют одинаковые присоединительные размеры.

При повышенных требованиях к плотности оборудования для жидких и газовых сред в основном используют три вида запорной арматуры (рис. 3.4). Краны успешно применяются для жидкостей со взвешенными веществами и кристаллами. Они быстро открываются и закрываются, но малопригодны для регулирования количества среды. Вентили не пригодны для загрязненных жидкостей, но их применение возможно для регулирования расхода потока. Задвижки чаще устанавливают на трубопроводах больших диаметров, их гидравлическое сопротивление невелико, ими удобно регулировать поток. Однако задвижки дороги, имеют большую высоту и малопригодны для жидкостей со взвешенными частицами. Вместо задвижек можно применять поворотные дисковые затворы с уплотнением резиновым кольцом. Разработаны



**Рис. 3.4. Основные виды запорной арматуры:**

*a* — кран; *б* — вентиль; *в* — задвижка (клиновья или параллельная)

запорные устройства, использующие принцип известного лабораторного зажима для эластичных упругих шлангов.

Подробные сведения о запорной трубопроводной арматуре с разными видами привода, в частности для водопроводно-канализационных сооружений, приведены в справочной литературе\*. Запорные устройства для трубопроводов газовой канализации (при небольших давлениях) должны быть быстродействующими и полностью прекращать подачу при их закрытии. Некоторые устройства такого рода показаны на рис. 3.5.

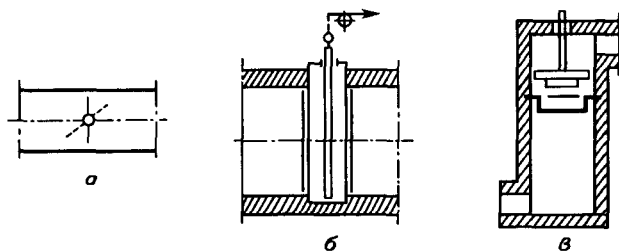
**Гидравлический расчет канализационных трубопроводов.** Задачей гидравлического расчета при проектировании трубопроводов газовой и жидкостной канализации является определение общих потерь напора при заданном расходе среды. Для так называемого «безнапорного» гидротранспорта рассчитываются потери геометрического напора, обеспечиваемого определенным уклоном дна канала; для «напорного» гидротранспорта и транспорта газов рассчитываются потери напора, создаваемого транспортирующими машинами (насосами, вентиляторами и др.).

Известно, что

$$h_{\text{п}} = \lambda \frac{l}{4R_{\text{г}}} \frac{w^2}{2g} + \sum_{i=1}^n \zeta_i \frac{w^2}{2g}, \quad (3.1)$$

где  $h_{\text{п}}$  — потери напора, м;  $l$ ,  $R_{\text{г}}$  — длина и гидравлический радиус трубопровода соответственно, м;  $w$  — средняя скорость движущейся по трубопроводу среды, м/с;  $g$  — ускорение свободного падения, м/с<sup>2</sup>;  $\lambda$  — коэффициент гидравлического сопротивления;  $\zeta_i$  — коэффициент  $i$ -го местного сопротивления трубопровода.

Для самотечных и напорных трубопроводов большой длины, в которых потери на местные сопротивления составляют меньше



**Рис. 3.5. Некоторые запорные устройства для газов при небольших давлениях:**  
 а — дроссельная заслонка; б — листовая задвижка; в — тарельчатый клапан

\*См., например, Справочник монтажника. Оборудование водопроводно-канализационных сооружений. М.: Стройиздат, 1979. 430 с.

5% потерь на трение, потери напора, согласно СНиП, следует определять по выражению:

$$I = \frac{\lambda}{4R_r} \frac{w^2}{2g}; \quad I = \frac{h_{п}}{l}. \quad (3.2)$$

Величина  $I$  представляет собой гидравлический уклон, равный (при равномерном движении) уклону лотка труб. Коэффициент гидравлического сопротивления  $\lambda$  для труб жидкостной канализации определяют по эмпирическому выражению Федорова в зависимости от режима движения (числа Рейнольдса —  $Re$ ) и эквивалентной песочной шероховатости  $\Delta_3$  труб:

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \lg \left( \frac{\Delta_3}{13,68 R_r} + \frac{a_2}{R_c} \right). \quad (3.3)$$

Величины  $\Delta_3$  и  $a_2$  ( $a_2$  — коэффициент, зависящий от характера шероховатости стенок труб и свойств жидкости) принимаются по рекомендациям СНиП.

При расчете канализационных сетей небольшой длины (например, обвязки насосов) следует учитывать и местные сопротивления. Газовые канализационные трубопроводы и вентиляционные сети имеют обычно небольшую длину, т. е. потери напора в них связаны с многочисленными местными сопротивлениями. Поэтому потери давления (в данном случае так удобнее выражать потери энергии) в таких трубопроводах часто определяют по выражению:

$$\Delta p = \sum_{i=1}^n \zeta_i \frac{\rho w^2}{2}, \quad (3.4)$$

где  $\rho$  — плотность газа,  $\text{кг/м}^3$ .

Значения  $\zeta_i$  представлены в справочной литературе\*.

В общем случае потери энергии определяют из выражения (3.1).

Для вычисления потерь напора (или гидравлического уклона) необходимо знать расход среды и диаметр транспортирующих труб, которыми определяется средняя скорость  $w$ .

Расход производственных сточных вод (например, суточный  $Q_{\text{сут}}$ ) определяют из выражения:

$$Q_{\text{сут}} = qM, \quad (3.5)$$

где  $q$  — расход сточных вод на единицу продукции;  $M$  — количество продукции, выпускаемой предприятием за сутки.

\* См., например, *Идельчик И. Е.* Справочник по гидравлическим сопротивлениям. М.: Машиностроение, 1975. 559 с.

Поскольку при расчете гидравлических потерь пользуются максимальной скоростью в трубопроводе, которая определяется максимальным расходом, следует определить его, приняв  $M_{\max}$  равным максимальной производительности за смену. Тогда секундный максимальный расход  $Q_{c \max}$  сточных вод определится как

$$Q_{c \max} = \frac{q M_{\max}}{T \cdot 3600} K_{\text{ч}}, \quad (3.6)$$

где  $T$  — продолжительность смены (или число часов работы оборудования за смену), ч;  $K_{\text{ч}}$  — коэффициент часовой неравномерности водоотведения (ориентировочно  $K_{\text{ч}} = 1,3-1,5$  для химической промышленности;  $1,0-1,1$  — для металлургии;  $1,5-3,0$  — для предприятий кожевенной промышленности и т. д.).

Значения  $q$  принимают по данным ВОДГЕО (Укрупненные нормы водопотребления и водоотведения для различных отраслей промышленности. М.: Стройиздат, 1982. 528 с.).

Диаметр труб напорного транспорта определяют исходя из технико-экономических соображений, поскольку с увеличением диаметра возрастает стоимость трубопровода, но уменьшаются расходы на транспортирование. Кроме того, диаметры труб и каналов для транспортирования жидких и газовых отходов должны быть такими, чтобы при среднем расходе и средней скорости жидкости не происходило заиливания и забивания канализационной сети отложениями. Для труб жидкостной канализации «незаиляющую» скорость  $w_{\text{н}}$  можно ориентировочно определить как функцию гидравлического радиуса:

$$w_{\text{н}} = 1,57 n \sqrt{R_{\Gamma}}, \quad (3.7)$$

где  $n = 0,35 + 0,5R_{\Gamma}$ .

Значения такой скорости для разных диаметров труб приведены в СНиП и могут быть использованы для производственных сточных вод, близких по характеру к бытовым («незаиляющая» скорость зависит не только от диаметра трубы, но и от состава и крупности частиц взвешенных в воде веществ, а также от степени наполнения труб и каналов; важно также отметить, что только при турбулентном режиме движения обеспечивается отсутствие заиливания и забивания). Максимальная скорость жидкости не должна превышать  $\sim 8$  м/с для металлических труб и  $\sim 4$  м/с для неметаллических.

При определении средней скорости движения среды и диаметра трубопровода или канала безнапорного транспорта необходимо учитывать допустимое расчетное наполнение  $h/D$  трубопровода, изменяющееся от 0,6 до 0,8  $D$  с увеличением диаметра от 150 до 900 мм. Определенная степень заполнения трубопровода обеспе-

чивает возможность залповых сбросов и выделения газов при транспортировании сточных вод.

Для упрощения гидравлических расчетов используют таблицы и графики (рис. 3.6). Такие графики строят на основании совместного решения известного уравнения расхода и уравнения потерь энергии (3.2). В этом случае для каждой заданной величины  $D$ , используя указанную систему уравнений, находят зависимость  $I$  от  $Q$  при различных значениях  $h/D$  и  $w$ . Минимальный гидравлический уклон в первом приближении можно определить также из соотношения  $I_{\min} \approx 1/D$  (диаметр  $D$  выражен в мм).

Таблицы для гидравлических расчетов, например, водопроводных труб можно найти в книге: *Шевелев Ф. А.* Таблицы для гидравлического расчета стальных, чугунных, асбестоцементных, пластмассовых, стеклянных водопроводных труб. М.: Стройиздат, 1973. 113 с.

**Гидро- и пневмотранспорт промышленных отходов.** Гидро- и пневмотранспортом (ГПТ) называют перемещение различных сыпучих материалов и одиночных тел потоками жидкости (обычно воды) или газа (воздуха) за счет передачи энергии несущей среды твердым частицам (или телам). Более 30 % общего количества перемещаемых на предприятиях сыпучих материалов транспортируется таким образом, при этом обеспечиваются поточная, непрерывная подача материалов на значительные расстояния по сложной пространственной схеме и механизация трудоемких вспомогательных процессов. Часто транспортирование экономически целесообразно сочетать с технологическими операциями (затвердевание, грануляция, выщелачивание, увлажнение, сушка, сорбция и др.).

Установки ГПТ состоят из следующих основных элементов:

— устройство для ввода в поток сыпучих материалов или твердых тел (например, контейнеры с сыпучим материалом);

— трубопровод с арматурой или желоб;

— устройство для отделения твердых частиц от несущей среды.

Основными транспортирующими машинами являются насосы, компрессоры, газодувки (вентилляторы).

Установки гидротранспорта делятся на самотечные («безнапорные», с естественным напором) и с искусственно создаваемым напором, соответствующим перепаду давлений в пределах 0,05—7 МПа.

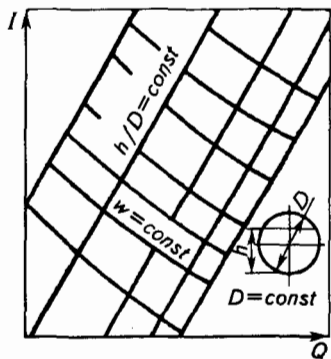
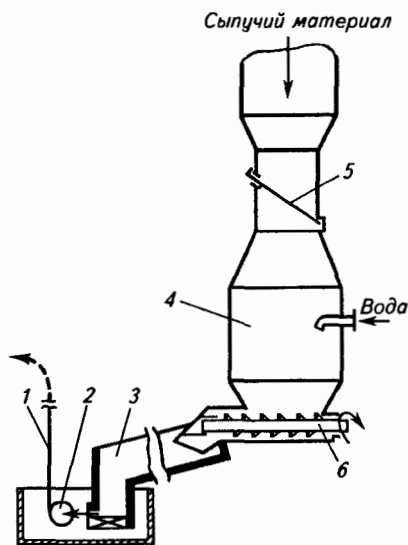


Рис. 3.6. График для расчета безнапорных трубопроводов (с учетом рекомендуемых наполнений  $h/D$ )



**Рис. 3.7. Схема гидравлического удаления сыпучих твердых отходов:**

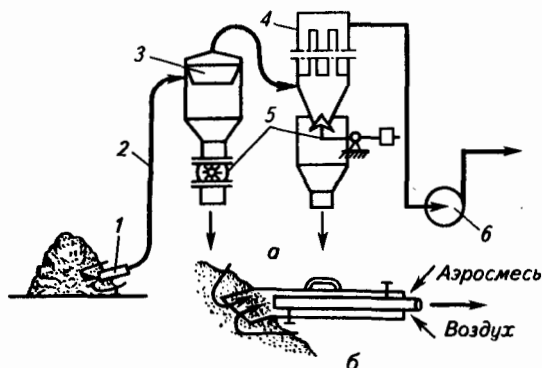
1 — магистральный трубопровод для транспортирования; 2 — центробежный насос; 3 — открытый желоб; 4 — камерное загрузочное устройство; 5 — ленточная задвижка; 6 — шнек-питатель

По назначению различают подвижные и стационарные установки, а также стационарные с магистральным трубопроводом длиной иногда до нескольких десятков и даже сотен километров (обычно же не более 2—2,5 км).

На рис. 3.7 в качестве примера представлена общая схема гидротранспорта. Часто вместо центробежного насоса используют гидроэлеватор эжекторного типа, основными достоинствами которого являются: отсутствие движущихся частей, нечувствительность к попаданию воздуха в трубопровод, простота обслуживания и небольшие размеры и вес. Гидроэлеваторы, однако, отличаются низким к.п.д. (до 20%), что обусловлено затратами энергии на формирование потока пульпы и перемещение большого количества

рабочей среды. Чтобы поднять пульпу на высоту до 3—5 м, иногда применяют системы с эрлифт-насосом.

Отходы после гидротранспорта часто «намыывают» на открытые отвалы, склады, пруды. Иногда на выгрузке устанавливают от-



**Рис. 3.8. Схема всасывающей пневматической установки (а) и устройство всасывающего переносного сопла (б):**

1 — сопло; 2 — трубопровод аэросмеси; 3 — бункер-разгрузитель; 4 — воздухоочистное устройство; 5 — затворы (для примера показаны шлюзовый затвор и конусный затвор «мигалка»); 6 — вакуум-насос (или эжектор)



стойное и другого типа оборудование для разделения гидросмеси. Воду после разделения гидросмеси следует использовать в замкнутом цикле.

Установки пневмотранспорта обычно работают по двум схемам.

По одной из них (рис. 3.8) вакуум-насосом или вентилятором создается разрежение в установке, материал с воздухом засасывается в трубопровод и транспортируется в виде аэросмеси.

По другой схеме (рис. 3.9) воздух компрессором нагнетается в питатель, аэрирует сыпучий материал и транспортирует его в систему разгрузки, составленную из аппаратов, аналогичных показанным на рис. 3.8 (поз. 3, 4).

Недостатки гидро- и пневмотранспорта: значительный расход энергии, а также воды, воздуха; появление в ряде случаев вредных примесей в сточной воде и отбросном воздухе; износ труб, насосов, вентиляторов, гидроэлеваторов при транспорте абразивных грузов. Затраты энергии при пневмотранспорте в 10—15 раз превышают затраты на механическое транспортирование. Удельный расход воды для гидротранспорта золы составляет  $8 \text{ м}^3/\text{т}$ , пиритного огарка —  $7 \text{ м}^3/\text{т}$ , шлама содовых заводов —  $8 \text{ м}^3/\text{т}$ . При пневмотранспорте, например, по схеме, показанной на рис. 3.9, одной массовой единицей воздуха транспортируется 11,0—24,5 массовых единиц пиритного огарка, 20 — костяной муки, 12 — угольной пыли и т. д. Такие данные используются в проектировочных расчетах транспортных систем при определении общих расходов воды (воздуха).

Перспективными являются контейнерная или капсульная система пневмо- и гидротранспорта. В этом случае под действием перепада давлений транспортирующей среды ( $10^4 \text{ Па}$  и выше) по трубопроводу перемещаются контейнеры или составы из них с транспортируемым материалом. Для непрерывной эксплуатации необходима линия возврата опорожненных контейнеров. Основное преимущество таких систем состоит в том, что практически полностью исключается загрязнение транспортирующей среды.

**Основы инженерного расчета параметров гидро- и пневмотранспорта.** Для выбора режима работы установки ГПТ пользуются характеристиками  $Q(H)$  насосов (газодувок) и трубопроводов. При этом учитывают следующее: уже при содержании твердых частиц

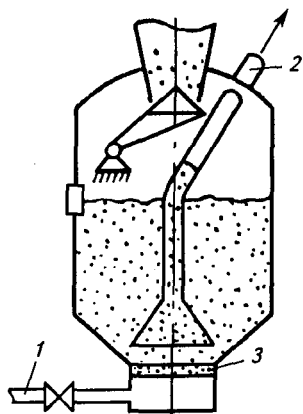


Рис. 3.9. Питатель с аэрированием сыпучего материала для нагнетательной установки пневмотранспорта:

1 — линия подачи сжатого воздуха; 2 — транспортный трубопровод аэросмеси в систему разгрузки и очистки воздуха; 3 — пористая перегородка

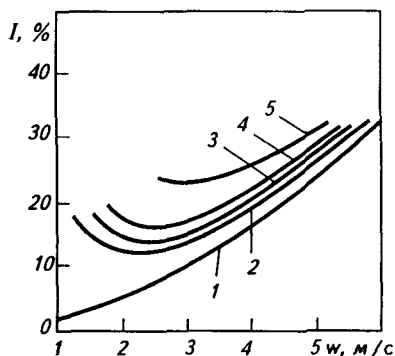


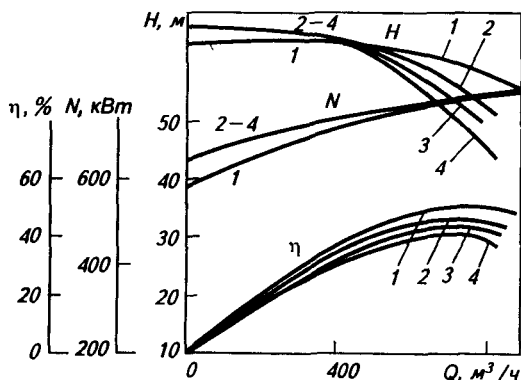
Рис. 3.10. Зависимость удельных потерь энергии от скорости транспортирования гидросмесей различной концентрации (на примере гидросмесей доменного шлака), т. е. различной плотности гидросмесей:

1 — 1000 кг/м<sup>3</sup> (вода); 2 — 1120—1175;  
3 — 1180—1225; 4 — 1330—1380; 5 —  
1380—1430 кг/м<sup>3</sup>

и  $w$  и  $I$ , при которых затраты энергии оказываются минимальными.

На рис. 3.11 показаны рабочие характеристики насоса, транспортирующего гидросмеси различной концентрации. По мере увеличения концентрации гидросмесей повышается потребляемая мощность  $N$ , уменьшается к.п.д. ( $\eta$ ), изменяется крутизна кривых  $H(Q)$ . Это изменение еще более усиливается с износом деталей насоса. Аналогичная картина наблюдается для вакуум-насосов и вентиляторов пневмотранспорта.

Таким образом, при работе на гидро- и пневмосмесях рабочая



точка (точка пересечения) характеристик транспортирующего оборудования и сети  $H(Q)$  сдвигается в область значительно меньших  $Q$  при тех же значе-

Рис. 3.11. Рабочие характеристики насоса 10УВЛ-2М при транспортировании гидросмесей разной плотности:

1 — 1000 кг/м<sup>3</sup>; 2 — 1085;  
3 — 1095; 4 — 1120 кг/м<sup>3</sup>

5—10 % (об.) размером 10—80 мкм проявляются реологические свойства гидросмеси (в частности, вязкопластичные свойства), которые приводят к качественным изменениям характеристик  $Q(H)$  для чистой жидкости.

На рис. 3.10 показана зависимость удельных потерь энергии ( $h_{п}/l = I$ , %, где  $l$  — длина трубопровода) от средней скорости  $w$  (пропорциональной расходу  $Q$ ) транспортирования гидросмесей разных концентраций.

Как видно из рисунка, удельные потери энергии при транспортировании гидросмесей выше потерь при транспортировании чистой воды. Кривые имеют экстремальные значения

ниях необходимого напора  $H$ . Это следует учитывать при подборе насосов, вентиляторов и другого «силового» оборудования.

Определим параметры гидротранспорта тонких фракций (размер частиц 0,05—0,15 мм). К таким параметрам относятся: критическая скорость  $w_{кр}$  гидросмеси (скорость, ниже которой возможны вязкопластическое движение или отложение частиц в потоке), удельные потери напора  $I$  и диаметр трубопровода  $D$ .

Критическую скорость можно найти по формуле:

$$w_{кр} = n\sqrt{agD},$$

где  $n = 0,7+1,5$  — опытная константа, учитывающая влияние дисперсного состава на величину  $w_{кр}$ ;  $a = (\rho_m - \rho_0)/\rho_0$ ;  $\rho_m$  и  $\rho_0$  — плотности материала и транспортирующей жидкости;  $g$  — ускорение свободного падения; для установок пневмотранспорта  $w_{кр}$  равна скорости витания частиц смеси.

Удельные потери напора можно определить по формуле (в %):

$$I = I_0(1 + aS),$$

где  $I_0$  — удельные потери напора  $h_{п}/l$  при движении чистой воды со скоростью, равной скорости смеси;  $S = (\rho - \rho_0)/(\rho_m - \rho_0)$  — безразмерная концентрация гидросмеси, плотностью  $\rho$ .

При наличии в смеси частиц с размерами, большими 0,15 мм, полученные значения  $I$  следует увеличить примерно на 10—15 %. Предлагаемые формулы приемлемы для материалов типа угольной и рудничной пыли.

Диаметр трубопровода определяют при выборе скорости  $w$  (причем  $w > w_{кр}$ ) по заданному расходу, используя для этого данные технико-экономического сравнения вариантов. Более детальные сведения по расчету и другим вопросам ГПТ можно найти в специальной литературе.

Поправочные коэффициенты для учета снижения напора  $K_H$  и к.п.д.  $K_\eta$  и увеличения затрачиваемой мощности  $K_N$  центробежных насосов для систем гидротранспорта приближенно можно принять по данным рис. 3.12. С помощью этих коэффициентов и перестраивают паспортные характеристики центробежных насосов, полученные для чистых жидкостей.

**Транспортирующие агрегаты трубопроводного транспорта промышленных отходов.** Для транспортирования сточных вод к

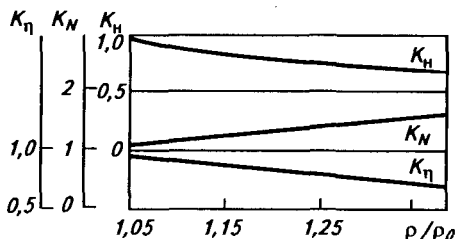


Рис. 3.12. Зависимость коэффициентов изменения напора  $K_H = H/H_0$ , мощности  $K_N = N/N_0$ , к. п. д.  $K_\eta = \eta/\eta_0$  от содержания твердой фазы в гидросмеси  $\rho/\rho_0$  (индекс «ноль» относится к чистой жидкости)

очистным сооружениям, если они не поступают самотеком, используют центробежные насосы марок Ф, ФВ, ФГ, НФ, НФВ (Н — насос, Ф — фекальный, В — вертикальный, Г — горизонтальный). В системах гидротранспорта применяют также насосы марок НП, П, КНП, КНШ, Гр, Р, Б и др. (П — песковый, К — кислотный, Ш — шламовый, Гр — грунтовый, Р — условное обозначение землесосов, Б — багерный). Для больших расходов сточных вод иногда используют осевые насосы.

При выборе насосов (и другого оборудования, в частности трубопроводов) для работы на гидросмесях необходимо учитывать прогрессирующий износ их деталей и соответствующие изменения характеристик. Для предотвращения быстрого износа детали насосов изготавливают из износостойких материалов и футеруют или гуммируют внутренние поверхности. Представляет интерес способ «самофутерования» отдельных элементов, например колен трубопроводов, твердым материалом самой гидросмеси, который откладывается на поверхности в виде «подушки» и таким образом защищает эту поверхность от износа.

Чтобы избежать засорений и обеспечить возможность очистки, отдельные виды насосов выполняют без направляющих аппаратов, рабочие колеса снабжают малым числом лопаток (две—четыре), на корпусе и входном патрубке устраивают люки ревизии.

При выборе насоса прежде всего определяют его рабочую точку (РТ). Для этого строят характеристику сети по выражению  $H = H_r + \Sigma h_n$  ( $H_r$  — геометрическая высота подачи воды) и характеристику насоса, учитывая наличие твердой фазы в перекачиваемой воде. Рабочая точка (точка пересечения характеристик сети и насоса) должна соответствовать области максимального к.п.д. насоса.

При необходимости высоких напоров, а также для обеспечения практически постоянной производительности при разных напорах используют объемные насосы (поршневые, скальчатые, винтовые, шланговые, диафрагменные). В установках для переработки отходов плунжерные насосы (типа НП) применяют для перекачивания сырого осадка из отстойников, насосы типа НД используют в качестве дозирующих, например при очистке и разделении жидкостей в мембранных аппаратах и т. д.

Для смешения жидкостей с газами во флотационных установках, приготовления озонородяной и других смесей используют эжекторы. Эжекторного типа гидроэлеваторы применяют для перекачки сильно загрязненных сточных вод, илов и осадков канализационных сооружений. Шнековые канализационные насосы рекомендуются для подачи сточных вод на небольшую высоту (2—7 м). Крупность транспортируемых с водой отбросов определяется в основном шагом винта шнека и его диаметром.

Многие жидкости, образующиеся при переработке разных отходов, транспортируют насосами общепромышленного назначе-

ния, а также эрлифтными установками с использованием сжатого воздуха.

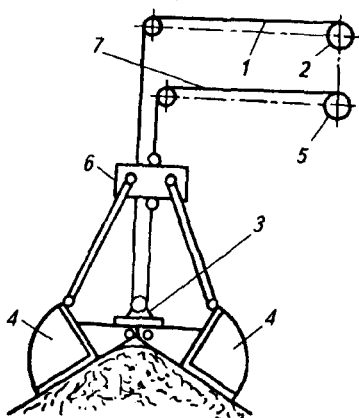
В процессах пылеулавливания, физико-химической очистки технологических, отбросных и вентиляционных газов, при пневмотранспорте широко применяют центробежные вентиляторы, газодувки и компрессоры. Однако при использовании таких машин для транспортирования и рекуперации газовых отходов, имеющих высокие температуры, содержащих значительные количества взвесей (часто химически активных) и требующих высоких напоров, предъявляются особые требования к их конструкции, что ограничивает область применения агрегатов общепромышленного назначения. Обычно применяют центробежные вентиляторы типов ЦП (центробежные, для пылеочистных установок и пневмотранспорта), Ц (для транспортирования газов, содержащих неабразивные включения и липкие вещества до 0,5 кг/кг), ВВД (вентиляторы высокого давления для работы при температуре среды до 100 °С, не содержащей липких и длинноволоконистых веществ), ВДН (дутьевые, с направляющим аппаратом на всасывании), ВГДН (для работы при температуре до 400 °С), ВМ (мельничные) и др.

Одни из этих машин имеют бронированные лопатки, часто незагнутые радиальные, центробежное колесо этих машин не имеет переднего диска, они предназначены для сильно запыленных и загрязненных газов. Другие (например, ВВД, ВД) высокооборотны и используются при необходимости развития достаточно высокого давления, поэтому часто их снабжают передними дисками для жесткого крепления лопаток и направляющими аппаратами для преобразования кинетической энергии газа в энергию давления. Как обычные вентиляторы работают и дымососы (например, серии Д), используемые в теплоагрегатах технологических установок, однако они отличаются повышенной износостойкостью конструкционных материалов и пригодны для работы в условиях высоких температур.

Для создания небольшого избыточного давления или вакуума обычно применяют водокольцевые вакуум-насосы.

### **3.2. ПОДЪЕМНО-ТРАНСПОРТНОЕ ОБОРУДОВАНИЕ И ОБОРУДОВАНИЕ ДЛЯ РАЗРАБОТКИ ОТВАЛОВ ТВЕРДЫХ ПРОМЫШЛЕННЫХ ОТХОДОВ**

**Грузоподъемные машины.** Основным узлом любой грузоподъемной машины является подъемный механизм для подъема и опускания груза. Некоторые грузоподъемные машины могут перемещать груз и в горизонтальном направлении. Принципы работы подъемного механизма и механизмов передвижения хорошо известны и здесь не рассматриваются. Остановимся на широко



**Рис. 3.13. Двухканатный двухчелюстной грейфер:**

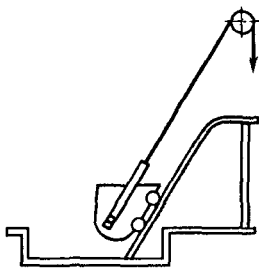
1, 7 — канаты; 2, 5 — барабаны;  
3, 6 — траверсы; 4 — челюсти

применяемых приспособлениях для захвата и транспортирования сыпучих материалов. Грейферы представляют собой самозачерпывающие ковши. По числу рабочих органов — челюстей они делятся на двухчелюстные (рис. 3.13) и многочелюстные. Последние применяют для кусковых, пористых и волокнистых материалов. По числу действующих канатов различают одно- и двухканатные грейферы. Для заполнения грейфера включается барабан 2 лебедки и на него наматывается канат 1. При этом траверса 3 перемещается вверх, а шарнирно связанные с ней челюсти 4 (из листовой стали) замыкаются и набирают материал. Затем включается барабан 5 и грейфер поднимается. При подъеме оба барабана 2 и 5 работают синхронно. При разгрузке канат 1 сматывается, траверса 3 перемещается вниз, и челюсти расходятся.

Для работы с крупнокусковыми и слеживающимися материалами режущие кромки челюстей выполняют в виде съемных зубьев. Емкость грейферов составляет 0,3—15 м<sup>3</sup>.

Чтобы исключить повреждение изделий (например, рулонов бумаги) при погрузочно-разгрузочных операциях, разработаны вакуумные грейферы, принцип действия которых основан на «присасывании» специальных грузозахватных устройств (труб) к перемещаемым изделиям.

Скиповые подъемники применяют для транспортирования сыпучих и кусковых материалов (рис. 3.14).



**Рис. 3.14. Скиповый подъемник**

При производстве погрузочно-разгрузочных работ используют мостовые и подвесные краны, козловые и перегрузочные мосты, кабель-краны, а также передвижные поворотные краны на гусеничном, автомобильном или железнодорожном ходу. В различного рода вспомогательных, монтажных и ремонтных работах на оборудовании широко применяют домкраты, лебедки, кошки, тали с ручным приводом и электроприводом. Электротали, подвешенные к тележкам с электроприводом,

называются *тельферами*. Грузоподъемность тельферов составляет 0,25—15 т, скорость подъема 5—25 м/мин.

Грузоподъемные машины используют также для выполнения технологических операций в водопроводно-канализационных сооружениях: подъем и опускание решеток, сеток и затворов водозаборных узлов, транспортирование различных веществ в зданиях реагентных хозяйств, перегрузка осадков и т. д.

Наблюдение за правильным использованием грузоподъемных машин, безопасным ведением работ, а также за разработкой норм расчета и проектированием этих машин осуществляют Государственный комитет по надзору за безопасным ведением работ в промышленности и горному надзору (Госгортехнадзор) и его органы.

Грузоподъемность  $Q$  подъемно-транспортных машин и механизмов разных заводов и фирм-изготовителей изменяется в очень широком диапазоне (от 0,1 до 1000 т). Скорости движения различных механизмов выбираются в зависимости от требований технологического процесса, характера работы и типа машины. Например, скорость подъема груза мостовым краном не должна превышать 25—30 м/мин, скорость передвижения моста 100—120 м/мин, его тележки 35—50 м/мин.

Правилами Госгортехнадзора установлены режимы работы грузоподъемных машин: режим Р — ручного привода для механизмов вспомогательного назначения, характеризующихся большими перерывами в работе и весьма малыми скоростями движения; режим Л — легкий; С — средний; Т — тяжелый и ВТ — весьма тяжелый. Режим ВТ, например, характеризуется постоянной работой машины с номинальной грузоподъемностью при высоких скоростях перемещения груза и с числом включений более 240 в течение часа. Режим работы подъемно-транспортного оборудования водопроводно-канализационных хозяйств обычно легкий.

Для каждого из установленных режимов работы назначаются допускаемые коэффициенты использования грузоподъемных механизмов: суточный  $K_c$  — число часов работы в сутки/24, годовой  $K_r$  — число рабочих дней в году/365, грузоподъемности  $K_{гр} = Q_{ср}/Q$  (где  $Q_{ср}$  — средняя рабочая грузоподъемность;  $Q$  — номинальная грузоподъемность). Значения этих коэффициентов приведены в табл. 3.1.

Таблица 3.1. Допускаемые коэффициенты использования грузоподъемных механизмов

Режим работы	$K_{гр}$	$K_r$	$K_c$	Режим работы	$K_{гр}$	$K_r$	$K_c$
Л	0,21—1,00	—*	—*	Т	0,75—1,00	1,00	0,66
С	0,75	0,50	0,33	ВТ	1,00	1,00	1,00

\*Механизмы работают редко и нерегулярно.

Эти коэффициенты являются основными при расчете узлов и деталей механизмов грузоподъемных машин на прочность, подборе двигателей и тормозов, определении сроков службы отдельных элементов и узлов и всего механизма. Так, суммарное время  $T$  (ч) работы механизма в течение всего срока службы  $h$  (годы) определяется соотношением:

$$T = 365 \cdot 24h \frac{ПВ}{100} K_c K_r, \quad (3.8)$$

где ПВ — относительная продолжительность включения механизма, %;  $ПВ = (\tau_B/\tau_{ц}) \cdot 100$ ;  $\tau_B$  — время работы механизма в течение цикла;  $\tau_{ц}$  — полное время цикла с учетом пауз;  $\tau_{ц} = \Sigma\tau_n + \Sigma\tau_y + \Sigma\tau_T + \Sigma\tau_0$  ( $\tau_n$  — время пуска отдельного механизма;  $\tau_y$  — время движения с установившейся скоростью;  $\tau_T$  — время торможения;  $\tau_0$  — время пауз).

Время  $T$  используют для расчета и подбора грузоподъемных машин, их элементов и узлов.

Количество циклов в час  $z$  (1/ч) можно определить как  $z = 3600/\tau_{ц}$ , если  $\tau_{ц}$  выражено в секундах. Производительность  $Q_{ч}$  грузоподъемной машины по сыпучему материалу насыпной массы  $\gamma$  составит (т/ч):

$$Q_{ч} = zV\psi, \quad (3.9)$$

где  $V$  — объем грузозахватного приспособления (например, грейфера),  $m^3$ ;  $\psi$  — коэффициент заполнения (для грейферов равен 0,6—1 в зависимости от характера работ и грузов).

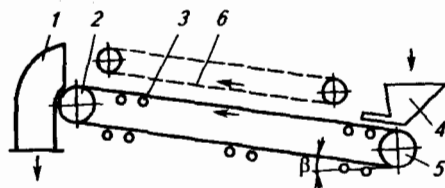
Выражение (3.9) является основным при подборе грузоподъемных механизмов по каталогам фирм-изготовителей или стандартам (при наличии таковых). Заданную производительность  $Q_{ч}$  можно обеспечить, подбирая различные значения  $z$  и  $V\psi$ . Увеличение  $z$  приводит к возрастанию мощности двигателей и росту эксплуатационных затрат. Увеличение грузоподъемности ( $V\psi$ ) требует использования более дорогостоящей машины и, следовательно, увеличения капитальных затрат. Очевидно, что оптимальные число циклов и грузоподъемность соответствуют минимальным суммарным затратам. Вариации числа циклов и грузоподъемности лежат в основе выбора типоразмера, вообще говоря, любых машин, работающих в непрерывно-кратковременном режиме (например, автомобилей, бульдозеров и т. д.).

**Транспортирующие машины.** Транспортирующие машины (конвейеры) предназначены для транспортирования материалов непрерывным потоком без остановок для загрузки и разгрузки. Транспортирующие машины могут быть с тяговым органом (лента, цепь, канат) и без него.

*Ленточные конвейеры* (рис. 3.15) имеют тяговый орган в виде бесконечной ленты (текстильной прорезиненной, из хлопчатобумажной или синтетической ткани, из стали, проволоки и др.), яв-



ляющейся одновременно и грузонесущим элементом. Иногда для транспортирования материалов с большим углом наклона к горизонту (до 45–60 °С) устанавливают прижимные ленты, движущиеся со скоростью основной. Для транспортирования ядовитых и пылящих материалов находят применение конвейеры с «трубчатой» лентой, закрывающейся по длине застежкой типа «молния».



**Рис. 3.15. Ленточный конвейер:**  
1, 4 — разгрузочное и загрузочное устройства; 2, 5 — приводная и натяжная станции; 3 — поддерживающие ролики; 6 — прижимная лента

Часовая производительность  $Q_{\text{ч}}$  ленточного конвейера определяется из выражения:

$$Q_{\text{ч}} = 3600 S w \gamma,$$

где  $S$  — площадь сечения потока материала,  $\text{м}^2$ ;  $w$  — скорость перемещения ленты (материала),  $\text{м/с}$ ;  $\gamma$  — насыпная масса материала,  $\text{т/м}^3$  (для шлака 0,6–1,0; для металлической стружки 1,5–2,0; для сухой и влажной золы соответственно 0,4–0,6 и 0,9–1,4);  $S = cb^2$ ;  $c$  — коэффициент, учитывающий форму сечения материала, и угол  $\varphi$  естественного откоса материала при его движении (рис. 3.16);

$$\varphi \approx 0,35\alpha;$$

$\alpha$  — угол естественного откоса покоящегося материала;  $b$  — основание сечения материала на ленте,  $\text{м}$ ;

$$b \approx 0,9B - 0,05;$$

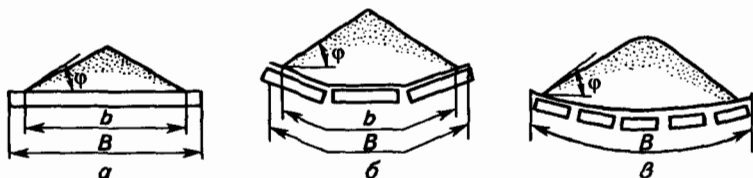
$B$  — ширина ленты,  $\text{м}$ .

С учетом сказанного

$$Q_{\text{ч}} = 3600c(0,9B - 0,05)^2 w \gamma, \quad (3.10)$$

или

$$Q_{\text{ч}} = c'(0,9B - 0,05)^2 w \gamma.$$



**Рис. 3.16. Сечения ленты конвейера и материала на ленте:**  
а — при однороликовой опоре ленты (плоская лента); б — при трехроликовой опоре (желобчатая форма ленты); в — при пятироликовой опоре ленты

Величина  $c'$  при  $\varphi = 15 \div 20^\circ$  для плоской ленты изменяется от 240 до 325 и для ленты с пятироlikовой опорой — от 600 до 675. Скорость ленты  $w$  выбирают в зависимости от вида перемещаемого материала, ширины ленты, угла наклона конвейера, а также от наличия дополнительных перегрузочных операций. При  $B = 0,5 \div 0,65$  м рекомендуются следующие скорости ленты  $w$  (м/с) для различных материалов:

Зола сухая, пиритный огарок .....	0,75
Песок .....	1,25
Шлак .....	1—1,6
Материалы с размером кусков 200 мм .....	< 1,5
Сильно пылящие материалы .....	0,8—1,25

Угол наклона конвейера может быть равен  $(0,5 \div 0,6)\varphi$ , обычно не более  $10\text{—}20^\circ$ .

Общую мощность привода  $N$  на барабане конвейера можно определить из выражения (кВт):

$$N = N_{\text{подъема}} + N_{\text{горизонтального перемещения}} = \frac{1000 Q_c H}{3600 \cdot 102} + \frac{1000 Q_c L}{3600 \cdot 102} c_0 = \frac{Q_c (H + L c_0)}{367}, \quad (3.11)$$

где  $H, L$  — соответственно высота подъема и длина конвейера, м;  $c_0$  — удельный приведенный коэффициент сопротивления, учитывающий расход энергии на преодоление различных вредных сопротивлений ( $c_0 \approx 1,2 \div 1,25$ ).

Для транспортирования материалов с высокой температурой (например, шлаков), а также крупнокусковых материалов применяют цепной *пластинчатый конвейер*, в котором тяговым органом являются пластинчатые втулочно-роlikовые или сварные цепи. К тяговым цепям прикреплены поперечные пластины или лотки. Одновременно с транспортированием вторичных материалов на цепных конвейерах могут производиться различные технологические операции (гашение, термообработка, сортировка, мойка, сушка, выщелачивание и пр.). Транспортирование вторичных материалов и отходов — операция весьма дорогостоящая, что обусловлено низкой их стоимостью. Поэтому целесообразно совмещать транспортирование таких материалов с другими операциями, что следует учитывать при проектировании новых технологических схем переработки отходов. Пластинчатые конвейеры весьма громоздки, поэтому часто (например, для удаления осадка из отстойников) используют *скребковые конвейеры*, в которых материал перемещается по неподвижному желобу скребками, соединенными движущейся цепью (рис. 3.17). Производительность такого конвейера можно определить по формуле (в т/ч):

$$Q_c = 3600 B h \psi w \gamma, \quad (3.12)$$

где  $B, h$  — ширина и высота желоба конвейера, м;  $\psi \approx 0,5 \div 0,6$  — усредненный эмпирический коэффициент заполнения желоба материалом;  $\gamma$  — плотность осадка.

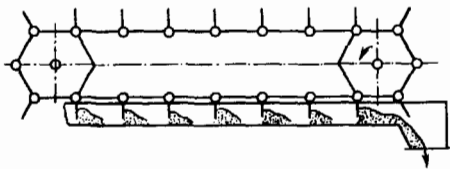


Рис. 3.17. Цепной скребковый конвейер

Скорость движения  $w$  скребков для разных вторичных материалов составляет 0,25—0,65 м/с. Скребковые конвейеры могут применяться и для наклонного и даже горизонтально-вертикального транспортирования. Транспортируемый материал, однако, нередко измельчается, желоб и скребки быстро изнашиваются (особенно при транспортировании абразивных материалов). Другими недостатками являются повышенный расход энергии и сложность транспортирования влажных и слипающихся грузов.

Транспортирующие тяговые устройства, перемещающие материал в вертикальном (или близком к нему) направлении, называются *элеваторами*. Тяговым органом элеватора (рис. 3.18) служит цепь при скорости  $w$  до ~1,25 м/с или конвейерная лента при  $w \leq \leq 2,5$  м/с. Перемещение сыпучего груза осуществляется в глубоких (для несслеживающихся легкосыпучих материалов) или в мелких ковшах. Производительность элеватора  $Q_{\text{ч}}$  можно определить по формуле (т/ч):

$$Q_{\text{ч}} = 3,6Gw/t, \quad (3.13)$$

где  $G = \rho\psi$  — масса материала в одном ковше, кг;  $i$  — объем ковша, л (1,5—130 л);  $\rho$  — насыпная масса материала, кг/л;  $\psi = 0,6+0,9$  — коэффициент заполнения ковша;  $w$  — скорость перемещения ковша, м/с;  $t$  — расстояние между ковшами, м;  $t = (2+3)h$ ;  $h$  — высота ковша, равная 0,16—0,63 м в зависимости от типоразмера элеватора.

В некоторых случаях, например при ремонтных операциях, применяют гравитационные (без тяговых органов) устройства — желоба, трубы, винтовые спуски, рольганги (для штучных грузов), по которым материал перемещается сверху вниз. В основном же применяют качающиеся (инерционные или вибрационные) и винтовые конвейеры, в которых также отсутствует тяговый орган.

Качающийся конвейер (рис. 3.19) представляет собой подве-

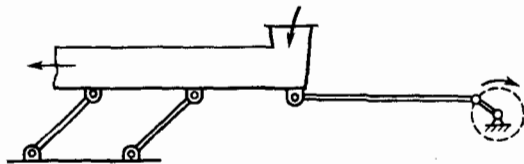


Рис. 3.19. Качающийся конвейер

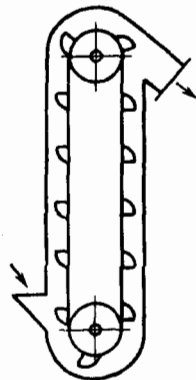


Рис. 3.18. Ковшовый элеватор

шенный или опирающийся на неподвижную раму желоб, совершающий колебательные движения. При инерционном движении материал под действием силы инерции скользит по желобу, при вибрационном движении материал под действием силы инерции микробросками перемещается вдоль него. В последнем случае возбудителями колебаний являются инерционные, электромагнитные, эксцентриковые, гидравлические или пневматические вибраторы, сообщающие желобу колебания малой амплитуды (доли миллиметра) и высокой частоты (до 3000 колебаний в минуту). Такими конвейерами транспортируют горячие, ядовитые, химически агрессивные материалы, при этом обеспечивается практически полная герметичность желоба.

Производительность качающихся конвейеров можно определить из выражения:

$$Q_{\text{ч}} = 3600Sw_{\text{в}}, \quad (3.14)$$

где  $S = Bh$  — площадь сечения материала в желобе,  $\text{м}^2$ ;  $h$  — высота слоя материала, равная 0,05—0,1 м;  $B$  — ширина желоба, м;  $w$  — средняя скорость движения материала (при амплитуде колебаний 50—150 мм и числе колебаний 500—100 в 1 мин равна 0,15—0,20 м/с).

Мощность привода качающегося конвейера ориентировочно составляет  $N = 0,0014 G_0$  (где  $G_0$  — масса материала и движущихся частей конвейера, кг).

*Винтовой (шнековый) конвейер* представляет собой трубу (или желоб), по которой материал перемещается при помощи вращающегося винта. Такие конвейеры используются (часто как питатели и дозаторы) для транспортирования пылящих и горячих грузов, выделяющих вредные испарения, так как легко поддаются герметизации. Для самоочистения витков нередко используют многовальные шнеки. Разновидностью винтовых транспортеров являются *транспортирующие трубы* — вращающиеся трубы с внутренней спиральной наливкой.

**Землеройные машины.** Особую группу транспортных устройств для разработки грунтов, залежей полезных ископаемых, отвалов, для формирования полигонов и шламонакопителей твердых отходов составляют так называемые землеройные и землеройно-транспортные машины: скреперы, экскаваторы, бульдозеры, катки. При формировании полигонов твердых отходов такие машины являются основным технологическим оборудованием.

При выборе землеройной машины руководствуются заданной производительностью. Эта производительность может быть обеспечена применением сравнительно небольшой быстродействующей машины или, наоборот, использованием крупной тяжелой машины, отличающейся малой скоростью исполнения отдельных операций, но позволяющей обрабатывать большие объемы материала. Окончательный выбор машины производится на основе технико-экономического сравнения вариантов.

### 3.3. КОНТЕЙНЕРНЫЕ ПЕРЕВОЗКИ ОТХОДОВ

Контейнерные перевозки различных грузов выполняются разными видами сухопутного, водного и воздушного транспорта с использованием съемных, приспособленных для механизированной перегрузки емкостей — контейнеров. Такие перевозки — наиболее экономичный и современный вид транспортирования грузов, в том числе и различных отходов. Хорошо известны, например, контейнеры для перевозки бытового мусора.

Особые требования при проектировании предъявляют к контейнерам для перевозки опасных для здоровья людей и окружающей среды промышленных отходов, в частности отходов ядерного топлива. Твердые или отвержденные отходы транспортируются в долговременные хранилища или в места захоронения. На рис. 3.20 показан контейнер для перевозки капсул с радиоактивными твердыми отходами. Отличительной особенностью транспортного контейнера являются тяжелые защитные стенки (например, из свинца или стали) для ослабления  $\gamma$ -излучения, а также дополнительная нейтронная защита из жидких и твердых водородсодержащих материалов.

В системе сбора, погрузки, транспортирования, разгрузки различных твердых отходов используют разнообразные конструкции контейнеров, в том числе на движущихся устройствах (например, трейлерах). Такие устройства часто оборудуют подъемными загрузочными и уплотняющими отходами механизмами (компакторами), контейнеры нередко снабжают движущимися полами, выталкивателями и пр.

Для уменьшения расходов на транспортирование многих отходов (например, бумажных, картонных, текстильных, стружечных, лоскутных и т. п.) особое значение имеет уменьшение их объема — компактирование сжатием (с усилием от ~75 до 1000 кН).

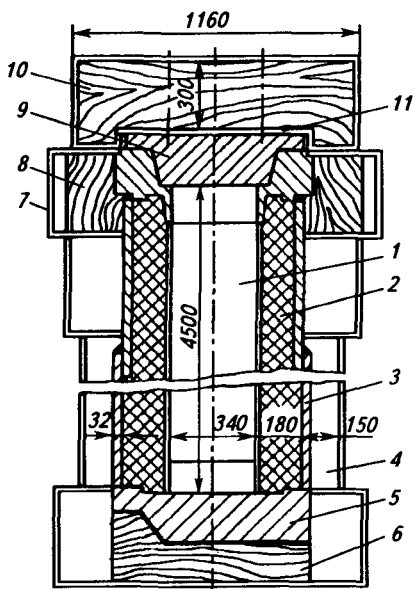


Рис. 3.20. Контейнер для перевозки твердых отходов ядерного топлива:

1 — полость для капсулы; 2 — свинцовая защита; 3 — наружная оболочка; 4 — емкость нейтронной защиты; 5 — нижняя крышка; 6, 8 — деревянные подушки; 7 — ограничитель ударов; 9 — крышка; 10 — деревянная пластина; 11 — асбестовый слой

Достигаемое при этом сокращение объема  $\Delta V$  равно:

$$\Delta V = \frac{V_{\text{нач}} - V_{\text{кон}}}{V_{\text{нач}}} \cdot 100 (\%),$$

где  $V_{\text{нач}}$  — начальный объем материала;  $V_{\text{кон}}$  — конечный его объем.

Оно не пропорционально увеличению так называемого отношения компактирования  $r$ , равного:

$$r = V_{\text{нач}}/V_{\text{кон}}.$$

Например, для сокращения объема на первые 60 % требуется увеличение  $r$  от 1 до 3, тогда как сокращение объема от 60 до 90 % требует увеличения  $r$  до 10. Ясно, что следует учитывать различия этих показателей при подборе прессов-компакторов, для которых обычно  $r = 2...8$ . Следует учитывать также, что при одном и том же давлении компактирования плотность изначально менее плотных отходов увеличивается гораздо сильнее, чем плотность более плотных отходов.

Большое число различных компакторов и прессов, в том числе и контейнерных, предлагает, например, голландская фирма «B. V. Machinefabriek BOA».

## ГЛАВА 4

# АППАРАТЫ ДЛЯ ОЧИСТКИ ГАЗОВ ОТ ПЫЛЕЙ



Удаление пыли из газов производится с целью:

- очистки газов от вредных примесей и предотвращения загрязнения атмосферы;
- обеспечения требований техники безопасности и санитарно-технических норм;
- уменьшения износа оборудования;
- возврата и использования ценных веществ.

Для санитарной очистки газов от пыли применяются аппараты, различающиеся по конструкции и принципу осаждения частиц. Их подразделяют на четыре группы: «сухие» механические, «мокрые» механические, фильтры и электрофильтры.

Основным исходным параметром при выборе типа пылеуловителя является дисперсный состав улавливаемой пыли. Большинство промышленных пылей подчиняется нормально-логарифмическому закону распределения частиц по размерам.

Пылеуловители характеризуются эффективностью улавливания, которая представляет собой отношение массы уловленной пыли к общему количеству пыли, поступающей в аппарат.

### 4.1. «СУХИЕ» МЕХАНИЧЕСКИЕ ПЫЛЕУЛОВИТЕЛИ

К «сухим» механическим аппаратам относятся: осадительные камеры, циклоны, инерционные, жалюзийные, вихревые и динамические пылеуловители.

Они отличаются простотой изготовления и эксплуатации. Однако эффективность улавливания пыли в них не всегда достаточна, поэтому их используют в основном для предварительной очистки газов.

Параметры инерционных, вихревых и динамических пылеуловителей приведены в табл. 4.1.

**Осадительные камеры.** Эти пылеуловители представляют собой пустотелые или с горизонтальными полками камеры. В них используется гравитационное осаждение частиц при прохождении газа через объем аппарата со скоростью 0,2—0,8 м/с.

**Таблица 4.1. Параметры инерционных, вихревых и динамических пылеуловителей**

Тип уловителя	Максимальная производительность, м <sup>3</sup> /ч	Размер частиц, улавливаемых при очистке, мкм	Эффективность очистки, %	Гидравлическое сопротивление, Па	Верхний предел температуры газов, °С
Осадительная камера	—*	> 50	80—90	50—130	350—550
Циклон	85 000	10	50—80	250—1500	350—550
Батарейный циклон	170 000	5	90	750—1500	350—550
Вихревой	3000	2	90	2000	До 250
Инерционный	127 500	2	90	750—1500	До 400
Динамический	42 500	2	90	—	До 400

\*Определяется возможной площадью для размещения камеры.

Размер полых камер определяют исходя из заданного расхода газа  $V_{\Gamma}$  и минимального седиментационного диаметра частиц  $d_{\text{мин}}$ .

Время прохождения частицей осадительной камеры  $\tau$  при равномерном распределении частиц по сечению аппарата равно:

$$\tau = \frac{V_{\text{ап}}}{V_{\Gamma}} = \frac{LBH}{V_{\Gamma}} \text{ (с)}, \quad (4.1)$$

где  $V_{\text{ап}}$  — объем камеры аппарата, м<sup>3</sup>;  $V_{\Gamma}$  — расход газа, м<sup>3</sup>/с;  $L$  — длина камеры, м;  $B$  — ширина камеры, м;  $H$  — высота камеры, м.

Длина камеры равна:

$$L = H \frac{w_{\Gamma}}{W_{\text{ср}}}, \quad (4.2)$$

где  $w_{\Gamma}$  — скорость движения газа в камере;  $w_{\text{ср}}$  — средняя скорость осаждения частиц, м/с.

За время  $\tau$  под действием силы тяжести частица пройдет путь  $h$ , равный:

$$h = w_{\text{ср}}\tau \text{ (м)}. \quad (4.3)$$

Скорость осаждения шарообразных частиц под действием силы тяжести  $w_{\text{ос}}$  определяется по формуле:

$$w_{\text{ос}} = \sqrt{\frac{4d_{\text{ч}}(\rho_{\text{ч}} - \rho_{\Gamma})g}{3\rho_{\Gamma}\xi_{\text{ч}}}}, \quad (4.4)$$

где  $d_{\text{ч}}$  — диаметр частицы, м;  $\rho_{\text{ч}}$  и  $\rho_{\Gamma}$  — плотность частиц и газа соответственно, кг/м<sup>3</sup>;  $g$  — ускорение свободного падения, м/с<sup>2</sup>;  $\xi_{\text{ч}}$  — коэффициент сопротивления частицы.



Минимальный размер частиц  $d_{\text{мин}}$ , которые будут полностью осаждены в камере, в случае применения закона Стокса определяется по формуле:

$$d_{\text{мин}} = \sqrt{\frac{18\mu_r V_r}{(\rho_{\text{ч}} - \rho_r)gBL}}, \quad (4.5)$$

где  $\mu_r$  — динамический коэффициент вязкости газа, Па·с.

Фракционная эффективность пылесадительных камер определяется из соотношения:

$$\eta = \frac{h}{H} = \frac{w_{\text{ср}}LB}{V_r} = \frac{w_{\text{ср}}L}{w_r H}. \quad (4.6)$$

Для камеры с  $n$  секциями фракционная эффективность будет равна:

$$\eta = \frac{hn}{H}, \quad \text{или} \quad \eta = \frac{nw_{\text{ср}}LB}{V_r}. \quad (4.7)$$

**Жалюзийные пылеуловители.** Эти аппараты просты по конструкции и имеют небольшое гидравлическое сопротивление. Они состоят из жалюзийной решетки и пылеуловителя (циклона). Назначение жалюзийной решетки — разделить газовый поток на две части: одну — менее запыленную, составляющую 80—90 % от всего газового потока, и другую — отсасываемую в циклон, составляющую 10—20 % всего потока и содержащую основную массу пыли, которая улавливается в циклоне. Далее очищенный в циклоне газ смешивается с основным потоком (рис. 4.1).

Скорость газа в жалюзийном пылеуловителе составляет 12—15 м/с; гидравлическое сопротивление решетки — 100—500 Па. Применяется для улавливания частиц крупнее 20 мкм.

Эффективность улавливания частиц в пылеуловитель зависит от эффективности решетки  $\eta_r$  и эффективность циклона  $\eta_{\text{ц}}$ . Если  $\phi$  — доля за-

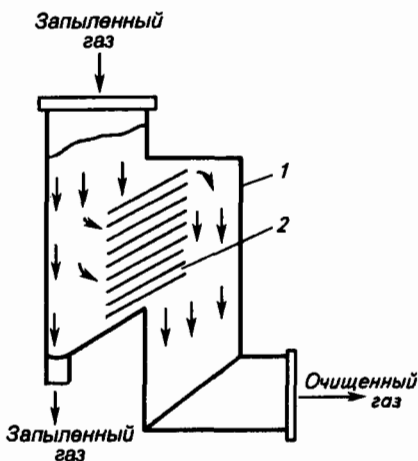


Рис. 4.1. Жалюзийный пылеуловитель: 1 — корпус; 2 — решетка

пыленного газа, то степень очистки в аппарате равна:

$$\eta = \eta_{ц}[1 - (1 - \varphi)(1 - \eta_p)]. \quad (4.8)$$

**Циклоны.** Циклоны являются наиболее распространенным аппаратом для санитарной очистки газов от пыли. Они просты в изготовлении, надежно работают при высоких температурах и давлениях газов, имеют практически постоянное гидравлическое сопротивление и не изменяют фракционную эффективность с ростом запыленности газов.

Подводка газов в циклон может быть спиральной, тангенциальной, тангенциально-винтообразной. Циклоны могут быть цилиндрическими (рис. 4.2) и коническими (рис. 4.3). К цилиндрическим относятся циклоны НИИОГАЗ типа ЦН-11, ЦН-15, ЦН-15у и ЦН-24, к коническим — циклоны типа СДК-ЦН-33, СК-ЦН-34 и СК-ЦН-22.

Цилиндрические циклоны являются высокопроизводительными аппаратами, а конические — высокоэффективными.

Диаметр цилиндрических циклонов обычно не превышает 2000 мм, а конических — 3000 мм. Шаг изменения диаметра циклонов в пределах 40—100 мм составляет 20 мм, в пределах 100—200 мм — 50 мм, в пределах 200—1000 мм — 100 мм, далее — 200 мм.

Основные размеры циклонов приведены в табл. 4.2.

В промышленности используются и другие конструкции циклонов.

Таблица 4.2. Соотношение основных размеров циклонов (в долях диаметра  $D$ ) для пылеуловителей НИИОГАЗ

Размер	Тип циклона					
	ЦН-11	ЦН-15	ЦН-15у	ЦН-24	СДК-ЦН-33	СК-ЦН-34
Диаметр выхлопной трубы $d_{тр}$	0,59	0,59	0,59	0,59	0,334	0,340
Диаметр пылевыпускного отверстия $d_1$	0,3—0,4	0,3—0,4	0,3—0,4	0,3—0,4	0,334	0,229
Высота внешней части выхлопной трубы $h_b$	0,3	0,3	0,3	0,4	0,2-0,3	0,513
Ширина входного патрубка в циклоне (внутренний размер) $b$	0,2	0,2	0,2	0,2	0,264	0,214
Высота входного патрубка $h_1$	0,48	0,66	0,66	1,11	0,535	0,2—0,3
Высота цилиндрической части $H_{ц}$	2,06	2,26	1,51	2,11	0,535	0,515

Размер	Тип циклона					
	ЦН-11	ЦН-15	ЦН-15у	ЦН-24	СДК-ЦН-33	СК-ЦН-34
Высота конической части $H_k$	2,0	2,0	1,5	1,75	3,0	2,11
Общая высота циклона $H$	4,38	4,56	3,31	4,26	3,715	3,140
Высота установки фланца $h_{фл}$	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
Угол наклона крышки и входного патрубка циклона $\alpha$ , град	11	15	15	24	—	—
Высота выхлопной трубы $h_T$	1,56	1,74	15	2,11	0,535	0,515

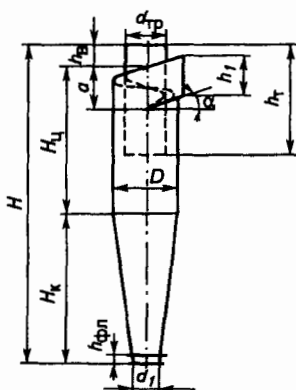


Рис. 4.2. Цилиндрический циклон (размеры — см. табл. 4.2)

Если дисперсный состав пыли на входе в циклон следует нормально-логарифмическому закону распределения, эффективность аппарата может быть рассчитана по формуле:

$$\eta = \frac{1}{2\pi} \int_{-\infty}^x e^{-\frac{t^2}{2}} dx = \Phi(x). \quad (4.9)$$

Здесь

$$x = \frac{\lg(d_M/d_{50})}{\sqrt{(\lg \sigma_\eta)^2 + (\lg \sigma_\chi)^2}} \quad (4.10)$$

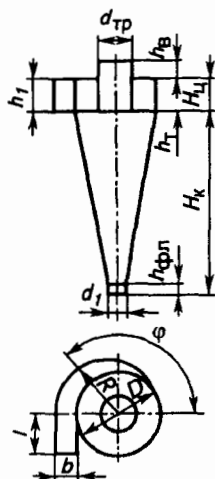


Рис. 4.3. Конический циклон (размеры — см. табл. 4.2)

и

$$t = \frac{\lg(d_{\text{ч}}/d_{\text{м}})}{\lg \sigma_{\text{ч}}}, \quad (4.11)$$

где  $\lg(d_{\text{м}}/d_{50})$  — логарифм отношения медианного размера частиц  $d_{\text{м}}$  к диаметру частиц  $d_{50}$ , осаждаемых в аппарате при данном режиме его работы на 50 %;  $d_{\text{м}}$  — медианный диаметр частиц (диаметр, при котором число частиц крупнее  $d_{\text{м}}$  равно числу частиц мельче  $d_{\text{м}}$ );  $\lg \sigma_{\text{ч}}$  — стандартное отклонение в функции распределения фракционных коэффициентов очистки;  $\lg \sigma_{\text{ч}}$  — среднее квадратичное отклонение в функции данного распределения;  $\lg(d_{\text{ч}}/d_{\text{м}})$  — логарифм отношения текущего размера частицы  $d_{\text{ч}}$  к медианному для данного распределения размеру  $d_{\text{м}}$ , при котором число частиц крупнее  $d_{\text{м}}$  равно числу частиц мельче  $d_{\text{м}}$ .

Значения функции  $\Phi(x)$ , представляющей собой полный коэффициент очистки газов в долях единицы, в зависимости от величины  $x$  приводятся в таблицах.

Значения величин  $d_{50}$  и  $\sigma_{\text{ч}}$ , необходимые для расчета по формуле (4.9), для циклонов различных марок приведены ниже:

	ЦН-11	ЦН-15	ЦН-15у	ЦН-24	СДК-ЦН-33	СК-ЦН-34
$d_{50}$ , мкм . . . . .	3,65	4,50	6,00	8,50	2,31	1,95
$\sigma_{\text{ч}}$ . . . . .	0,352	0,352	0,283	0,308	0,364	0,308

Эти значения приведены для стандартных условий работы циклонов: средняя скорость газов в свободном сечении аппарата  $w_{\text{Г}} = 3,5$  м/с;  $D_{\text{Ц}} = 0,6$  м;  $\rho_{\text{ч}} = 1930$  кг/м<sup>3</sup>;  $\mu_{\text{Г}} = 22,2 \cdot 10^{-6}$  Па · с.

Для других условий работы циклонов величину  $d_{50}$  корректируют по формуле:

$$d_{50} = d'_{50} \sqrt{\frac{D_{\text{Ц}} \rho_{\text{ч}}' \mu_{\text{Г}} w_{\text{Г}}'}{D'_{\text{Ц}} \rho_{\text{ч}} \mu_{\text{Г}} w_{\text{Г}}}}, \quad (4.12)$$

где параметры со штрихом даны для стандартных условий.

Гидравлическое сопротивление циклона  $\Delta P_{\text{Ц}}$  вычисляют по формуле:

$$\Delta P_{\text{Ц}} = \xi_{\text{Ц}} \frac{\rho_{\text{Г}} w_{\text{ГЦ}}^2}{2}, \quad (4.13)$$

где  $w_{\text{ГЦ}}$  — скорость газа в свободном сечении циклона, м/с;  $\xi_{\text{Ц}}$  — коэффициент сопротивления циклона.

С учетом запыленности потока гидравлическое сопротивление циклона равно:

$$\Delta P_{\text{Ц}} = \xi'_{\text{Ц}} \frac{(\rho_{\text{Г}} + \rho'_{\text{ч}})(w'_{\text{Г}})^2}{2}, \quad (4.14)$$

где  $\rho'_{\text{ч}}$  — величина, учитывающая концентрацию частиц в газовом потоке, кг/м<sup>3</sup>;

$$\rho'_{\text{ч}} = z'(1 - \rho_{\text{Г}}/\rho_{\text{ч}}),$$

здесь  $z'$  — концентрация частиц в газах на входе в циклон, кг/м<sup>3</sup>;  $\xi'_{\text{Ц}}$  — коэффи-

циент гидравлического сопротивления циклона, отнесенный к скорости газа на входе в аппарат.

Коэффициент  $\xi'_{\text{ц}}$  определяется по формуле:

$$\xi'_{\text{ц}} = 0,00513 K_1 \frac{h_1 b}{d_{\text{тр}}^2}, \quad (4.15)$$

где  $K_1$  — коэффициент, равный 16 для циклонов с тангенциальным входом газа и 7,5 — для циклонов с розеточным входом;  $h_1$  — высота входного патрубка, м;  $b$  — ширина входного патрубка, м;  $d_{\text{тр}}$  — диаметр выхлопной трубы, м.

**Батарейные циклоны** представляют собой пылеулавливающие аппараты, составленные из большого числа параллельно установленных циклонных элементов, объединенных в одном корпусе и имеющих общие подвод и отвод газов.

Для закручивания газов в циклонах применяются направляющие элементы типа «винт» с двумя винтовыми полостями, наклоненными под углом  $25^\circ$ , или типа «розетка» — с восемью лопатками, наклоненными под углом 25 или  $30^\circ$ .

Обычно батарейные циклоны состоят из элементов диаметром 100, 150 и 250 м. Оптимальная скорость газов находится в диапазоне от 3,5 до 4,75 м/с.

Расход газа, при котором обеспечиваются оптимальные условия работы циклонного элемента, равен:

$$q = 0,785 D_3^2 w_{\text{оп}}, \quad (4.16)$$

где  $D_3$  — внутренний диаметр элемента, м;  $w_{\text{оп}}$  — оптимальная скорость газа в элементе, м/с.

Число элементов в батарейном циклоне:

$$n = Q/q,$$

где  $Q$  — расход газа, м<sup>3</sup>/с.

Гидравлическое сопротивление батарейного циклона рассчитывается по формуле (4.13). Значение коэффициента гидравлического сопротивления циклона, состоящего из элементов типа «розетка», принимается равным 90 (при  $\alpha = 25^\circ$ ) или 65 (при  $\alpha = 30^\circ$ ), типа «винт» — 85 ( $\alpha = 25^\circ$ ), с безударным входом — 65 ( $\alpha = 25^\circ$ ).

Параметры, необходимые для расчета эффективности элементов батарейных циклонов по формуле (4.9), равны:

	«Винт» ( $\alpha = 25^\circ$ )	«Розетка» ( $\alpha = 25^\circ$ )	«Розетка» ( $\alpha = 30^\circ$ )
$d_{50}$ , мкм	4,50	3,85	5,0
$\sigma_{\eta}$	0,46	0,46	0,46

## 4.2. «МОКРЫЕ» МЕХАНИЧЕСКИЕ ПЫЛЕУЛОВИТЕЛИ

К этой группе аппаратов относятся: полые, насадочные, тарельчатые, ударно-инерционного действия, центробежные, скоростные (скрубберы Вентури) пылеуловители. Удаление пыли в них происходит при непосредственном контакте жидкости с запыленным газом. Процесс очистки является весьма эффективным.

**Полые скрубберы** представляют собой колонны круглого или прямоугольного сечения, в которых осуществляется контакт между газом и каплями воды, распыляемой форсунками. Форсунки устанавливаются в колонне в одном или нескольких сечениях (до 14—16 в сечении). Наиболее распространены противоточные скрубберы. Скорость газа в них изменяется от 0,6 до 1,2 м/с. Если работа производится при скоростях газа до  $w_r = 5+8$  м/с, то устанавливаются каплеуловители.

Диаметр скруббера определяется по уравнению:

$$D = \sqrt{\frac{V_r}{0,785 w_r}} \quad (4.17)$$

Высота скруббера принимается равной  $H \approx 2,5D$ .

Удельный расход жидкости  $m$  обычно выбирают в пределах 0,5—0,8 л/м<sup>3</sup> газа.

Гидравлическое сопротивление  $\Delta P$  скруббера без каплеуловителя составляет 250 Па.

Высокая эффективность скруббера  $\eta$  обеспечивается при размере частиц в газе  $> 10$  мкм. Ее вычисляют по формуле:

$$\eta = 1 - \exp \left[ - \frac{3 V_{\text{ж}} \eta_3 (w_r + w_k) H}{2 V_r d_k w_k} \right], \quad (4.18)$$

где  $V_{\text{ж}}$  — расход жидкости, м<sup>3</sup>/с;  $\eta_3$  — коэффициент захвата каплями частиц определенного диаметра;  $w_r$  — скорость газа, м/с;  $w_k$  — скорость осаждения капли, м/с;  $d_k$  — диаметр капли, м;  $V_r$  — расход газа, м<sup>3</sup>/с;  $H$  — высота скруббера, м.

Коэффициент захвата каплями частиц  $\eta_3$  определяют по справочникам.

**Пылеуловители с подвижной насадкой.** В качестве насадки используют кольца, седла и шары из полимерных материалов, стекла, пористой резины. Плотность насадки не должна превышать плотности жидкости.

Оптимальный режим пылеулавливания устанавливается при полном псевдооживлении. Скорость газа  $w'_r$ , соответствующая началу режима полного псевдооживления, определяется из формулы:

$$\frac{(w'_r)^2}{d_{ш}} = CS_0 \exp \left[ -12,6 \left( \frac{V_{ж}}{V_r} \right)^{0,25} \right], \quad (4.19)$$

где  $d_{ш}$  — диаметр шаровой насадки, м;  $C$  — коэффициент (при ширине щели в опорной решетке  $b = 2$  мм  $C = 28 \cdot 10^4$ , при  $b > 2$  мм  $C = 4,5 \cdot 10^4$ );  $S_0$  — свободное сечение решетки, м<sup>2</sup>/м<sup>2</sup>.

Предельно допустимая скорость газа  $w''_r$  равна:

$$w''_r = 2,9 S_0^{0,4} \left( \frac{V_{ж}}{V_r} \right)^{-0,15}. \quad (4.20)$$

Процесс очистки рекомендуется проводить при следующих условиях: скорость газа — 5–6 м/с; удельный расход жидкости на орошение — 0,5–0,7 л/м<sup>3</sup> газа; свободное сечение решетки  $S_0 = 0,4$  м<sup>2</sup>/м<sup>2</sup> при ширине щели  $b = 4+6$  мм. При очистке газов, содержащих смолистые вещества или пыль, склонную к образованию отложений, рекомендуются решетки с  $S_0 = 0,5+0,6$  м<sup>2</sup>/м<sup>2</sup>.

Свободное сечение ограничительной решетки  $S_0 = 0,8+0,9$  м<sup>2</sup>/м<sup>2</sup>. Соотношение  $D/d_{ш} \geq 110$ . Оптимальный размер шаров  $d_{ш} = 20+40$  мм. Насыпная плотность 200–300 кг/м<sup>3</sup>.

Минимальная статическая высота слоя насадки равна  $H_{ст} = (5+8)d_{ш}$ , а максимальная определяется из соотношения  $H_{ст}/D \leq 1$ .

Расстояние между решетками (высота секции)  $H_{сек}$  складывается из динамической высоты слоя псевдооживленной шаровой насадки  $H_{дин}$  и высоты сепарационной зоны  $H_{сеп}$  (в м):

$$H_{сек} = H_{дин} + H_{сеп}, \quad (4.21)$$

где

$$H_{дин} = 0,118 w_{ж}^{0,3} H_{ст}^{0,6} (w_r/S_0)^{0,93};$$

$$H_{сеп} = (0,1+0,2)H_{дин}.$$

Общее гидравлическое сопротивление пылеуловителя равно:

$$\Delta P = \Delta P_{вх} + \Delta P_{вых} + \Delta P_p + \Delta P_{ш} + \Delta P_{ж.н} + \Delta P'_p, \quad (4.22)$$

где  $\Delta P_{вх}$  и  $\Delta P_{вых}$  — потеря напора при входе и выходе газа из аппарата соответственно, Па;  $\Delta P_p$  — гидравлическое сопротивление опорной решетки со слоем удерживаемой жидкости, Па;  $\Delta P_{ш}$  — гидравлическое сопротивление слоя сухой шаровой насадки, Па;  $\Delta P_{ж.н}$  — гидравлическое сопротивление жидкости, удерживаемой слоем насадки, Па;  $\Delta P'_p$  — гидравлическое сопротивление ограничительной решетки, Па.

Расчет  $\Delta P_{ш}$  и  $\Delta P_{ж.н}$  проводят по формулам:

$$\Delta P_{ш} = \rho_{ж} H_{ст} (1 - \epsilon_0); \quad (4.23)$$

$$\Delta P_{ж.н} = 1254 w_r^{0,24} w_{ж}^{0,17} H_{ст}^{0,92} \rho_{ш}^{-0,1}, \quad (4.24)$$

где  $\rho_{ш}$  — насыпная плотность сухой шаровой насадки, кг/м<sup>3</sup>;  $\epsilon_0$  — порозность неподвижного слоя сухой шаровой насадки (принимается равной 0,4);  $w_{ж}$  — скорость орошающей жидкости в расчете на свободное сечение, м/с.

**Тарельчатые пылеуловители.** В тарельчатых колоннах пыль улавливается газожидкостным (пенным) слоем, образующимся на контактных тарелках при взаимодействии газа и жидкости. Наиболее распространены пенные аппараты с ситчатыми тарелками или с провальными тарелками — дырчатыми, решетчатыми, трубчатыми и колосниковыми.

Аппараты с ситчатыми тарелками. *Ситчатые тарелки* толщиной 4—6 мм имеют диаметр отверстий 3—8 мм и свободное сечение 0,15—0,25 м<sup>2</sup>/м<sup>2</sup>. Аппараты с такими тарелками работают при скорости газа 1—3 м и расходе воды 0,2—0,3 л/м<sup>3</sup> газа. При этих условиях на тарелке образуется пенный слой высотой 80—100 мм. Гидравлическое сопротивление тарелки  $\Delta P_T$  определяется по формуле:

$$\Delta P_T = 1,65 \frac{\rho_{\Gamma} w_{\Gamma}^2}{2 S_0^2} + 11,8 \rho_{\text{ж}} \left( \frac{H_{\text{п}}}{w_{\Gamma}} \right)^{0,83} + 1,96 \cdot 10^4 \sigma, \quad (4.25)$$

где  $w_{\Gamma}$  — скорость газа, м/с;  $\rho_{\Gamma}$  и  $\rho_{\text{ж}}$  — плотность газа и жидкости соответственно, кг/м<sup>3</sup>;  $S_0$  — свободное сечение тарелки, м<sup>2</sup>/м<sup>2</sup>;  $H_{\text{п}}$  — высота пенного слоя, м;  $\sigma$  — коэффициент поверхностного натяжения, Н/м.

В промышленных пенных аппаратах  $\Delta P_T$  изменяется от 300 до 1000 Па.

Аппараты с провальными тарелками. В основном используются пылеуловители с дырчатыми и решетчатыми тарелками.

Ниже приведены геометрические размеры провальных *дырчатых тарелок*:

$t$ , мм	$d_0$ , мм	$S_0$ , м <sup>2</sup> /м <sup>2</sup>	$t$ , мм	$d_0$ , мм	$S_0$ , м <sup>2</sup> /м <sup>2</sup>
6	6	0,226	12	5	0,157
8	4	0,226	13	5	0,134
9	4	0,179	13	6	0,193
10	5	0,226	13	7	0,263
11	5	0,187	14	6	0,167
11	6	0,271	16	7	0,740
			18	8	0,179

Отверстия у дырчатых тарелок на металлическом листе располагаются по вершинам равносторонних треугольников. Расстояние между центрами отверстий (шаг) определяется по формуле:

$$t = d_0 \sqrt{0,91 S_0}. \quad (4.26)$$

Удельное орошение при очистке газов (без охлаждения) составляет  $m = 0,4 + 0,6 \text{ л/м}^3$  газа.



Массовый удельный расход жидкости  $W_{ж}$ , кг/(м<sup>2</sup>·с), находят из соотношения:

$$W_{ж} = mw_{г}\rho_{ж}. \quad (4.27)$$

Скорость газа в аппарате принимают от 2 до 2,3 м/с.

*Решетчатые тарелки* толщиной 4—6 мм вместо отверстий имеют щели шириной  $b = 4+5$  мм; их свободное сечение составляет 0,2—0,25 м<sup>2</sup>/м<sup>2</sup>.

Длина самой длинной щели, расположенной по диаметру тарелки, равняется (в м):

$$l_0 = D - 0,01.$$

Общая длина всех щелей равна:

$$l = 0,785 D^2 S_0/b. \quad (4.28)$$

Шаг между щелями составляет:

$$t = l_0/n = c + b, \quad (4.29)$$

где  $c$  — ширина промежутка между соседними щелями, м;  $n$  — число щелей.

Гидравлическое сопротивление провалных тарелок определяется по формуле:

$$\Delta P_{\tau} = A_{\tau}^2 \frac{w_{г}^2 \rho_{г}}{2 S_0^2} + \Delta P_{\sigma}, \quad (4.30)$$

где  $A_{\tau}$  — параметр, зависящий от режима взаимодействия газов и жидкости на тарелке;  $\Delta P_{\sigma}$  — гидравлическое сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения, Па.

Для пенного режима для дырчатых и решетчатых тарелок величина  $A_{\tau}$  определяется по формуле:

$$A_{\tau} = 38,8 W_{ж}^{-0,57} \left( \frac{W_{ж}}{W_{г}} \right)^{0,7} \left( \frac{\rho_{г}}{\rho_{ж}} \right)^{0,35}, \quad (4.31)$$

где  $W_{ж}$  и  $W_{г}$  — массовый удельный расход жидкости и газа соответственно, кг/(м<sup>2</sup>·с).

Для дырчатых тарелок  $\Delta P_{\sigma}$  определяется по формуле:

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4\sigma}{1,3 d_0 + 0,08 d_0^2}; \quad (4.32)$$

для решетчатых

$$\Delta P_{\sigma} = 2\sigma/b. \quad (4.33)$$

**Пенный аппарат со стабилизатором пенного слоя.** В этом аппарате (рис. 4.4) на провальной тарелке устанавливается стабилизатор пенного слоя, представляющий собой сотовую решетку из вертикально расположенных пластин, разделяющих сечение аппарата и пенный слой на небольшие ячейки. Благодаря стабилизатору происходит значительное накопление жидкости на тарелке и увеличение высоты пены. Применение стабилизатора позволяет значительно сократить расход воды на орошение аппарата.

Размеры стабилизатора: высота пластин 60 мм, размер ячеек от  $35 \times 35$  до  $40 \times 40$ . Он устанавливается на дырчатые тарелки с  $d_0 = 3+6$  мм и  $S_0 = 0,14+0,2$  м<sup>2</sup>/м<sup>2</sup> или решетчатые тарелки с  $b = 3+6$  мм и  $S_0 = 0,12+0,18$  м<sup>2</sup>/м<sup>2</sup>.

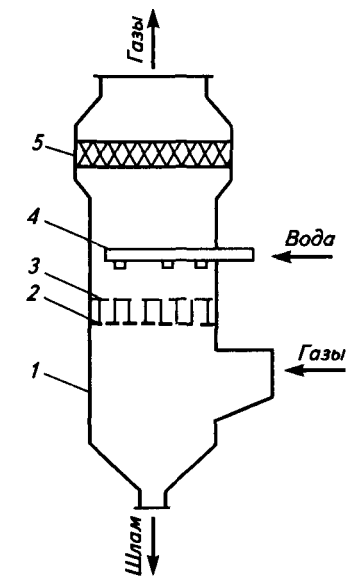
Оптимальные условия работы:  $w_{\Gamma} = 2,5+3,5$  м/с;  $m = 0,05+0,10$  л/м<sup>3</sup>. Производительность аппаратов по газу — от 3000 до 90 000 м<sup>3</sup>/ч.

Высота пены рассчитывается из соотношения

$$H_{\Pi} = \frac{4,8 w_{\Gamma}^{0,79} m^{0,2}}{d_0^{0,14} S_0^{1,9}}. \quad (4.34)$$

Гидравлическое сопротивление тарелки со стабилизатором находят по формуле:

$$\begin{aligned} \Delta P_{\Gamma} = & \frac{\xi_c \rho_{\Gamma} w_{\Gamma}^2}{2 S_0^2 \varphi^2} + \\ & + 2,3 \cdot 10^{-3} \frac{g w_{\Gamma}^{0,26} m^{0,2} \rho_{\text{ж}}}{S_0^{1,9} d_0^{0,14}} + \\ & + \frac{4\sigma}{1,3 d_0 + 0,08 d_0^2}, \quad (4.35) \end{aligned}$$



**Рис. 4.4. Пенный аппарат со стабилизатором пенного слоя:**  
1 — корпус; 2 — провальная тарелка; 3 — стабилизатор пены; 4 — ороситель; 5 — брызгоуловитель

где  $\xi_c$  — коэффициент сопротивления сухой тарелки;  $g$  — ускорение силы тяжести, м/с<sup>2</sup>;  $\varphi$  — доля сечения тарелки, занятая газом.

### 4.3. ПОРИСТЫЕ ФИЛЬТРЫ

В основе работы пористых фильтров всех видов лежит процесс фильтрования газов через пористые перегородки. При фильтровании твердые и жидкие частицы задерживаются на перегородке, а газ полностью проходит через нее. Фильтрующие перегородки весьма разнообразны, но в основном они состоят из волокнистых или зернистых элементов.

В зависимости от назначения пористые фильтры условно разделяют на фильтры тонкой очистки, воздушные фильтры и промышленные фильтры.

**Фильтры тонкой очистки** предназначены для улавливания в основном субмикронных частиц из газов с низкой начальной концентрацией ( $< 1 \text{ мг/м}^3$ ) при скорости фильтрования  $0,01 \text{ м}$ . Их применяют для улавливания особо токсичных частиц с высокой эффективностью. Для очистки газов на  $99 \%$  от частиц размером  $0,05\text{—}0,5 \text{ мкм}$  используют материалы в виде тонких листов или объемных слоев из тонких или ультратонких волокон (диаметром менее  $2 \text{ мкм}$ ). Наиболее распространены фильтрующие материалы типа ФП (фильтры Петрянова) из полимерных смол, которые наносятся на марлевую подложку. В качестве полимеров используют перхлорвинил (ФПП) и диацетилцеллюлозу (ФПА). Толщина слоев ФП ( $0,2\text{—}1 \text{ мм}$ ) обеспечивает поверхность фильтрации до  $100\text{—}150 \text{ м}^2$  на  $1 \text{ м}^3$  аппарата. Пылеемкость материалов ФП составляет  $50\text{—}100 \text{ г/м}^2$ .

На практике используются рамные фильтры, фильтры Д-КЛ (с сепараторами клиновидной формы) и комбинированные фильтры. Гидравлическое сопротивление чистых фильтров  $200\text{—}300 \text{ Па}$ , а забитых пылью —  $700\text{—}1500 \text{ Па}$ .

Фильтры тонкой очистки рассчитаны на срок работы  $0,5\text{—}3 \text{ года}$ . Они не регенерируются, а заменяются на новый.

Характеристика некоторых материалов, используемых в фильтрах ФП, дана в табл. 4.3.

**Воздушные фильтры** используются в системах приточной вентиляции и кондиционирования воздуха. Обобщенные показатели запыленности атмосферного воздуха приведены в табл. 4.4.

В зависимости от эффективности воздушные фильтры подразделяются на три класса (табл. 4.5).

В каждом классе фильтров имеются различные конструкции. Основные технические характеристики некоторых воздушных фильтров приведены в табл. 4.6.

**Промышленные фильтры.** К ним относятся тканевые, зернистые и грубоволокнистые фильтры, используемые для очистки промышленных газов с концентрацией пылей до  $60 \text{ г/м}^3$ . Наиболее распространены тканевые фильтры, которые содержат гибкую фильтрующую перегородку, имеющую форму цилиндрических рукавов (рукавные фильтры) (рис. 4.5). Эффективность таких фильтров — более  $99,5 \%$ , а потери напора составляют  $1\text{—}1,5 \text{ кПа}$  при скорости фильтрования  $0,5\text{—}2 \text{ см/с}$ .

Таблица 4.3. Характеристика фильтрующих материалов ФП

Материал	Полимер	Материал обложки	Сопротивление, Па	Проскок (%) при $w_T = 1$ см/с для тумана масла с $d_{\text{ч}} = 0,3$ мкм	Предельная температура, °С	Стойкость в средах			
						кислоты и щелочи	масла	органические растворители	вода
ФПП-15-1,7	Перхлорвинил	Марля	17	2	60	Стоек	Не стоек	Не стоек	Гидрофобен
ФПП-25-3,0	То же	То же	30	0,1	60	То же	То же	То же	То же
ФПП-70-0,5	»	»	5	10	60	»	»	»	»
ФПП-15-1,7А	»	—	17	2	60	»	»	»	»
ФПА-15-2,0	Ацетилцеллюлоза	Марля	20	1	50	Не стоек	Стоек	»	Гидрофилен
ФПАН-10-3,0	Полиакрилонитрил	То же	30	0,1	80	Стоек	То же	Стоек	Гидрофобен

Таблица 4.4. Обобщенные показатели запыленности атмосферного воздуха

Район	Медианный диаметр частиц, мкм	Среднесуточная концентрация пыли в воздухе, мг/м <sup>3</sup>
Сельская местность	0,8—2	0,05—0,15
Жилые районы промышленных городов	7	0,1—0,5
Промышленные районы городов	20	0,5—1,0
Территории заводов с большими пылевыми выбросами	60	3

Таблица 4.5. Классификация воздушных фильтров по эффективности

Класс фильтра	Размеры эффективно улавливаемых частиц, мкм	Эффективность очистки воздуха, %
I	Все	99
II	> 1	85
III	10—50	60

Основные свойства волокон, из которых изготавливаются тканевые фильтры, приведены в табл. 4.7.

Аэродинамические свойства чистых фильтровальных тканей характеризуются воздухопроницаемостью, которая численно равна скорости фильтрации (в м/мин) при  $\Delta P_T = 49$  Па. Сопротивление незапыленных тканей  $\Delta P_T$  при нагрузках 0,3—2 м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>·мин) обычно равно 5—40 Па.

При работе фильтра в одной части секций происходит очистка газов фильтрацией, а в другой — регенерация запыленной ткани. Регенерация осуществляется механическим встряхиванием или пульсацией газового потока.

Необходимая площадь ткани составляет:

$$S = S_{\text{ф}} + S_{\text{р}} = \frac{V_1 + V_2}{V_{\text{ф}}} + S_{\text{р}}, \quad (4.36)$$

где  $S_{\text{ф}}$  — площадь фильтрации в одновременно работающих секциях, м<sup>2</sup>;  $S_{\text{р}}$  — площадь ткани в регенерируемой секции, м<sup>2</sup>;  $V_1$  — расход запыленных газов с учетом подсоса, м<sup>3</sup>/с;  $V_2$  — расход продувочных газов или воздуха, м<sup>3</sup>/с;  $V_{\text{ф}}$  — скорость фильтрации, м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>·с).

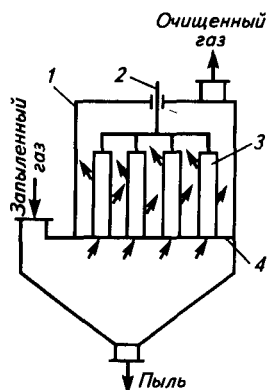


Рис. 4.5. Рукавный фильтр: 1 — корпус; 2 — встряхивающее устройство; 3 — рукав; 4 — распределительная решетка

Таблица 4.6. Основные технические характеристики воздушных фильтров

Вид фильтра	Тип фильтра	Наименование фильтра	Класс фильтра	Воздушная нагрузка, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$		Сопротивление, Па	Пылеемкость, $\text{г}/\text{м}^2$	Начальная запыленность, $\text{мг}/\text{м}^3$		Способ регенерации фильтра
				допустимая	рекомендуемая			допустимая	рекомендуемая	
Со смоченной фильтрующей перегородкой	Сеточные	Самоочищающиеся	III	7000	6000	80	7—15 % от массы масла в ванне	0,5	1,0	Непрерывная промывка в масле с периодической заменой масла
		Самоочищающиеся ФШ	III	8000	7000	80	То же	1,0	3,0	То же
		Ячейковые ФЯР	III	7000	6000	60	2300	1,0	3,0	Промывка в содовом растворе с последующим замасливанием
	Волокнистые	Ячейковые ФЯВ	III	7000	6000	60	2600	1,0	3,0	То же
		Рулонные ФРУ	III	10 000	8000	60	450	0,5	1,0	Смена материала
		Ячейковые ФЯУ	III	7000	6000	40	570	0,5	0,5	То же

Вид фильтра	Тип фильтра	Наименование фильтра	Класс фильтра	Воздушная нагрузка, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$		Сопротивление, Па	Пылеемкость, $\text{г}/\text{м}^2$	Начальная запыленность, $\text{мг}/\text{м}^3$		Способ регенерации фильтра
				допустимая	рекомендуемая			допустимая	рекомендуемая	
С сухой фильтрующей перегородкой	Волокнистые	Рулонные ФРП	III	9000	5000	100	1000	4,0	6,0	Пневматическая очистка
		Ячейковые ЛАИК	I	1000	500	150-500	100	0,2	0,5	Смена фильтра
		Ячейковые ФЯЛ	I	7000	6000	100	430	0,3	0,5	Смена материала
	Губчатые	Ячейковые ФЯП	III	7000	6000	70	350	0,3	0,5	То же
Электрофильтры	Двухзонные электрофильтры	Агрегатные ФЭ и тумбочные ЭФ-2	II	8000	7000	10-50	1500	2,0	10	Промывка водой

Таблица 4.7. Основные свойства текстильных волокон\*

Исходный полимер или сырье	Название волокна	Плотность, кг/м <sup>3</sup>	Термостойкость, °С, при воздействии		Химическая стойкость				Горючесть	Прочность при разрыве, Па	Относительное удлинение при разрыве, %	Стойкость к истиранию	Влагоемкость, %, при 20 °С и φ = 65 %
			длительном	кратковременном	к кислотам	к щелочам	к окислителям	к растворителям					
Целлюлоза	Хлопок	1520	65—85	90—95	ОП	Х	У	ОХ	Г	360—530	7—8	У	7,0—8,5
Протеины	Шерсть	1320	95—100	120	У	ОП	У	Х	Г	130—200	30—40	У	13—15
Полиамид	Капрон	1140	80—90	120	ОП	ОХ	У	Х	Г	450—600	18—32	ОХ	3,5—4,5
	Номекс	1380	220	260	У	ОХ	Х	Х	НГ	400—800	14—17	ОХ	—
Полиэфир	Лавсан	1380	130	160	Х	У—П	Х	Х	Г	450—700	15—25	ОХ	0,4
Полиакрилонитрил	Нитрон	1170	120	150	Х-У	У	Х	У	Г	300—470	15—17	У	0,8—2,0
Полиолефин	Полипропиленовое	920	85—95	120	ОХ	ОХ	Х	Х	Г	440—860	22—25	ОХ	0
Поливинилхлорид	Хлорин	1380	65—70	80—90	ОХ	ОХ	ОХ	У—Х	НГ	180—230	15—30	ОП	0,17—0,3
Политетрафторэтилен	Фторопластовое	2300	220	270	ОХ	ОХ	ОХ	ОХ	НГ	350—400	50	У-П	0
Алюмосиликатное стекло	Стеклоанное	2540	240	315	Х	У-П	ОХ	ОХ	НГ	1600—3000	3—4	ОП	0,4

\*Условные обозначения: ОХ — очень хорошая, Х — хорошая, У — удовлетворительная, П — плохая, ОП — очень плохая, Г — горючие, НГ — не горючие.



Число секций в фильтре  $n$  равно:

$$n = S/S_1,$$

где  $S_1$  — площадь ткани одной секции,  $\text{м}^2$ .

Гидравлическое сопротивление фильтров не должно превышать 0,75—1,50 кПа.

#### 4.4. ЭЛЕКТРОФИЛЬТРЫ

Промышленные электрофильтры используются для очистки больших объемов газа (до 1 млн  $\text{м}^3/\text{ч}$ ) с концентрацией частиц до 50  $\text{г}/\text{м}^3$ . В них происходит улавливание частиц любых размеров с эффективностью более 99 %. Электрофильтры могут работать при температурах газов до 400—450 °С как под разрежением, так и под давлением. Гидравлическое сопротивление их равно 100—150 Па. Затраты энергии составляют 0,1—0,5 кВт·ч на 1000  $\text{м}^3$  очищаемого газа.

Электрофильтры подразделяются: по конструкции — на однозонные и двухзонные; по направлению газового потока — на горизонтальные и вертикальные; по конструкции осадительных электродов — на пластинчатые и трубчатые; по способу удаления пыли с электродов — на «сухие» и «мокрые»; в зависимости от количества последовательно расположенных электрических полей — на однополюсные и многополюсные; в зависимости от числа параллельных электрофильтров — на одно- и многосекционные.

Однотипные электрофильтры различной производительности отличаются друг от друга высотой электродов, активной длиной электрических полей по ходу газа, площадью активного сечения, площадью осаждения и активной длиной коронирующих элементов в аппаратах.

Основными конструктивными элементами электрофильтров являются: корпус, где размещены электроды; узлы подвода, распределения и отвода очищаемых газов; устройство для удаления уловленной пыли с электродов; устройство для вывода пыли из электрофильтра; узлы ввода в электрофильтр тока высокого напряжения — изоляторные коробки.

На практике используются различные конструкции осадительных и коронирующих электродов, к которым предъявляются определенные требования.

Осадительные электроды должны обладать достаточной механической прочностью и жесткостью, иметь гладкую без острых кромок поверхность, обладать высокими аэродинамическими характеристиками и обеспечивать эффективное встряхивание осажденной пыли при помощи специальных встряхивающих механизмов.

В «сухих» пластинчатых электрофильтрах чаще всего используются прутковые, карманные, желобчатые, С-образные осадительные электроды.

Коронирующие электроды должны иметь: точную форму — для создания интенсивного и однородного коронного разряда, удовлетворительную механическую прочность и жесткость. Они должны быть просты в изготовлении, недороги и должны обладать стойкостью к агрессивным средам.

Исходя из этих требований широкое распространение получили игольчатые коронирующие электроды различных модификаций.

Промышленность выпускает «сухие» и «мокрые» электрофильтры различных типов.

**«Сухие» электрофильтры.** «Сухие» электрофильтры серии УГ (унифицированные горизонтальные) предназначены для очистки дымовых газов с температурой до 250 °С. Они имеют разную активную высоту поля: УГ1 — 4,2 м, УГ2 — 7,5 м, УГ3 — 12 м. Осадительные электроды изготавливают из профилированных тонкостенных широкополосных элементов (ширина 350 мм) открытого профиля, с нижним молотковым встряхиванием. Коронирующие электроды делают рамной конструкции, с боковым подвесом на кварцевых опорно-проходных изоляторах, с молотковым встряхиванием. Элементы коронирующих электродов — игольчатые (из стальной ленты с выштампованными остриями). Такие электрофильтры работают под разрежением до 3—4 кПа.

Серия ЭГА (горизонтальные, модификации А) применяется для очистки газов с температурой до 330 °С. Осадительные электроды — из широкополосных (640 мм) элементов, а коронирующие — рамные с игольчатыми элементами.

Серия УГТ (унифицированные горизонтальные высокотемпературные) применяется в химической и цементной промышленности, черной и цветной металлургии для очистки газов с температурой до 425 °С. Имеют активную высоту поля 7,5 м и выпускаются трехпольными. Осадительные электроды — прутковые, с молотковым встряхиванием, а коронирующие — из проволоки диаметром 2,2 мм.

Серия ОГП (огарковые горизонтальные пластинчатые) предназначена для улавливания огарковой пыли из газов печей обжига флотационного колчедана.

Серия ЭГТ (электрофильтры горизонтальные высокотемпературные): в отличие от электрофильтров серии УГТ прутковые осадительные электроды заменены на пластинчатые, а проволочные коронирующие — на ленточные с выштампованными зубцами.

Серия УВ (унифицированные вертикальные): эти пластинчатые электрофильтры предназначены для очистки газов с температурой до 250 °С. Основные конструктивные элементы электро-

фильтров — такие же, как соответствующие элементы электрофильтров серии УГ.

Серия УВВ (унифицированные взрывоопасные вертикальные) — пластинчатые электрофильтры, предназначенные для улавливания угольной пыли при температуре до 130 °С. Устроены так же, как и электрофильтры УГ, но имеют облегченные встряхивающие механизмы.

Серия СГ (сажевые горизонтальные) предназначена для улавливания сажи из взрывоопасных газов сажевого производства при температуре до 250 °С и избыточном давлении до 100 Па. Осадительные электроды — прутковые; коронирующие — провода диаметром 2 мм. Встряхивание электродов — ударно-молотковое.

Технические характеристики некоторых «сухих» электрофильтров приведены в табл. 4.8.

**«Мокрые» электрофильтры.** «Мокрые» электрофильтры типов С и ПГ — однополюсные вертикальные трубчатые электрофильтры. Работают под давлением до 0,03 МПа и при температуре до 60 °С. Электрофильтры типа С предназначены для улавливания смолы из газов коксохимического производства, а электрофильтры типа ПГ — для улавливания смолы и пыли.

Осадительные электроды у этих электрофильтров выполняются из стальных труб с внутренним диаметром от 250 и 260 мм соответственно, а коронирующие — из нихромовой проволоки диаметром 3 мм.

Таблица 4.8. Технические характеристики «сухих» электрофильтров серий УГТ и УВ

Показатель	Марки электрофильтров					
	УГТ1-3-30	УГТ1-3-60	УГТ1-3-80	УВ-2×10	УВ-3×24	УВВ-16
Площадь активного сечения, м <sup>2</sup>	30	60	80	21	24	16
Число полей	3	3	3	1	1	1
Шаг между одноименными электродами, мм	260	260	260	275	275	350
Активная высота электродов, м	7,5	7,5	7,5	7,5	7,5	7,5
Активная длина поля, м	2,58	2,58	2,58	7,40	7,40	6,20
Общая площадь осаждения осадительных электродов, м <sup>2</sup>	1860	3720	5120	1200	3900	570
Габаритные размеры, м:						
длина	14,0	14,0	14,0	4,5	6,0	3,15
ширина	4,5	9,0	12,0	6,0	13,5	6,0
высота	17,0	17,0	18,7	19,9	21,4	20,0

В электрофильтрах типа С улавливаемая смола стекает с электродов самостоятельно, а электрофильтры ПГ имеют устройство для периодической промывки электродов.

Тип ДМ — однополюсные многосекционные вертикальные трубчатые электрофильтры. Предназначены для очистки предварительно охлажденного и увлажненного доменного газа при температуре от 45 до 60 °С. Осадительные электроды — трубчатые диаметром 230 мм, а коронирующие — из медной проволоки диаметром 3 мм. Осадительные электроды промываются непрерывно.

Тип ШМК — вертикальные однополюсные с шестигранными трубчатыми осадительными электродами электрофильтры. Используются для очистки печного газа от тумана серной кислоты, оксидов мышьяка и селена в сернокислотном производстве.

В табл. 4.9 приведены технические характеристики «мокрых» трубчатых электрофильтров типов С, ПГ и ДМ.

Выбор типа электрофильтра зависит от требуемой степени улавливания частиц, концентрации и свойств этих частиц; объема, состава, температуры, давления и влажности очищаемого газа, а также от условий установки электрофильтра.

В табл. 4.10 приведены сравнительные характеристики различных пылеуловителей. Эти данные могут служить для предварительного выбора пылеуловителя.

Таблица 4.9. Технические характеристики «мокрых» трубчатых электрофильтров типов С, ПГ и ДМ

Показатель	Марка электрофильтра				
	С-5,0	С-7,2	ПГ-8	ДМ-316	ДМ-600
Площадь активного сечения, м <sup>2</sup>	5,0	7,2	7,8	13,3	25,0
Число секций	1	1	1	2	4
Число полей	1	1	1	1	1
Внутренний диаметр осадительного электрода, мм	250	250	250	230	230
Активная длина поля, м	3,5	3,5	3,5	4,5	4,5
Число осадительных электродов	104	148	156	316	600
Активная длина коронирующих электродов, м	364	518	545	1420	2700
Расход воды на промывку, м <sup>3</sup> /ч:					
непрерывную	—	—	—	75—100	150—200
периодическую (на одну секцию)	—	—	120	200	200
Давление газа (расчетное), МПа	0,03	0,03	0,0008	0,25	0,25
Температура газа (максимальная), °С	60	60	60	60	60
Размеры, м:					
диаметр корпуса	3,9	4,6	5,0	7,0	10,0
высота	13,3	16,2	15,5	21,8	27,4

Таблица 4.10. Сравнительные характеристики различных пылеуловителей

Показатель	Гравитационные пылеуловители	Центробежные пылеуловители		«Мокрые» пылеуловители		Тканевые фильтры	Электрофильтры
		низконапорные	средне-напорные	низконапорные	высоконапорные		
Гидравлическое сопротивление, Па	До 100	100—300	750—1250	750—1500	5000—12 500	750—1500	100—400
Ориентировочный минимальный размер частиц, улавливаемых с высокой эффективностью, мкм	От 50 до 40	От 50 до 30	От 25 до 8	От 5 до 2	От 1 до 0,1	0,1	От 1,0 до 0,25
Максимально допустимая температура газа, °С	Определяется материалом, из которого изготовлен аппарат				Определяется фильтрующим материалом (< 220—250)		Определяется составом газов и пыли (< 425)
Нижняя предельная температура газа	Выше точки росы			Любая		Выше точки росы	
Стойкость к коррозии	Достаточно стойки			При наличии в газах кислот требуется антикоррозионная защита		Стойки при температуре, превышающей точку росы	
Взрыво- и огнеопасность	Незначительная			Минимальная		Большая	
Ориентировочная относительная стойкость очистки (по отношению к низконапорным циклонам)	—	1,0—1,5	2—3	2,5—4,0	7—15	3,0—7,5	5—15

---

# ГЛАВА 5

## УСТАНОВКИ И АППАРАТЫ ДЛЯ ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКОЙ ОЧИСТКИ ОТХОДЯЩИХ ГАЗОВ

●

### 5.1. АБСОРБЦИОННЫЕ МЕТОДЫ

Для очистки отходящих газов от токсичных примесей и улавливания ценных компонентов из этих газов используют абсорбционные, адсорбционные и каталитические методы. Наибольшее распространение получили абсорбционные методы.

При проведении абсорбции в качестве абсорбентов применяют воду, органические растворители, не вступающие в реакцию с извлекаемым газом, и водные растворы этих веществ. При хемосорбции в качестве абсорбента используют водные растворы солей, органические вещества и водные суспензии различных веществ.

К абсорбентам предъявляют определенные требования. Они должны иметь возможно бóльшую абсорбционную емкость, высокую селективность, невысокое давление насыщенных паров и небольшую вязкость, быть термохимически устойчивыми, не проявлять коррозионной активности, легко регенерироваться, быть доступными и иметь низкую стоимость.

Абсорбенты, применяемые для очистки отходящих газов, приведены в табл. 5.1.

Процессы абсорбции проводят в поверхностных, пленочных, насадочных, тарельчатых и распыливающих абсорберах. Установки для абсорбции могут быть разомкнутыми (без регенерации абсорбента) и циркуляционными (с регенерацией абсорбента).

**Расчет абсорберов.** Технологический расчет абсорбционной установки выполняют в несколько этапов.

На первом этапе производят материальные и энергетические расчеты и устанавливают условия равновесия, строят линию равновесия и рабочую линию, находят число теоретических ступеней изменения концентрации, определяют необходимость циркуляции раствора, расход энергии на циркуляцию, устанавливают необходимую степень регенерации раствора, расход энергии на регенерацию и потери раствора при регенерации.

На втором этапе выбирают конструкции аппаратов, рассчитывают массо- и теплопередачу, гидродинамику и габариты аппаратов.

Таблица 5.1. Абсорбенты, применяемые для очистки отходящих газов

Поглощаемые компоненты	Абсорбенты
Оксиды азота $N_2O_3$ , $NO_2$ , $N_2O_5$	Вода, водные растворы и суспензии: $NaOH$ , $Na_2CO_3$ , $NaHCO_3$ , $KOH$ , $K_2CO_3$ , $KHCO_3$ , $Ca(OH)_2$ , $CaCO_3$ , $Mg(OH)_2$ , $MgCO_3$ , $Ba(OH)_2$ , $BaCO_3$ , $NH_4HCO_3$
Оксид азота $NO$	Растворы $FeCl_2$ , $FeSO_4$ , $Na_2S_2O_3$ , $NaHCO_3$ , $Na_2SO_2$ , $NaHSO_3$
Диоксид серы $SO_2$	Вода, водные растворы: $Na_2SO_3$ (18–25%-е), $NH_4OH$ (5–15%-е), $Ca(OH)_2$ , $Na_2CO_3$ (15–20%-е), $NaOH$ (15–25%-е), $KOH$ , $(NH_4)_2SO_3$ (20–25%-е), $ZnSO_3$ , $K_2CO_3$ ; суспензии $CaO$ , $MgO$ , $CaCO_3$ , $ZnO$ , золы: ксилитин—вода в соотношении 1 : 1, диметиланилин $C_6H_3(CH_3)_2NH_2$
Сероводород $H_2S$	Водный раствор $Na_2CO_3 + Na_3AsO_4$ ( $Na_2HASO_4$ ); водный раствор $As_2O_3$ (8–10 г/л) + $NH_3$ (1,2–1,5 г/л) + $(NH_4)_3AsO_3$ (3,5–6 г/л); моноэтаноламин (10–15%-й раствор); растворы $K_3PO_4$ (40–50%-е), $NH_4OH$ , $K_2CO_3$ , $Na_2CO_3$ , $CaCN_2$ , натриевая соль антрахинондисульфокислоты
Оксид углерода $CO$	Жидкий азот; медно-аммиачные растворы $[Cu(NH_3)_m \cdot (H_2O)_n]^+ \cdot COOH^-$
Диоксид углерода $CO_2$	Водные растворы $Na_2CO_3$ , $K_2CO_3$ , $NaOH$ , $KOH$ , $Ca(OH)_2$ , $NH_4OH$ , этаноламины $RNH_2$ , $R_2NH$
Хлор $Cl_2$	Растворы $NaOH$ , $KOH$ , $Ca(OH)_2$ , $Na_2CO_3$ , $K_2CO_3$ , $MgCO_3$ , $CaCO_3$ , $Na_2S_2O_3$ ; тетрахлоридметан $CCl_4$
Хлороводород $HCl$	Вода, растворы $NaOH$ , $KOH$ , $Ca(OH)_2$ , $Na_2CO_3$ , $K_2CO_3$
Соединения фтора $HF$ , $SiF_4$	Вода, растворы $Na_2CO_3$ , $NaOH$ , $Ca(OH)_2$

На третьем этапе уточняют технологические параметры и осуществляют оптимизацию процесса.

При проектировании абсорбера необходимо определить: диаметр аппарата и его высоту, размеры внутренних частей (размеры и тип насадки, конструкцию тарелок, число тарелок, устройства для ввода и распределения жидкости), оптимальную скорость жидкости в абсорбере.

*Расчет аппаратов для процессов физической абсорбции.* Для расчета размеров абсорбера составляют материальный баланс:

$$G_H Y_H + L_H X_H = G_K Y_K + L_K X_K \quad (5.1)$$

и уравнение рабочей линии:

$$Y = \frac{L}{G} X + (Y_H - \frac{L}{G} X_K). \quad (5.2)$$

Минимальный расход абсорбента определяют по формуле:

$$L_{\min} = G \frac{Y_H - Y_K}{X_K^* - X_H}. \quad (5.3)$$

Общий расход абсорбента равен:

$$L = G \frac{Y_H - Y_K}{X_K - X_H}. \quad (5.4)$$

Среднюю движущую силу процессов массопередачи вычисляют по формулам:

$$\Delta Y_{\text{ср}} = (Y_H - Y_K) / \int_{Y_K}^{Y_H} \frac{dY}{Y - Y^*};$$

$$\Delta X_{\text{ср}} = (X_K - X_H) / \int_{X_H}^{X_K} \frac{dX}{X^* - X}. \quad (5.5)$$

Если равновесная линия представляет собой прямую  $Y^* = mX$ , то средняя движущая сила равна:

$$\Delta Y_{\text{ср}} = \frac{\Delta Y_6 - \Delta Y_M}{2,31 g (\Delta Y_6 / \Delta Y_M)}; \quad \Delta X_{\text{ср}} = \frac{\Delta X_6 - \Delta X_M}{2,31 g (\Delta X_6 / \Delta X_M)}; \quad (5.6)$$

$$\Delta Y_6 = Y_H - Y_H^*; \quad \Delta Y_M = Y_K - Y_K^*;$$

$$\Delta X_6 = X_K^* - X_K; \quad \Delta X_M = X_H^* - X_H,$$

где  $G$  — расход газовой фазы; кг/с;  $G_H, G_K$  — то же, на входе в абсорбер и выходе из него, кг/с;  $X$  — концентрация распределяемого компонента в жидкой фазе, мас. доли;  $X_H, X_K$  — то же, на входе в абсорбер и выходе из него, мас. доли;  $L$  — расход абсорбента, кг/с;  $L_H, L_K$  — то же, на входе в абсорбер и выходе из него, кг/с;  $Y$  — концентрация распределяемого компонента в газовой фазе, мас. доли;  $Y_H, Y_K$  — то же, на входе в абсорбер и выходе из него, мас. доли;  $X_K^*$  — равновесная концентрация распределяемого компонента, мас. доли;  $Y^*$  — равновесная концентрация, мас. доли;  $m$  — коэффициент распределения;  $\Delta Y_6, \Delta X_6, \Delta Y_M, \Delta X_M$  — большая и меньшая движущие силы процесса, мас. доли.

Интеграл в уравнениях (5.5.) называют числом единиц переноса:

$$N_{\text{ог}} = \int_{Y_K}^{Y_H} \frac{dY}{Y - Y^*} = \frac{K_{\Gamma} F}{G}; \quad N_{\text{ож}} = \int_{X_H}^{X_K} \frac{dX}{X^* - X} = \frac{K_{\text{ж}} F}{L}; \quad (5.7)$$

$$\frac{1}{N_{\text{ог}}} = \frac{1}{N_{\Gamma}} + \frac{1}{N_{\text{ж}} A}; \quad \frac{1}{N_{\text{ож}}} = \frac{1}{N_{\text{ж}}} + \frac{A}{N_{\Gamma}}. \quad (5.8)$$

Высота единицы переноса:

$$h_{\text{ог}} = \frac{G}{K_{\Gamma} a S}; \quad h_{\text{ож}} = \frac{L}{K_{\text{ж}} a S}, \quad (5.9)$$

где  $N_{\text{ог}}, N_{\text{ож}}$  — общее число единиц переноса;  $N_{\Gamma}, N_{\text{ж}}$  — числа единиц переноса в газовой и жидкой фазах;  $K_{\Gamma}, K_{\text{ж}}$  — коэффициенты массопередачи, м/с;  $F$  — по-



верхность контакта фаз, м<sup>2</sup>;  $A$  — абсорбционный фактор;  $A = L/(Gm)$ ;  $a$  — удельная поверхность контакта фаз, м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>;  $S$  — площадь поперечного сечения абсорбера, м<sup>2</sup>.

Высота аппарата при непрерывном контакте фаз равна:

$$H = N_{ог}h_{ог}; \quad H = N_{ож}h_{ож} \quad (5.10)$$

или

$$H = \frac{M}{K_{га}S\Delta Y_{ср}}; \quad H = \frac{M}{K_{жга}S\Delta X_{ср}}, \quad (5.11)$$

где  $M$  — количество абсорбируемого вещества, кг/с.

При движении газа и жидкости в колонне происходит продольное перемешивание потоков, выравнивание концентраций по высоте и уменьшение движущей силы процесса. Влияние продольного перемешивания потоков можно учесть, используя следующее уравнение:

$$\frac{N_{ог}}{N_{ог.ф}} = \frac{1}{\text{Bo}_г \text{Bo}_ж} \left\{ \text{Bo}_г \text{Bo}_ж + N_{ог} \left[ a \text{Bo}_г + b \text{Bo}_ж + \right. \right. \\ \left. \left. + c \sqrt{\text{Bo}_г \text{Bo}_ж} - d \sqrt{\text{Bo}_г \text{Bo}_ж} + g(\text{Bo}_г - \text{Bo}_ж) e^{hN_{ог}} \right] \right\}, \quad (5.12)$$

где  $N_{ог.ф}$  — фиктивное число единиц переноса, рассчитанное по движущей силе для истинного противотока;  $\text{Bo}_г, \text{Bo}_ж$  — число Боденштейна для газовой и жидкой фаз;

$$\text{Bo}_г = w_г H / (v_г D_г); \quad \text{Bo}_ж = w_ж H / (v_ж D_ж);$$

$v_г, v_ж$  — газосодержание и количество удерживаемой жидкости, м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>;  $D_г, D_ж$  — эффективный коэффициент продольного перемешивания в газе и жидкости, м<sup>2</sup>/с;  $a, b, c, d, g, h$  — коэффициенты, определяемые по рис. 5.1.

При расчете высоты абсорбера сначала определяют при противотоке, т. е. по  $N_{ог.ф}$ , а затем ее увеличивают на величину, равную отношению  $N_{ог}/N_{ог.ф}$ .

Высота колонны со ступенчатым контактом фаз зависит от числа тарелок и расстояния между ними. Число тарелок в колонне рассчитывают аналитически или графическими методами определения числа ступеней контакта или через число единиц переноса. На практике используют коэффициенты массопередачи,

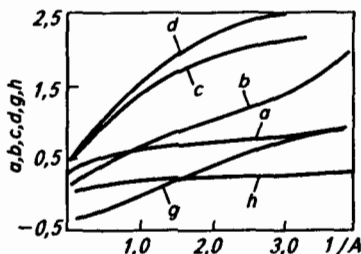


Рис. 5.1. Зависимость коэффициентов  $a, b, c, d, g, h$  от абсорбционного фактора  $A$

отнесенные к единице поверхности контакта фаз, единице площади тарелки или к единице объема газожидкостного слоя на тарелке.

*Расчет аппаратов для процессов хемосорбции.* При абсорбции, сопровождаемой химической реакцией в жидкой фазе, абсорбируемый компонент вступает в реакцию с поглотителем. Возрастает градиент концентраций около поверхности раздела, скорость поглощения увеличивается. Коэффициент ускорения абсорбции в жидкой фазе при протекании химической реакции равен:

$$\alpha = \beta'_j / \beta_j,$$

где  $\beta_j$  и  $\beta'_j$  — коэффициенты массоотдачи в жидкой фазе для физической абсорбции и абсорбции, сопровождаемой химической реакцией.

Уравнения для расчета коэффициента ускорения для различных случаев хемосорбции приведены в соответствующей литературе.

Абсорберы для процессов хемосорбции рассчитывают теми же методами, что и для процессов физической абсорбции.

Уравнение материального баланса:

$$G(Y_1 - Y_2) = \pm L(X_{A_1} - X_{A_2}) = \pm L(C_2 - C_1), \quad (5.13)$$

где  $C$  — химическая емкость раствора;

$$C = X_B(1 - R)/n = X_B/n - X_A; \quad (5.14)$$

$X_A$  и  $X_B$  — концентрации компонента и активной части в растворе;  $R$  — доля активной части, химически связанной с абсорбируемым компонентом;  $n$  — число киломолей активной части, реагирующих с 1 кмоль компонента; индексы 1 и 2 относятся к входу и выходу газа. Знак плюс означает противоток, а знак минус — прямоток.

Минимальный удельный расход раствора равен:

$$l_{\min} = \pm L_{\min}/G = (Y_1 - Y_2)n/X_B, \quad (5.15)$$

где  $L_{\min}$  — минимальный расход исходного раствора.

Уравнение рабочей линии имеет вид

$$Y = Y_1 - l(C - C_1) \quad (5.16)$$

или для состава газа в мольных долях:

$$Y = \frac{Y_1 - l(C - C_1)}{1 + Y_1 - l(C - C_1)}, \quad (5.17)$$

где  $l = \pm L/G$ .

Диаграмма  $Y-X$  для абсорбции, сопровождаемой химической реакцией, показана на рис. 5.2.

По мере протекания хемосорбции коэффициент массоотдачи в жидкой фазе  $\beta'_j$  уменьшается, что затрудняет вычисление движущей силы и числа единиц переноса. Для необратимых реакций  $N_{\text{ог}}$  рассчитывают по формуле (при переменном значении  $K_r$ ):

$$N_{\text{ог}} = \int_{Y_1}^{Y_2} \frac{dY}{Y - Y^*} = \frac{K_r F}{G}. \quad (5.18)$$



Если реакция протекает по первому или псевдопервому порядку, то  $\alpha$ ,  $\beta_{\text{ж}}$  и  $K_{\Gamma}$  в процессе абсорбции постоянны, и число единиц переноса рассчитывают так же, как и для физической абсорбции, но движущую силу выражают разностью  $Y - Y^*/\alpha$ . Исходя из этого, строят псевдоравновесную линию в координатах  $Y^*/\alpha - X$ . При  $Y^* = 0$  число единиц переноса равно:

$$N_{\text{ог}} = \ln(Y_1/Y_2). \quad (5.21)$$

При быстрых необратимых реакциях второго порядка

$$\frac{\beta_{\text{ж}}}{\beta_{\Gamma}} = \frac{Y - Y_p}{X_p + C}. \quad (5.22)$$

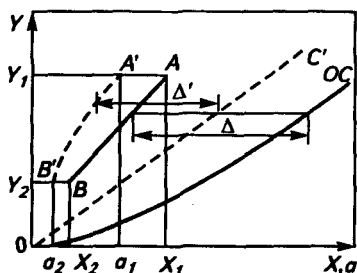
Значение  $Y_p$  находят по диаграмме (рис. 5.4). Линию  $CE$  проводят под углом, тангенс которого равен  $m''$ . Вертикальные отрезки между линиями  $CD$  и  $CE$  равны  $X_p = Y_p/m$ . Через произвольную точку  $M$  проводят линию  $MQ$  с тангенсом угла наклона  $\text{tg } \alpha = \beta_{\text{ж}}/\beta_{\Gamma}$ ; из треугольника  $MNQ$  следует, что  $Y - Y_p = MN$ ;  $X + C = NQ$ . Ордината точки  $N$  равна  $Y_p$ .

Задаваясь другими точками на линии  $AB$  и делая аналогичные построения, получают линию  $FG$ , ординаты любой точки которой равны  $Y_p$ .

При обратимых химических реакциях расчет можно вести, используя псевдокоэффициент массоотдачи. При расчете строят на диаграмме  $Y-X$  псевдоравновесную и псевдорбочую линии (рис. 5.5).

Равновесие между фазами определяется уравнением (кривая  $OC$ ):

$$X = a + b = Y^*/m + f(a), \quad (5.23)$$



где  $X$  — общая концентрация компонента в жидкости;  $a$  и  $b$  — концентрации свободного и связанного компонентов;  $m$  — константа фазового равновесия.

Уравнение псевдоравновесной линии  $OC'$ , выражающей зависимость между  $Y^*$  и концентрацией свободного компонента  $a$ , имеет вид:

$$Y^* = mX. \quad (5.24)$$

Уравнение псевдорбочей линии имеет вид:

$$Y_1 - Y = l \{ [a_1 = f(a_1)] - [a + f(a)] \}. \quad (5.25)$$

Рис. 5.5. Построение псевдорбочей и псевдоравновесной линии на диаграмме  $Y-X$ :  $AB$  — рабочая линия;  $A'B'$  — псевдорбочая линия;  $OC$  — линия равновесия;  $OC'$  — псевдоравновесная линия

Задавая значениями  $a$ , находят значение  $Y$  и строят псевдо-рабочую линию  $AB$ .

Из диаграммы определяют  $\Delta'$  — псевдодвижущую силу.

**Расчет тарельчатых колонн.** Для абсорбции и хемосорбции на практике широко используются колонны с различными контактными тарелками: колпачковыми, ситчатыми, провальными (дырчатыми и решетчатыми), клапанными, а в последнее время находят применение тарелки с продольно-поперечным секционированием.

*Ситчатые и провальные тарелки.* Минимальная скорость, при которой обеспечивается работа тарелки на всей ее площади, и гидравлическое сопротивление определяются по формулам:

$$w_{\min} = \frac{2}{3\alpha} \sqrt{\frac{2g\Delta P_{\text{ж}}}{\xi\rho_{\text{г}}}}; \quad (5.26)$$

$$\Delta P_{\text{ж}} = \left[ z_1(1 - k) + 10^3(1 + k)z_3 \sqrt{\left(\frac{l}{m}\right)^2} \right] \rho_{\text{ж}}, \quad (5.27)$$

где  $\alpha$  — отношение площади всех отверстий к площади тарелки;  $\Delta P_{\text{ж}}$  — падение уровня при неравномерной работе;  $\xi$  — коэффициент сопротивления сухой тарелки;  $\rho_{\text{г}}$ ,  $\rho_{\text{ж}}$  — плотность газа и жидкости, кг/м<sup>3</sup>;  $z_1$  — высота сливной перегородки;  $l$  — интенсивность орошения, м<sup>3</sup>/(м · ч);  $m$  — коэффициент расхода сливной перегородки (от 6400 до 10 000);  $k$  — минимальная удельная плотность пены.

Скорость газа, соответствующую верхнему пределу работы провальных тарелок, можно определить по формуле:

$$\frac{w^3}{F_c} \frac{\rho_{\text{в}}}{\rho_{\text{ж}}} \sqrt{\frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{в}}}} = 11,6 \left(\frac{L}{G}\right)^{-0,228}, \quad (5.28)$$

где  $\rho_{\text{в}}$  — плотность воды, кг/м<sup>3</sup>;  $F_c$  — свободное сечение тарелок, м<sup>2</sup>/м<sup>2</sup>.

Гидравлическое сопротивление тарелок равно:

$$\Delta P_{\text{T}} = \Delta P_{\text{с.т}} + \Delta P_{\text{с}} + \Delta P_{\text{г-ж}}. \quad (5.29)$$

Сопротивление сухой тарелки  $\Delta P_{\text{с.т}}$  находят по формуле:

$$\Delta P_{\text{с.т}} = \xi w_0^2 \rho_{\text{г}}/2. \quad (5.30)$$

Потеря давления  $\Delta P_{\text{с}}$  на преодоление сил поверхностного натяжения  $\sigma$  равна:

$$\Delta P_{\text{с}} = 4\sigma/d_s, \quad (5.31)$$

где  $d_s$  — эквивалентный диаметр отверстия, м.

## Сопротивление газожидкостного слоя

$$\Delta P_{\Gamma-ж} = h_0 \rho_{ж}, \quad (5.32)$$

где  $h_0$  — запас жидкости на тарелке, мм.

Для ситчатой тарелки  $\Delta P_{\Gamma-ж}$  можно определить из выражения:

$$\Delta P_{\Gamma-ж} = 1,3 \left[ kz_1 + h_0^3 \sqrt{k} \right] \rho_{ж}. \quad (5.33)$$

Общее сопротивление для провальных тарелок можно рассчитать по уравнениям:

$$\Delta P = \frac{\xi}{1-\beta} \frac{\rho_{\Gamma}}{2g} \left( \frac{w_{\Gamma}}{F_c} \right)^2 \frac{1}{(1-\tau)^3} \left[ 1 - \tau(1-\beta) \right] + \frac{2\sigma}{a} (1-\beta); \quad (5.34)$$

$$\beta = 1,11(\rho_{\Gamma}/\rho_{ж})^{0,118}; \quad (5.35)$$

$$\tau = \frac{\sqrt[3]{\left(\frac{L}{G}\right)^2 \frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{ж}} \frac{1}{\xi \mu^2}}}{1 + \sqrt[3]{\left(\frac{L}{G}\right)^2 \frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{ж}} \frac{1}{\xi \mu^2}}}, \quad (5.36)$$

где  $\xi$  — коэффициент сопротивления;  $\sigma$  — коэффициент поверхностного натяжения, н/м;  $a$  — ширина щели или радиус отверстия, м;  $\mu_{и}$  — коэффициент истечения жидкости из отверстия ( $\mu_{и} = 0,62$ ).

Поверхность контакта фаз для провальных и перекрестных тарелок определяют по формуле:

$$A = \frac{c \varphi_{\Gamma}^q}{1 - \varphi_{\Gamma}} \left( \frac{w_{к} h_0}{v_{ж}} \right)^n \left( \frac{w_{к}^2}{g h_0} \right)^{0,2} \left( \frac{\sigma}{\rho_{ж} h_0^2} \right)^{-0,6} \left( \frac{\mu_{ж}}{\mu_{в}} \right)^z, \quad (5.37)$$

где  $c$  — коэффициент пропорциональности; для провальных тарелок  $c = 5$  (при  $h_0 > 2 \cdot 10^{-2}$  м) и  $c = 250 h_0$  (при  $h_0 < 2 \cdot 10^{-2}$  м); для ситчатых тарелок  $c = 0,65$ , для клапанных  $c = 0,32$ , для колпачковых  $c = 0,6$ ;  $\varphi_{\Gamma}$  — газосодержание пенного слоя;  $v_{ж}$  — коэффициент кинематической вязкости, м<sup>2</sup>/с.

Значения показателей степеней  $q$ ,  $n$  и  $z$  приведены в табл. 5.2.

Коэффициенты массоотдачи, отнесенные к фактической поверхности контакта фаз, рассчитывают по уравнениям:

$$Nu'_{\Gamma} = 0,12 Re_{\Gamma}^{0,7} (Pr'_{\Gamma})^{0,5} (d_{п}/d_{ст})^{0,5}; \quad (5.38)$$

$$Nu'_{ж} = 1,2 Re_{ж}^{0,7} (Pr'_{ж})^{0,5} (d_{п}/d_{ст})^{0,5}; \quad (5.39)$$

Таблица 5.2. Значения показателей степеней в уравнении (5.37)

Система	q	n	z	
			при $\mu_{ж} < 1$ сП	при $\mu_{ж} > 1$ сП
<i>Провальные тарелки</i>				
Газ—вода—водные растворы электролитов	0	-0,25	0	-0,25
Газ—органические жидкости	0	-0,25	-0,43	-0,25
<i>Перекрестные тарелки</i>				
Газ—вода—водные растворы	0,3	0	0,25	0
Газ—органические жидкости	0,3	0	-0,18	0

здесь  $Nu_{г}' = \beta_{г} d_{п} / D_{г}$  — диффузионный критерий Нуссельта для газа;  
 $Re_{г} = w_{к} d_{п} / (\varphi_{г} \nu_{г})$  — критерий Рейнольдса для газа;  
 $Nu_{ж}' = \beta_{ж} d_{п} / D_{ж}$  — диффузионный критерий Нуссельта для жидкости;  
 $Re_{ж} = w_{ж} d_{п} / [(1 - \varphi_{г}) \nu_{ж}]$  — критерий Рейнольдса для жидкости,  
 где  $w_{к}$  — скорость газа, м/с;  
 $Pr_{г}' = \nu_{г} / D_{г}$  — диффузионный критерий Прандтля для газа;  
 $Pr_{ж}' = \nu_{ж} / D_{ж}$  — диффузионный критерий Прандтля для жидкости.

Величина газосодержания  $\varphi_{г}$  определяется по формуле:

$$\varphi_{г} = 0,6 (w_{к}^2 h_0 / q)^{0,1}. \quad (5.40)$$

Поверхностно-объемный диаметр пузырьков газа равен:

$$d_{п} = \frac{6\varphi_{г}}{a} = \frac{6\varphi_{г} h_0}{(1 - \varphi_{г}) A}, \quad (5.41)$$

где  $a$  — удельная поверхность контакта фаз,  $m^2/m^3$ ;  $d_{ст}$  — стандартный размер пузырька, при котором прекращается влияние циркуляции газа на массообмен ( $d_{ст} = 4 \cdot 10^{-3}$  м).

Расчет числа тарелок в абсорбере при условии, что рабочая линия и линия равновесия прямые, а движение газа и жидкости противоточное, проводят следующим образом:

- 1) на диаграмме  $Y-X$  строят рабочую и равновесную линии;
- 2) определяют движущие силы в начале и в конце процесса;
- 3) определяют среднюю движущую силу;
- 4) из материального баланса находят количество абсорбируемого вещества;
- 5) определяют коэффициенты  $\beta_{г}$ ,  $\beta_{ж}$  и  $K_{г}$ ;
- 6) вычисляют поверхность контакта фаз для одной тарелки;
- 7) по уравнению массопередачи определяют общую поверхность контакта фаз:

$$F = M / (K_{г} \Delta Y_{ср}); \quad (5.42)$$

8) находят число тарелок в колонне:

$$n = F/F_T = F/(Af_T), \quad (5.43)$$

где  $f_T$  — площадь тарелки,  $m^2$ .

Если рабочая линия представляет собой прямую, а линия равновесия — кривую, то расчет проводят по схеме:

- 1) определяют поверхность контакта фаз для одной тарелки  $F_T$ ;
- 2) вычисляют коэффициенты массоотдачи  $\beta_r, \beta_{ж}$  и массопередачи  $K_r$  или  $K_{ж}$ ; находят среднюю величину тангенса угла наклона кривой равновесия;
- 3) рассчитывают число единиц переноса для одной тарелки:

$$N_{ог.т} = K_r F_T / G \quad (5.44)$$

или

$$N_{ож.т} = K_{ж} F_T / L; \quad (5.45)$$

- 4) методом графического интегрирования определяют число единиц переноса для всей колонны  $N_{ог}$  или  $N_{ож}$ ;
- 5) определяют число тарелок в колонне:

$$n = N_{ог} / N_{ог.т} = N_{ож} / N_{ож.т}. \quad (5.46)$$

Для расчета коэффициентов массоотдачи кроме уравнений (5.38) и (5.39) можно использовать и другие уравнения, представленные в соответствующей литературе.

**Расчет насадочных абсорбентов.** Характеристика насадок, используемых в абсорберах, представлена в табл. 5.3.

Таблица 5.3. Характеристика насадок

Насадка	Размер, мм	Геометрическая поверхность $a_0, м^2/м^3$	Свободный объем $\epsilon_0, м^3/м^3$	Эквивалентный диаметр $d_э, м$	Число элементов в $1 м^3$	Насыпная плотность, $кг/м^3$
Кольца Рашига	25	190	0,605	0,01275	50 600	890
	50	93	0,74	0,0318	5530	580
Седла типа Инталокс	25	230	0,77	0,0134	76 600	575
	44	130	0,77	0,0237	14 000	550
	50	100	0,81	0,0324	3400	505
Седла Берля	25	235	0,74	0,0126	70 000	840
Кольца Палля:						
из пропилена	50	112	0,86	0,0307	6800	100
стальные	35	170	0,9	0,021	19 200	455
	50	108	0,9	0,033	6400	415
Насадка ГИАП	50	106	0,79	0,0298	7400	475



Насадочные абсорберы работают в различных режимах: пленочном, подвисяния и эмульгирования. При определенных скоростях газа происходит захлебывание колонны.

Основными определяемыми величинами являются: расход абсорбента, диаметр и высота абсорбера и его гидравлическое сопротивление. Расход абсорбента и диаметр абсорбера рассчитывают так же, как и для тарельчатых колонн. Для расчета высоты абсорбера определяют число единиц переноса и высоту единицы переноса ВЕП по уравнениям, приведенным выше.

Гидравлическое сопротивление насадок рассчитывают по формуле:

$$\Delta P/H = A_0 w_r^2 \cdot 10^{m \text{Re}_x} \quad (5.47)$$

Скорость газа  $w_0$ , соответствующую началу подвисяния и захлебывания, определяют (в м/с) из уравнения:

$$\lg \left( \frac{w_0^2 a_0}{g \varepsilon_0^3} \frac{\rho_r}{\rho_x} \mu_x^{0,16} \right) = b - c \left( \frac{L}{G} \right)^{1/4} \left( \frac{\rho_r}{\rho_x} \right)^{1/18}, \quad (5.48)$$

где  $\Delta P/H$  — сопротивление 1 м высоты насадочного слоя, Па/м;  $H$  — высота насадки, м;  $w_r$  — приведенная скорость газа, м/с;  $a_0$  — удельная геометрическая поверхность насадки, м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>; значения коэффициентов  $A_0$ ,  $m$ ,  $b$  и  $c$  в уравнениях (5.47) и (5.48) даны в табл. 5.4.

**Расчет абсорбентов с подвижной шаровой насадкой.** Применяют односекционные и многосекционные абсорберы с насадкой диаметром от 3 до 100 мм и плотностью от 10 до 1000 кг/м<sup>3</sup>. Ма-

Таблица 5.4. Значения коэффициентов  $A_0$ ,  $m$ ,  $b$  и  $c$

Насадка	Размер, мм	$A_0 \cdot 10^{-6}$	$m \cdot 10^3$	Начало режима подвисяния		Начало режима захлебывания	
				$b$	$c$	$b$	$c$
Седла типа Инталокс	25	2	1,8	-0,33	1,04	0,142	1,48
	44	1,19	1,29	-0,49	1,04	0,085	1,59
	50	9,8	0,747	-0,52	1,04	0,02	1,62
Седла Берля	25	2,31	1,53	-0,33	1,04	1,42	1,48
Кольца Палля	50	9,32	0,944	-0,49	1,04	—	—
Кольца Рашига	25	5,92	2,96	-0,55	1,04	-0,02	1,62
	50	1,48	0,79	-0,68	1,04	-0,02	1,62
Кольца Палля стальные	35	—	—	-0,073	1,75	0,022	1,75
	50	—	—	-0,073	1,75	0,022	1,75
Насадка ГИАП	50	0,8	—	-0,274	1,16	—	—

териалом для насадки служат полиэтилен, полипропилен, фторопласт, стирол, резина, металлы.

Соотношение между диаметром абсорбера и диаметром шаров принимают  $D/d_{ш} \geq 10$ . Свободное сечение тарелки  $F_c = 0,4 + 0,5 \text{ м}^2/\text{м}^2$ . Скорость газа 5—6 м/с. Удельное орошение 0,5—0,7 л/м<sup>3</sup>. Минимальная статическая высота слоя насадки  $H_{ст}$  составляет 5—8  $d_{ш}$ , а максимальная определяется из соотношения  $H_{ст}/D \leq 1$ .

Скорость газа, соответствующая началу режима полного псевдооживления, равна:

$$(w'_{кр})^2/(gd_{ш}) = 4,6 \cdot 10^3 F_c^{1,54} \exp[-12,6(V_{ж}/V_{г})^{0,25}]. \quad (5.49)$$

Предельно допустимая скорость газа:

$$w''_{кр} = 2,9 F_c^{0,4} (V_{ж}/V_{г})^{-0,15}. \quad (5.50)$$

Динамическую высоту  $H_{дин}$  можно определить по формуле:

$$H_{дин} = \frac{(1 - \epsilon_0)H_{ст} + h_0}{1 - \phi_{г}}. \quad (5.51)$$

Высота «светлой» жидкости, удерживаемой в аппарате, равна:

$$h_0 = c \left[ \left( \frac{L_{оп}}{G} \right)^2 \frac{\rho_{г}}{\rho_{ж}} \right]^{k+1} \frac{\Delta P_c}{\rho_{ж}g}. \quad (5.52)$$

Газосодержание слоя вычисляют по формуле:

$$\phi_{г} = 1,16\epsilon_0(w/w_{в.см.н})^{0,33}. \quad (5.53)$$

Высоту сепарационной зоны  $H_{сеп}$  принимают равной  $(0,1 - 0,2)H_{дин}$ . Гидравлическое сопротивление определяют по формулам:

$$\Delta P = P_c + \Delta P_{ж}; \quad (5.54)$$

$$\Delta P_c = (\rho_{г}/2)(w/F_c)^2 + g\rho_{ж}H_{ст}(1 - \epsilon_0); \quad (5.55)$$

$$\Delta P_{ж} = 32,1 w^{0,82} L^{0,56} H_{ст}^{0,6} F_c^{-1,03}, \quad (5.56)$$

где  $V_{ж}$ ,  $V_{г}$  — расход жидкости и газа, м<sup>3</sup>/с;  $c$ ,  $k$  — коэффициенты для начального взвешивания, равные 0,65 и -0,8 соответственно;  $L_{оп}$  — стандартная величина плотности орошения, равная  $1 \cdot 10^5 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ ;  $\Delta P_c$  — гидравлическое сопротивление аппарата (сухого), Па; гидравлическое сопротивление сухих тарелок без на-

садки определяется по формуле (5.30);  $w_{в.см.н}$  — скорость газа, соответствующая началу взвешивания смоченной насадки, м/с; определяется из соотношения

$$Re_{в.см.н} = 142 \left( \frac{F_c \rho_{ш}}{\rho_{ж}} \right)^{0,33} \left( \frac{0,005}{d_{ш}} \right)^{-2,2}; \quad (5.57)$$

$\epsilon_0$  — порозность неподвижного слоя сухой насадки;  $\Delta P_{ж}$  — гидравлическое сопротивление, Па;  $L$  — плотность орошения,  $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ ;  $\xi$  — коэффициент сопротивления для формулы (5.30); для дырчатых тарелок  $\xi = 1,8+1,9$ , для решетчатых  $\xi = 1,4+1,5$ .

Поверхность контакта фаз в слое равна:

$$A_{сл} = A_6 \frac{1,685 \cdot 10^5 F_c^{1,1}}{A_6^{1,55} w^{0,29}} H_{ст}, \quad (5.58)$$

где  $A_6 = 1,6L^{0,44} w_0^{0,92}$  ( $\text{м}^2/\text{м}^2$ ) — поверхность контакта фаз в барботажном слое при  $H_{ст} = 0$ ;  $w_0$  — скорость газа в отверстиях решетки, м/с.

Поверхность контакта в сепарационной зоне определяют по формуле:

$$A_{с.з} = a_{с.з} (H_c - H_{дин}), \quad (5.59)$$

где  $a_{с.з} = 7,4L^{0,35} w^{0,31}$  — удельная объемная поверхность контакта фаз в сепарационной зоне,  $\text{м}^2/\text{м}^3$ ;  $H_c$  — высота секции аппарата, м;  $H_c = (1,1+1,2)H_{дин}$ .

Для определения числа единиц переноса рекомендуются следующие уравнения:

$$N_r = 0,0785 w^{0,285} L^{0,218} F_c^{-0,935} (Pr)^{-0,5} \left[ 1 + H_{ст}^{0,372} \left( \frac{0,1 D_k}{d_{ш}} \right)^{0,317} \right]; \quad (5.60)$$

$$N_{ж} = 2,52 w^{1,36} L^{-0,41} H_{ст}^{0,6} F_c^{-1,3} \left( \frac{D_{ж}}{D_{CO_2}} \right)^{0,5}. \quad (5.61)$$

Для уменьшения уноса брызг и улучшения распределения жидкости разработаны аппараты конической формы.

**Расчет распыливающих абсорбентов.** К аппаратам этого типа относятся полые, скоростные прямоточные и механические абсорберы.

В полых абсорберах жидкость распыляется форсунками. Эффективность абсорбера зависит от количества распыляемой жид-

кости, угла конусности факела распыла, дисперсности капель и распределения их в сечении факела.

Производительность форсунки определяют (в м<sup>3</sup>/с) по формуле:

$$V = \xi f \sqrt{2P/\rho_{\text{ж}}}, \quad (5.62)$$

где  $P$  — давление жидкости перед форсункой, Па;  $\rho_{\text{ж}}$  — плотность жидкости, кг/м<sup>3</sup>;  $f$  — площадь выходного отверстия форсунки, м<sup>2</sup>;  $\xi$  — коэффициент расхода жидкости, равный 0,2—0,3.

Средний размер капель  $d$  находят по формуле:

$$\frac{d}{d_0} = A \left( \frac{\mu_{\text{ж}}^2}{\rho_{\text{ж}} \sigma d_0} \right)^{-m} \left( \frac{w_{\text{ж}} d_0}{v_{\text{ж}}} \right)^{-n}, \quad (5.63)$$

где  $d_0$  — диаметр выходного отверстия форсунки;  $A$  — коэффициент пропорциональности;  $w_{\text{ж}}$  — скорость истечения жидкости из форсунки.

Удельная поверхность капель равна:

$$a = 6U/(ud), \quad (5.64)$$

где  $U$  — плотность орошения, м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>·с);  $u$  — абсолютная скорость капель, м/с;  $u = w_0 \pm w$  ( $w_0$  — скорость падения капли, м/с;  $w$  — скорость газа, м/с).

Коэффициенты массоотдачи в газовой и жидкой фазах можно определить из уравнений:

$$\text{Nu}'_{\text{г}} = 2 + 0,552 \text{Re}_{\text{г}}^{0,5} (\text{Pr}'_{\text{г}})^{0,33}, \quad (5.65)$$

$$\text{Nu}'_{\text{ж}} = 1,65 \left( \frac{d}{d_0} \right)^{-0,73} \text{Re}_{\text{ж}}^{0,5} (\text{Pr}'_{\text{ж}})^{0,33}, \quad (5.66)$$

где  $\text{Nu}'_{\text{ж}} = 1,13/\sqrt{\text{Fo}'}$ ;  $\text{Fo}' = D_{\text{ж}}\theta/d^2$  — диффузионный критерий Фурье;  $\theta$  — время падения капли.

К прямоточным распыливающим абсорберам относятся форсуночные и бесфорсуночные аппараты Вентури типа АРТ и ударно-распыливающие. Гидравлическое сопротивление абсорберов Вентури является суммой гидравлических сопротивлений трубы-распылителя и каплеуловителя. Гидравлическое сопротивление трубы-распылителя равно:

$$\Delta P = \xi_{\text{с}} \frac{w_{\text{г}}^2 \rho_{\text{г}}}{2} + \xi_{\text{ж}} \frac{w_{\text{г}}^2 \rho_{\text{ж}}}{2} m; \quad (5.67)$$

$$\xi_{\text{с}} = 0,165 + 0,034 \frac{l_{\text{г}}}{d_3} \left( 0,06 + 0,028 \frac{l_{\text{г}}}{d_3} \right) \frac{w_{\text{г}}}{w_{3\text{В}}}; \quad (5.68)$$

$$\xi_{\text{ж}} = A\xi_{\text{с}}m^{1+B}, \quad (5.69)$$

где  $\xi_{\text{с}}$  — коэффициент гидравлического сопротивления сухой трубы-распылителя;  $\xi_{\text{ж}}$  — коэффициент гидравлического сопротивления при вводе жидкости;  $w_{\text{г}}$  — скорость газа в горловине, м/с;  $\rho_{\text{г}}$ ,  $\rho_{\text{ж}}$  — плотность газа и жидкости, кг/м<sup>3</sup>;  $l_{\text{г}}$  — длина горловины, м;  $d_0$  — эквивалентный диаметр горловины;  $w_{\text{зв}}$  — скорость звука, м/с;  $w_{\text{г}}/w_{\text{зв}} = M$  — число Маха;  $A$  и  $B$  — коэффициенты, определяемые по справочникам.

Средний размер каплей, образующихся при распылении жидкости пневматической форсункой, равен:

$$d_{\text{к}} = \frac{585 \cdot 10^{-3} \sqrt{\sigma}}{w_{\text{г}} \sqrt{\rho_{\text{ж}}}} + 53,4 \left( \frac{\mu_{\text{ж}}}{\sqrt{\rho_{\text{ж}} \sigma}} \right)^{0,45}. \quad (5.70)$$

При равенстве скоростей каплей газа удельная поверхность контакта фаз равна:

$$a = \frac{6U}{w_{\text{г}} d} = \frac{0,006m}{d}. \quad (5.71)$$

Коэффициенты массоотдачи в форсуночном абсорбере можно определить по формулам:

$$\text{Nu}'_{\text{г}} = 0,36 \cdot 10^{-4} \text{Re}_{\text{г}}^{0,81} (\text{Pr}'_{\text{г}})^{0,67}; \quad (5.72)$$

$$\text{Nu}'_{\text{ж}} = (0,145 - 0,0081 w_{\text{г}}) (\text{Re}_{\text{ж}} - 30)^p (\text{Pr}'_{\text{ж}})^{0,5}, \quad (5.73)$$

где  $\text{Nu}'_{\text{г}} = \frac{\mu_{\text{ж}} \beta_{\text{гV}} R T d_0}{\mu_{\text{г}} D_{\text{г}} \sqrt{g \rho_{\text{ж}}}}$ ;  $\text{Nu}'_{\text{ж}} = \frac{\beta_{\text{жV}} \nu_{\text{прив}} d_0}{D_{\text{ж}}}$ ;  $\beta_{\text{гV}}$  и  $\beta_{\text{жV}}$  — объемные коэффициенты массоотдачи в газовой и жидкой фазах, 1/с;  $\nu_{\text{прив}} = (\mu_{\text{ж}}^2 / \rho_{\text{ж}}^2 g)^{1/3}$  — приведенная толщина пленки;  $p = 7,4 \cdot 10^{-4} w_{\text{г}}^{1,64}$ ; в выражениях  $\text{Re}_{\text{г}}$  и  $\text{Re}_{\text{ж}}$  за линейный размер принят диаметр горловины  $d_0$ .

Гидравлическое сопротивление в бесфорсуночных абсорберах вычисляют по формуле:

$$\Delta P = \Delta P_{\text{с}} + 18 w_{\text{г}}^{1,08} m^{0,63}. \quad (5.74)$$

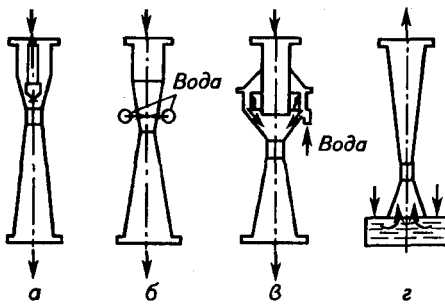
Число единиц переноса в бесфорсуночном абсорбере определяют по формулам:

для пульсирующего режима

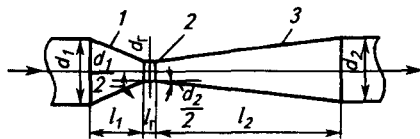
$$N_{\text{ог}} = 0,847 (L/G)^{0,32}; \quad (5.75)$$

для равномерного режима

$$N_{\text{ог}} = 0,477 w_0^{0,35} (L/G)^{0,44}. \quad (5.76)$$



**Рис. 5.6. Конструкция труб-распылителей:**  
 а — центральный (форсуночный) подвод жидкости; б — периферийное орошение; в — пленочное орошение; г — бесфорсуночное орошение



**Рис. 5.7. Труба Вентури:**  
 1 — конфузор; 2 — горловина; 3 — диффузор

диаметр входного сечения конфузора  $d_1$ , м; угол сужения  $\alpha_1 = 25\text{--}28^\circ$ , длина  $l = (d_1 - d_r)/2\text{tg}(\alpha_1/2)$ , м; диаметр горловины  $d_r$ , м; длина горловины  $l_r = 0,15d_r$ , м; диаметр выходного сечения диффузора  $d_2$ , м; угол раскрытия  $\alpha_2 = 6\text{--}7^\circ$ ; длина  $l_2 = (d_2 - d_r)/2\text{tg}(\alpha_2/2)$ , м.

## 5.2. АДСОРБЦИОННЫЕ МЕТОДЫ

**Характеристика адсорбентов.** Адсорбенты, используемые в системах очистки отходящих газов, должны удовлетворять следующим требованиям: иметь большую адсорбционную способность при поглощении компонентов при небольших концентрациях их в газовых смесях, обладать высокой селективностью, иметь высокую механическую прочность, обладать способностью к регенерации и иметь низкую стоимость.

На практике нашли применение следующие адсорбенты: активные угли, силикагели, алюмогели и цеолиты. Характеристика и области применения некоторых активных углей представлены в табл. 5.5.

Силикагели используют для осушки газов и поглощения паров полярных органических веществ (например, метилового спирта).

Для абсорберов типа АРТ коэффициент сопротивления равен:

$$\xi = 1,32(1 + am^n), \quad (5.77)$$

а число единиц переноса:

$$N_{ог} = 0,43 + Bm, \quad (5.78)$$

где  $a = \varphi(w_r)$  и  $B = \varphi(w_r)$ ; для пульсирующего режима  $n = 0,68$ ; для равномерного  $n = 1,9$ .

В абсорберах Вентури трубу-распылитель и каплеуловитель можно монтировать как отдельно, так и вместе (в одном корпусе).

Конструкции труб-распылителей показаны на рис. 5.6.

В аэродинамическом отношении оптимальной является конфигурация трубы Вентури (рис. 5.7): диаметр входного сечения конфузора  $d_1$ , м; угол сужения  $\alpha_1 = 25\text{--}28^\circ$ , длина  $l = (d_1 - d_r)/2\text{tg}(\alpha_1/2)$ , м; диаметр горловины  $d_r$ , м; длина горловины  $l_r = 0,15d_r$ , м; диаметр выходного сечения диффузора  $d_2$ , м; угол раскрытия  $\alpha_2 = 6\text{--}7^\circ$ ; длина  $l_2 = (d_2 - d_r)/2\text{tg}(\alpha_2/2)$ , м.

Таблица 5.5. Характеристика и области применения активных углей

Марка	Размер гранул, мм	Насыпная плотность, кг/м <sup>3</sup>	Время защитного действия, мин	Предельный адсорбционный объем микропор, см <sup>3</sup> /г	Область применения
БАУ	1—5	350	—	0,26	Адсорбция газов и паров
СКТ	1,0—3,5	380—500	70	0,45—0,59	То же
АГ-3	1,5—2,7	450	38	0,30	»
АГ-5	1—1,5	450	45	0,30	»
САУ	1—5	450	—	0,36	»
КАУ	1—5	400	—	0,33	»
АР-3	1—5,5	550	—	0,33	Для рекуперации
АРТ	1—6	550—600	—	0,33	То же
СКТ-3	1—3,5	420—450	—	0,46	»

Промышленность выпускает кусковые и гранулированные силикагели с зернами размером 0,2—7 мм, насыпной плотностью 400—900 кг/м<sup>3</sup>. Характеристика силикагелей дана в табл. 5.6.

По сравнению с углями силикагели негорючи, имеют низкую температуру регенерации (100—200 °С), относительно высокую механическую прочность к истиранию и низкую стоимость.

Алюмогели (активный оксид алюминия) используются для осушки газов и поглощения полярных органических веществ из газовых смесей. Промышленность выпускает гранулированные алюмогели в виде гранул цилиндрической формы (диаметр гранул

Таблица 5.6. Характеристика некоторых марок силикагелей

Марка	Средний радиус пор $\times 10^9$ , м	Удельная поверхность, м <sup>2</sup> /г	Суммарная пористость $\times 10^3$ , м <sup>3</sup> /кг
КСК — крупный силикагель крупнопористый, гранулированный	$(4,5+10) \cdot 10^{-9}$	300—450	0,9—1,1
МСК — мелкий силикагель крупнопористый, кусковой	6,4—7	282—288	0,93—0,97
КСМ — крупный силикагель мелкопористый, гранулированный	0,8—2	400—750	0,25—0,6
МСМ — мелкий силикагель мелкопористый, кусковой	1,3—1,5	550—580	0,34
КСС — крупный силикагель среднепористый, гранулированный	1,8—3,5	500—650	0,60—0,85

2,5—5,0 мм и высота 3—7 мм, насыпная плотность 500—700 кг/м<sup>3</sup>, средний радиус пор  $(6\div 10) \cdot 10^{-9}$  м), а также шарообразной формы (диаметр частиц 3—4 мм, насыпная плотность 600—900 кг/м<sup>3</sup>, средний радиус пор  $(3\div 4) \cdot 10^{-9}$  м).

Цеолиты — алюмосиликаты, содержащие оксиды щелочных и щелочноземельных металлов. Они подразделяются на природные и синтетические. Из природных цеолитов практически используются клиноптилолит, морденит, шабазит, эрионит. Клиноптилолит имеет размер пор до  $(3,5\div 4) \cdot 10^{-10}$  м, а объем микропор — 0,15 см<sup>3</sup>/г.

Используются синтетические цеолиты следующих марок:

Цеолит . . . . .	KA	NaA	CaA	CaX	NaX
Размер входных «окон» $\times 10^{10}$ , м . . . .	3	4	5	8	10

Примечание. Первый индекс марки соответствует форме катионов, а второй обозначает тип кристаллической решетки.

Синтетические цеолиты выпускаются в виде гранул шарообразной формы (диаметр 2—5 мм) и цилиндрической формы ( $d = 2\div 4$  мм и длина 2—4 мм).

Цеолит KA используется только для осушки газов; цеолит NaA адсорбирует газы, критический размер молекул которых не превышает  $4 \cdot 10^{-10}$  м (сероводород, сероуглерод, аммиак, этан, пропилен, метан, оксид углерода и др.); цеолит CaA поглощает углеводороды и спирты только нормального строения. Цеолиты CaX и NaX имеют большие входные «окна» и сорбируют все молекулы, адсорбируемые цеолитами NaA и CaA, а также нафтеновые и ароматические углеводороды, органические сернистые, азотистые и кислородные соединения, галогензамещенные углеводороды с открытой цепью и др.

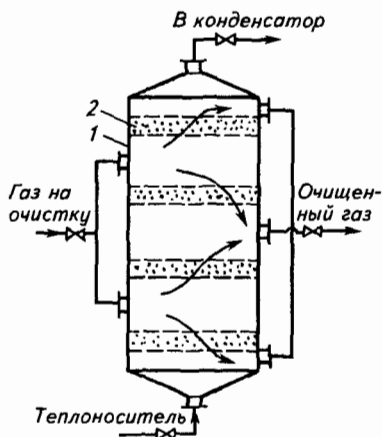
Для очистки газовых выбросов от вредных примесей в последнее время изучается применение активированных углеродных волокон. Достоинства их по сравнению с активными углями следующие: они обладают фильтрующими и адсорбционными свойствами, высокой скоростью процессов адсорбции—десорбции, а также высокой химической, термической и радиационной стойкостью.

**Виды адсорберов.** Для очистки газов используют адсорберы периодического и непрерывного действия.

Адсорберы могут быть периодического действия с неподвижным слоем и с кипящим слоем адсорбента.

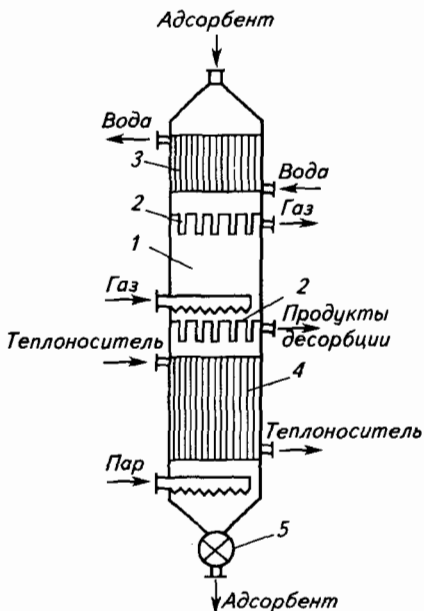
Адсорберы с неподвижным слоем представляют собой цилиндрические вертикальные или горизонтальные емкости, заполненные слоем адсорбента. В таких аппаратах адсорбцию проводят по стадиям: 1) адсорбция; 2) десорбция; 3) сушка адсорбента и 4) охлаждение адсорбента. Новые конструкции адсорберов периодического действия позволяют более эффективно провести процесс.





**Рис. 5.8. Адсорбер полочного типа с неподвижными слоями адсорбента:**  
1 — корпус; 2 — слой адсорбента

**Рис. 5.9. Адсорбер с движущимся слоем адсорбента:**  
1 — зона адсорбции; 2 — распределительные тарелки; 3 — холодильник; 4 — подогреватель; 5 — затвор

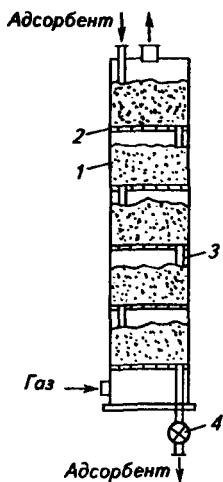


К ним относят адсорбер полочного многосекционного типа (рис. 5.8). Предложены конструкции, в которых стадии адсорбции и десорбции совмещены в одном корпусе.

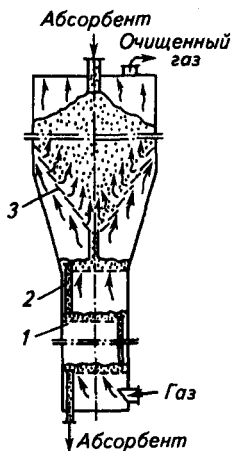
Однако более интенсивны аппараты непрерывного действия с движущимся слоем адсорбента и псевдооживленным слоем адсорбента. Предложено несколько конструкций аппаратов непрерывного действия.

Схема адсорбера с движущимся слоем зернистого адсорбента показана на рис. 5.9, с псевдооживленным слоем — на рис. 5.10. На рис. 5.11 изображен комбинированный адсорбер, состоящий из колонны с тарелками, на которых адсорбент находится в псевдооживленном состоянии, и камеры с перфорированной конической частью для прохода газа. Внутри камеры адсорбент движется сверху вниз и через переток 2 попадает на тарелку. В камере происходит доочистка газа от извлекаемого компонента, и одновременно газ очищается от пыли, образовавшейся при истирании адсорбента на тарелках.

Для интенсификации процесса, достигаемой значительным увеличением скорости газового потока, предложен ряд конструкций адсорберов. Одна из них показана на рис. 5.12. Аппарат состоит из ряда ступеней, каждая из них включает тарелку типа усеченного ко-



**Рис. 5.10. Схема многоступенчатого адсорбера с псевдоожиженным слоем:**  
 1 — псевдоожиженный слой; 2 — решетка; 3 — переток; 4 — затвор



**Рис. 5.11. Комбинированный адсорбер:**  
 1 — тарелка; 2 — переток; 3 — промежуточный бункер

нуса 1, контактный патрубок 2, переток 5 и сепарационное устройство 3. Щель между нижним концом патрубка и конической поверхностью тарелки служит для выхода адсорбента в пространство контактного патрубка.

Адсорбент, поступая на верхнюю тарелку, движется самотеком по конической тарелке, подхватывается газовым потоком, движущимся со скоростью 10—20 м/с, и поступает в сепарационное устройство, где происходит центробежное разделение фаз. После разделения адсорбент оказывается на поверхности тарелки, с которой направляется по переточной трубке на нижележащую ступень. Скорость газа в свободном сечении адсорбера составляет 2—4 м/с.

Для перетока адсорбента с тарелки на тарелку используют различные переточные устройства (рис. 5.13). Переточное устройство с дополнительным псевдоожиженным слоем адсорбента показано на рис. 5.14, с коническим запорным устройством — на рис. 5.15 и с автономным подводом газа — на рис. 5.16.

Разработаны конструкции адсорберов с провальными тарелками и регулируемым свободным сечением (рис. 5.17). Предложены также конструкции тарелок со спиральной щелью.

Для непрерывной подачи в аппарат адсорбента применяют различные питатели (рис. 5.18). Расход адсорбента регулируется перемещением шибера или изменением числа оборотов звездочки или диска.

Для транспортирования адсорбента после регенерации из десорбера в адсорбер используют элеваторы (при больших расходах) или пневмотранспорт. Схемы устройства пневмотранспорта показаны на рис. 5.19.

**Методы расчета адсорберов.** Равновесие при адсорбции определяется следующими уравнениями:

$$\bar{X} = KP^{1/n}; \quad (5.79)$$

$$\bar{X} = \frac{abP}{1 + aP}; \quad (5.80)$$

$$\bar{X} = A\bar{Y}^{1/B}, \quad (5.81)$$

где  $\bar{X}$  — концентрация поглощенного адсорбентом вещества, кг/кг;  $P$  — равновесное давление поглощаемого вещества в газовой смеси, Па;  $Y$  — равновесная концентрация поглощаемого вещества в газовой смеси, кг/кг инертной части смеси;  $K, n, a, b, A, B$  — константы, найденные из опыта.

Материальный баланс адсорбции рассчитывается по формуле:

$$Gdy = Ldx, \quad (5.82)$$

где  $G$  — расход газовой фазы, кг/ч;  $L$  — расход адсорбента, кг/ч;  $y$  — рабочая концентрация вещества в газовой фазе, кг/кг инертной части;  $x$  — рабочая концентрация вещества в адсорбенте, кг/кг адсорбента.

Для периодического процесса, концентрация поглощаемого вещества в адсорбенте изменяется во времени и пространстве. При этом уравнение материального баланса принимает вид:

$$-Gdyd\tau = SdH\rho_n dx, \quad (5.83)$$

где  $S$  — площадь поперечного сечения адсорбента, м<sup>2</sup>;  $H$  — высота слоя адсорбента, м;  $\rho_n$  — насыпная плотность адсорбента, кг/м<sup>3</sup>.

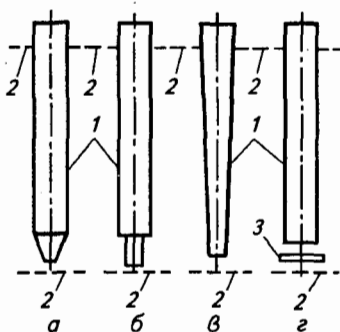


Рис. 5.13. Типы переточных трубок адсорбера:

$a$  — цилиндрическая с коническим сужением;  $b$  — цилиндрическая с цилиндрическим сужением;  $c$  — коническая;  $d$  — цилиндрическая с подпорным диском; 1 — переточные трубки; 2 — тарелки; 3 — диск

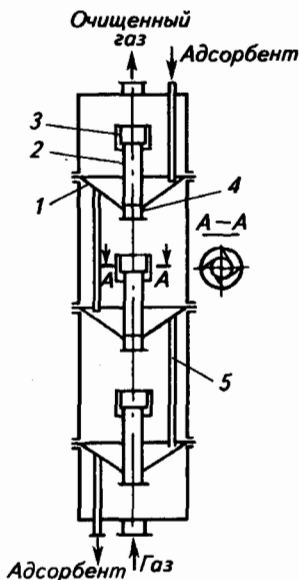


Рис. 5.12. Адсорбер с инжекционным захватом адсорбента:

1 — тарелка; 2 — контактный патрубок; 3 — сепарационное устройство; 4 — сопло; 5 — перегородка

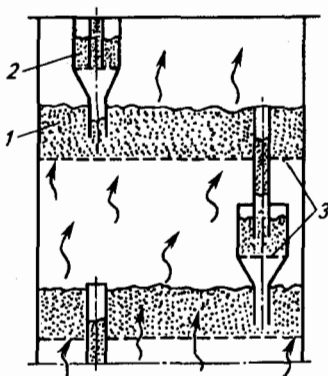


Рис. 5.14. Переточное устройство с дополнительным псевдооживленным слоем адсорбента:

1 — основной псевдооживленный слой; 2 — дополнительный псевдооживленный слой; 3 — решетки

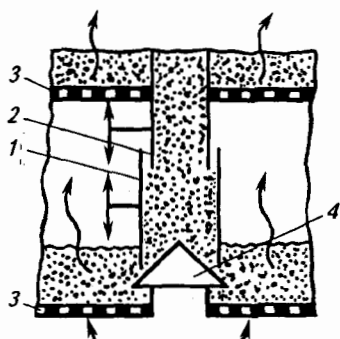


Рис. 5.15. Переточное устройство с коническим запорным устройством: 1, 2 — патрубки; 3 — решетки; 4 — конус

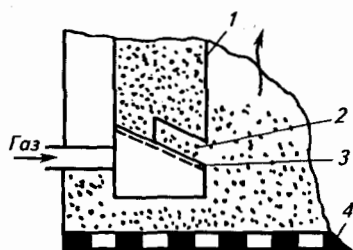


Рис. 5.16. Переточное устройство с автономным подводом газа: 1 — корпус перетока; 2 — щель; 3 — наклонная решетка; 4 — решетка

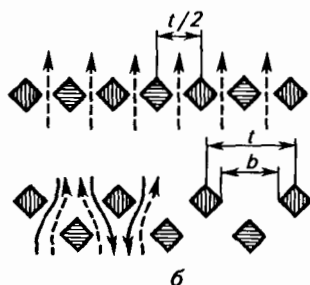
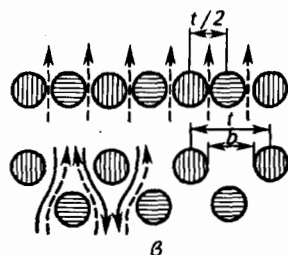
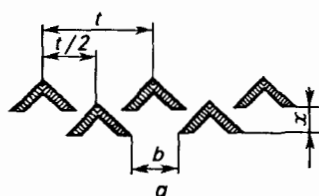


Рис. 5.17. Элементы двухслойных провалных тарелок: а — угольные; б — квадратные; в — круглые

Уравнение массопередачи приведено ниже:

$$dH = K_r(y - y_p)dF. \quad (5.84)$$

Коэффициент массопередачи связан с коэффициентами массоотдачи:

$$\frac{1}{K_r} = \frac{1}{\beta_1} + \frac{1}{\beta_2}.$$

Коэффициент массоотдачи для внешнедиффузионной области можно рассчитать из уравнений:

$$Nu' = 0,395 Re^{0,64}(Pr)^{0,33} \quad \text{при } Re > 30; \quad (5.85)$$

$$Nu' = 0,725 Re^{0,47}(Pr)^{0,33} \quad \text{при } Re = 2+30; \quad (5.86)$$

$$\text{Nu}' = 0,515 \text{Re}^{0,85} (\text{Pr}')^{0,33} \quad \text{при } \text{Re} < 2. \quad (5.87)$$

Коэффициент внутреннего массопереноса  $\beta_2$  может быть определен по соотношению:

$$\beta_2 = 4\pi^2 \frac{D_i}{d_3^2}, \quad (5.88)$$

где  $\text{Nu}' = \beta_1 d_3 / D$  — критерий Нуссельта;  $\text{Re} = wd_3 / (\epsilon\nu)$  — критерий Рейнольдса;  $\text{Pr}' = \nu D$  — критерий Прандтля;  $d_3$  — эквивалентный диаметр зерна адсорбента;  $D$  — коэффициент молекулярной диффузии;  $w$  — скорость газа, рассчитанная на свободное сечение аппарата;  $\nu$  — кинематическая вязкость газа;  $\epsilon$  — порозность слоя;  $D_i$  — коэффициент внутренней диффузии.

*Расчет адсорберов периодического действия с неподвижным слоем адсорбента.* В периодическом адсорбере происходит изменение концентрации вещества во времени и по высоте слоя. По изменению скорости процесс адсорбции разделяют на два периода: 1) период уменьшающейся скорости, ограниченной временем  $\tau_0$  и высотой слоя  $H_0$ ; 2) период постоянной скорости  $\tau > \tau_0$ .

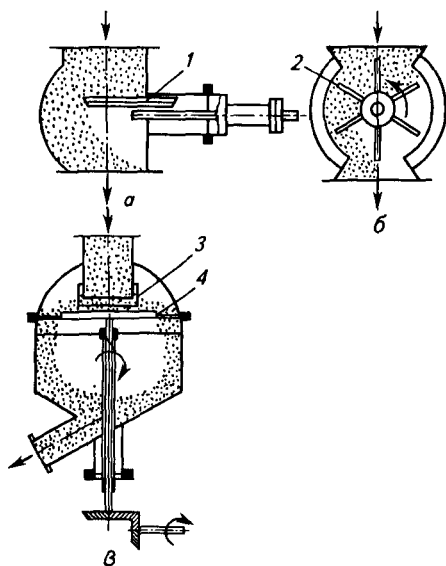


Рис. 5.18. Схемы типовых питателей:  
 а — шиберный; б — секторный;  
 в — тарельчатый;  
 1 — шибер; 2 — звездочка; 3 — регулирующий патрубкок; 4 — диск

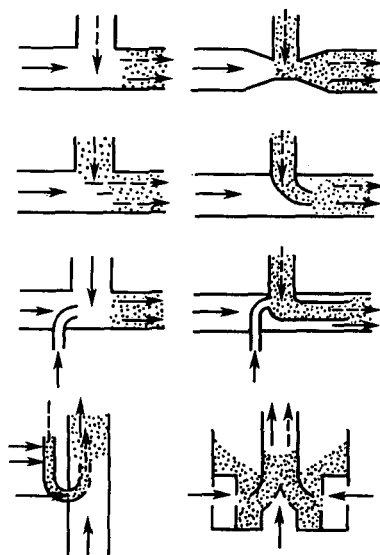


Рис. 5.19. Схемы загрузочных устройств пневмотранспорта  
 —→ Подача газа  
 - - -> Подача сорбента

Продолжительность процесса адсорбции равна:

$$T = \tau + \tau_d + \tau_c, \quad (5.89)$$

где  $\tau$  — время адсорбции;  $\tau_d$  — время десорбции;  $\tau_c$  — время сушки и охлаждения адсорбентов.

Продолжительность собственно адсорбции приближенно можно определить из соотношения:  $\blacktriangledown$

$$\tau = \frac{G_{\text{сд}}(x_2 - x_1)}{\omega_0 S \rho_{\text{см}}(y_1 - y_2)}, \quad (5.90)$$

где  $G_{\text{сд}}$  — масса слоя адсорбента, кг;  $x_1$  и  $x_2$  — концентрации вещества в адсорбенте в начале и в конце процесса;  $\omega_0$  — фиктивная скорость газовой смеси, м/с;  $S$  — сечение адсорбера, м<sup>2</sup>;  $\rho_{\text{см}}$  — плотность газовой смеси, кг/м<sup>3</sup>;  $y_1$  и  $y_2$  — концентрация вещества в газе в начале и в конце процесса соответственно.

Более точно время адсорбции можно определить по уравнению Шилова:

$$\tau = \tau_0 + K(H - H_0). \quad (5.91)$$

Коэффициент поглотительного действия слоя равен

$$K = \frac{S \rho_{\text{н}} x_{\text{н}}}{G y_1}, \quad (5.92)$$

а величина  $\tau_0$  определяется по формуле:

$$\tau_0 = \frac{\rho_{\text{н}}}{K_{\text{r}} \sigma} \int_0^{x_{\text{н}}} \frac{dx}{y_1 - y_1^*}, \quad (5.93)$$

где  $\sigma$  — удельная поверхность адсорбента, м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>.

Уравнение (5.93) содержит интеграл, который определяют графически. Для этого строят зависимость  $1/(y_1 - y_1^*) = f(x)$ .

Высота работающего слоя адсорбента  $H_0$  в момент  $\tau_0$  определяется из соотношения:

$$H_0 = N_0 h,$$

где  $N_0$  — число единиц переноса;  $h$  — высота единицы переноса;

$$h = G/(SK_{\text{r}}). \quad (5.94)$$

Для определения числа единиц переноса  $N_0$  в момент времени  $\tau_0$  на диаграмме  $y-x$  строят изотерму адсорбции и рабочую линию. Уравнение рабочей линии для момента времени  $\tau_0$  имеет вид:

$$dy = -\frac{y_1}{x_{\text{н}}} dx. \quad (5.95)$$

Это — уравнение проходящей через начало координат прямой линии, тангенс угла наклона которой равен  $y/x_H$ . Интеграл находят графическим интегрированием. Он равен числу единиц переноса  $N_0$ :

$$N_0 = \int_{x_c}^{x_H} \frac{dx}{x^* - x}, \quad (5.96)$$

где  $x_c$  — концентрация вещества в конце работающего слоя адсорбента.

Площадь сечения адсорбера находят по формуле:

$$S = G/(w\rho_{cm}), \quad (5.97)$$

где  $G$  — расход газа, кг/с;  $w$  — скорость газа, отнесенная к полному сечению адсорбера, м/с (принимают равной 0,08—0,25 м/с).

*Расчет адсорберов со взвешенным слоем адсорбента.* Влияние продольного перемешивания на процесс учитывается коэффициентом продольного перемешивания  $k_{\Pi}$ :

$$k_{\Pi} = H_{взв}/H_{дв}, \quad (5.98)$$

где  $H_{дв}$  — высота движущегося слоя.

Диаметр адсорбера рассчитывают по формуле:

$$D = \sqrt{\frac{G}{0,785w\rho_{cm}}}. \quad (5.99)$$

Среднюю скорость газа находят из выражения:

$$Re = \frac{Ag}{18 + 0,61\sqrt{Ag}}, \quad (5.100)$$

где  $Ag$  — критерий Архимеда.

Высоту взвешенного слоя на тарелке определяют из соотношения:

$$H_{взв} = h_{сл} \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon}. \quad (5.101)$$

Порозность  $\varepsilon$  взвешенного слоя можно определить из зависимости:

$$\varepsilon = \left( \frac{18 Re + 0,36 Re^2}{Ag} \right)^{0,21}, \quad (5.102)$$

где  $\varepsilon_0$  — пористость неподвижного слоя ( $\varepsilon_0 = 0,4$ );  $h_{сл}$  — высота слоя сорбента ( $h_{сл} = 50+60$  мм);  $Re = wd_3\rho/\mu_{\Gamma}$  — критерий Рейнольдса;  $Ag = d_3^3(\rho_a - \rho)\rho g/\mu_{\Gamma}^2$  — критерий Архимеда;  $d_3$  — диаметр зерна адсорбента;  $\rho_a$  — плотность адсорбента;  $\rho$  —

плотность газа;  $g$  — ускорение свободного падения;  $\mu_T$  — динамический коэффициент вязкости газа.

Высоту рабочей зоны многоступенчатого аппарата рассчитывают по формуле:

$$H_{взв} = h_{сл} n_T.$$

Число ступеней аппарата  $n_T$  находят по диаграмме  $y-x$ , на которой наложены изотерма адсорбции и рабочая линия.

Уравнение материального баланса для всей колонны будет иметь вид:

$$La_0 \eta_K = w(y_H - y_K), \quad (5.103)$$

где  $\eta_K$  — степень обработки адсорбента на выходе из колонны;  $\eta_K > 0,8$ ;  $y_H, y_K$  — концентрации компонента в газовой фазе на входе в колонну и на выходе из нее соответственно.

Рассчитав  $n_T$ , определяют действительное число тарелок:

$$n_d = n_T k_{\Pi}, \quad (5.104)$$

где  $k_{\Pi}$  — коэффициент продольного перемешивания.

Коэффициент продольного перемешивания вычисляют по формуле:

$$k_{\Pi} = 1 + (0,1 + 9,3A)(A^{-1/3} - \eta_K) \exp(-4,95 y_K / y_H), \quad (5.105)$$

где  $A = 12\rho_H h_{сл} D_i / (\delta d_3^2 w)$  — безразмерный комплекс ( $\delta$  — кажущаяся плотность;  $d_3$  — диаметр зерен адсорбента).

Если все слои в колонне равноценны, т. е. частицы адсорбента шарообразны, одного и того же размера и равномерно распределены по объему слоя, то для расчета концентрации компонента на выходе из любого слоя  $y_{вых i}$  рекомендуется уравнение:

$$y_{вых i} = y_H \exp \left( -A \sum_{i=1}^n \frac{1 - \eta_K \frac{y_{ВХ i} - y_K}{y_H - y_K}}{\sqrt{1 - \eta_K \frac{y_{ВХ i} - y_K}{y_H - y_K}}} \right). \quad (5.106)$$

Используя это уравнение, можно также рассчитать число тарелок в колонне.

*Расчет адсорберов с движущимся зернистым адсорбентом.* Для аппаратов с движущимся плотным слоем определяют высоту слоя



и скорость движения адсорбента. Высоту слоя адсорбента находят, исходя из числа единиц переноса, по формуле:

$$H_{\text{дв}} = \frac{V_{\text{сл}}}{S} = \frac{G_{\Gamma}}{K_{\Gamma}} \int_{y_{\text{к}}}^{y_{\text{н}}} \frac{dy}{y - y^*} = hN_0. \quad (5.107)$$

Скорость движения слоя адсорбента  $w$  (в м/с) вычисляют по формуле:

$$w = \frac{y_{\text{н}}}{a^*(y_{\text{н}})} u, \quad (5.108)$$

где  $V_{\text{сл}}$  — рабочий объем слоя адсорбента, м<sup>3</sup>;  $a^*(y_{\text{н}})$  — величина адсорбции, равновесная концентрации адсорбируемого вещества в газовой фазе  $y_{\text{н}}$ .

Коэффициенты массообмена рассчитывают по уравнениям (5.85)—(5.88).

Общая высота аппарата равна:

$$H_{\text{ад}} = H_{\text{охл}} + H_{\text{дв}} + H_{\text{д}}.$$

**Регенерация адсорбентов.** Регенерацию адсорбентов проводят термическим методом или десорбцией насыщенным, а также перегретым водяным паром или инертным газом. При термической регенерации теряется 5—10 % адсорбента и происходит деструкция адсорбируемого вещества. Процесс проводят при 700—800 °С в печах различной конструкции: барботажных, многоходовых и с кипящим слоем.

Для регенерации десорбцией используют перегретый пар при 200—300 °С или инертные газы при 120—140 °С.

Максимальный расход пара на десорбцию определяют из соотношения:

$$\frac{G_{\text{ад}}}{G_{\text{п max}}} = \frac{y_2}{x_1^*}, \quad (5.109)$$

где  $G_{\text{ад}}$  — количество адсорбента, кг/с;  $G_{\text{п max}}$  — количество перегретого пара, кг/с;  $y_2$  — концентрация адсорбируемого вещества в парогазовой смеси при выходе из десорбера, кг/кг;  $x_1^*$  — концентрация адсорбируемого вещества в поступающем на десорбцию адсорбенте, равновесная по отношению к составу перегретого пара, кг вещества/кг адсорбента. Для десорбции легколетучих веществ расход пара равен 2,5—3 кг/кг вещества, для десорбции высококипящих веществ — в 5—10 раз больше.

### 5.3. КАТАЛИТИЧЕСКИЕ МЕТОДЫ

Каталитические методы очистки газов основаны на гетерогенном катализе и служат для превращения примесей в безвредные или легко удаляемые из газа соединения. Процессы гетерогенного катализа протекают на поверхности твердых тел — катализаторов. Катализаторы должны обладать определенными свойствами: активностью, пористой структурой, стойкостью к ядам, механической прочностью, селективностью, термостойкостью, низким гидравлическим сопротивлением, иметь небольшую стоимость.

Особенность процессов каталитической очистки газов заключается в том, что они протекают при малых концентрациях удаляемых примесей. Основным достоинством метода является то, что он дает высокую степень очистки, а недостатком — образование новых веществ, которые надо удалять из газа адсорбцией или абсорбцией.

Различают три основные области протекания каталитических процессов: кинетическую, внешнедиффузионную и внутридиффузионную. В зависимости от стадии, лимитирующей общую скорость процесса, используются различные уравнения кинетического процесса.

Во внешнедиффузионной области скорость реакции определяется скоростью переноса компонента к поверхности зерен катализатора:

$$\frac{1}{F_{\text{ч}}} \frac{dG_{\text{A}}}{d\tau} = \beta_{\text{r}}(c_{\text{A}} - c_{\text{AP}}), \quad (5.110)$$

где  $F_{\text{ч}}$  — внешняя поверхность частицы катализатора;  $\beta_{\text{r}}$  — коэффициент массоотдачи;  $c_{\text{A}}$ ,  $c_{\text{AP}}$  — концентрация компонента А в газовом потоке и его равновесная концентрация на поверхности частицы катализатора соответственно.

В области химической кинетики скорость необратимой или обратимой реакции первого порядка определяется по уравнению:

$$r_{\text{A}} = kc_{\text{AP}} \text{ или } r_{\text{A}} = k(c_{\text{A}} - c_{\text{AP}}), \quad (5.111)$$

Для необратимой реакции  $n$ -го порядка уравнение имеет вид:

$$r_{\text{A}} = kc_{\text{A}}^n. \quad (5.112)$$

Для внутридиффузионной области и реакции первого порядка суммарную скорость каталитического процесса находят, комбинируя уравнение массопередачи (5.110) с уравнением диффузии и реакции внутри частицы:

$$\frac{1}{V_{\text{ч}}} \frac{dG_{\text{A}}}{d\tau} = kc_{\text{A}0} \Theta. \quad (5.113)$$

Для частиц катализатора цилиндрической формы получают:

$$-\frac{1}{F_{\text{ч}}} \frac{dG_{\text{A}}}{d\tau} = \frac{1}{F_{\text{ч}}/(k\Theta V_{\text{ч}}) + 1/\beta_{\text{r}}} c_{\text{A}0} \quad (5.114)$$

или

$$\frac{1}{V_{\text{ч}}} \frac{dG_{\text{A}}}{d\tau} = \frac{1}{1/(k\Theta) + V_{\text{ч}}/(\beta_{\text{r}} F_{\text{ч}})} c_{\text{A}0}. \quad (5.115)$$

Для шарообразных частиц радиусом  $r$

$$-\frac{1}{F_{\text{ч}}} \frac{dG_{\text{A}}}{d\tau} = \frac{1}{1/\beta_{\text{r}} + 3/(k\Theta r)} c_{\text{A}0} \quad (5.116)$$

или

$$\frac{1}{V_{\text{ч}}} \frac{dG_{\text{A}}}{d\tau} = \frac{1}{1/(k\Theta) + r/(3\beta_{\text{r}})} c_{\text{A}0}, \quad (5.117)$$

где  $V_{\text{ч}}$  — объем частиц катализатора;  $k$  — константа скорости реакции, отнесенная к  $1 \text{ м}^3$  катализатора;  $\Theta = \bar{c}_{\text{A}}/c_{\text{A}\tau}$  ( $\bar{c}_{\text{A}}$  — средняя концентрация компонента А внутри поры;  $c_{\text{A}\tau}$  — максимально возможная концентрация компонента А у поверхности катализатора);  $c_{\text{A}0}$  — начальная концентрация компонента.

Каталитические реакторы могут быть с неподвижным, движущимся и псевдоожиженным слоем катализатора (рис. 5.20). Они работают по принципу идеального вытеснения или идеального смешения. Для определения размеров реакторов производят кинетические расчеты, а также расчет материальных и тепловых балансов.

При очистке газов реакции протекают главным образом в диффузионных областях. Для нахождения размеров реактора определяют число единиц переноса и высоту, эквивалентную единице переноса (ВЕП):

$$H_{\text{p}} = \text{ВЕП}N; \quad (5.118)$$

$$\text{ВЕП} = \frac{G_{\text{r}}}{M_{\text{ср}}\beta_{\text{r}}aP_{\text{ср}}}; \quad (5.119)$$

$$\Delta P_{\text{ср}} = \frac{(P + P_{\text{A}}\gamma_{\text{A}}) - (P - P_{\text{A}i}\gamma_{\text{A}})}{\ln[(P + P_{\text{A}}\gamma_{\text{A}})/(P - P_{\text{A}i}\gamma_{\text{A}})]}. \quad (5.120)$$

Число единиц переноса рассчитывают по уравнению:

$$N_0 = \int_{P_{\text{A}}}^{P_{\text{A}i}} \frac{P_{\text{ср}} dP_{\text{A}}}{(P + P_{\text{A}}\gamma_{\text{A}})(P_{\text{A}} - P_{\text{A}i})} = \int_{N_{\text{A}}}^{N_{\text{A}i}} \frac{N_{\text{ср}} dN_{\text{A}}}{(1 + N_{\text{A}}\gamma_{\text{A}})(N_{\text{A}} - N_{\text{A}i})}, \quad (5.121)$$

где  $H_{\text{p}}$  — высота реактора;  $G_{\text{r}}$  — массовая скорость газа,  $\text{кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$ ;  $M_{\text{ср}}$  — средняя молекулярная масса компонентов газового потока;  $a$  — удельная поверхность катализатора,  $\text{м}^2/\text{м}^3$ ;  $P_{\text{ср}}$  — среднее логарифмическое парциальное давление компонента А в пленке газа около поверхности катализатора;  $P_{\text{A}}$  — парциальное давление компонента А, Па;  $P_{\text{A}i}$  — парциальное давление компонента на поверхности

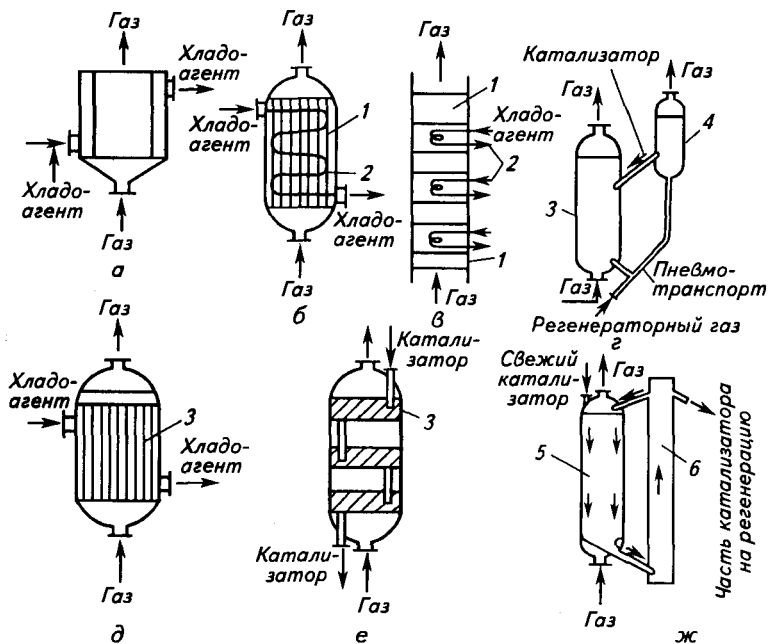


Рис. 5.20. Схемы каталитических реакторов:

*a* — с неподвижным слоем катализатора; *б* — то же, и с охлаждением; *в* — многослойный с охлаждением; *г* — с псевдооживленным слоем; *д* — то же, и с охлаждением; *е* — многоступенчатый с псевдооживленным слоем; *ж* — с движущимся слоем; 1 — неподвижный слой; 2 — холодильник; 3 — взвешенный слой; 4 — регенератор; 5 — движущийся слой; 6 — элеватор

катализатора,  $P_A$ ;  $\gamma_A$  — изменение числа молей компонента А в результате реакции (на 1 моль исходного вещества А);  $N_{cp} = P_{cp}/P$  — среднее логарифмическое значение концентрации реагента А в пленке газа;  $N_A$  и  $N_{Ai}$  — мольная доля компонента А в газе и на поверхности катализатора соответственно.

Для определения числа единиц переноса графическим интегрированием откладывают на оси ординат значения  $P_A$ , а на оси абсцисс  $P_{cp}/[(P + P_{A\gamma_A})(P_A - P_A)]$ .

Значения ВЕП и  $N_0$  можно определить по формулам (5.119) и (5.121). Гидравлическое сопротивление реактора рассчитывают по разным формулам в зависимости от его конструкции.

Для реактора с неподвижным слоем катализатора

$$\Delta P = \xi \frac{a}{\epsilon_0^3} \frac{\rho_{\Gamma} w_{\Phi}^2}{z} H_0, \quad (5.122)$$

где  $\xi$  — коэффициент сопротивления (при  $Re < 50$  величина  $\xi = 220/Re$ ; при  $Re > 50$  величина  $\xi = 11,6/Re^{0,25}$ );  $w_{\Phi}$  — фиктивная скорость газа, м/с;  $H_0$  — высота неподвижного слоя катализатора, м;  $\epsilon_0$  — порозность неподвижного слоя.

Для реактора со взвешенным слоем частиц скорость начала взвешивания находят по формуле:

$$\text{Re}_{\text{взв}} = \frac{\text{Ag}}{1400 + 5,22\sqrt{\text{Ag}}}; \quad (5.123)$$

$$w_{\text{ист}} = w_{\text{взв}}\epsilon, \quad (5.124)$$

где  $\text{Ag}$  — критерий Архимеда.

Гидравлическое сопротивление взвешенного слоя рассчитывается по формуле:

$$\Delta P = g\rho_{\text{T}}(1 - \epsilon)H. \quad (5.125)$$

Значения  $H$  и  $\epsilon$  определяют следующим образом:

$$H = \frac{H_0(1 - \epsilon_0)}{1 - \epsilon}; \quad (5.126)$$

$$\epsilon = \left[ \frac{18 \text{Re} + 0,36 \text{Re}^2}{\text{Ag}} \right], \quad (5.127)$$

где  $\epsilon$  — средняя порозность взвешенного слоя;  $H$  — высота взвешенного слоя.

Для отвода (подвода) тепла из реакторов с неподвижным слоем используют теплообменники, расположенные вне слоев катализатора, а в реакторах со взвешенным слоем — теплообменники, расположенные внутри слоев катализатора. Поверхность теплообмена рассчитывают по уравнению теплоотдачи.

Коэффициент теплоотдачи от взвешенного слоя к поверхности теплообмена  $\alpha_{\text{взв}}$  при оптимальной скорости газа рассчитывают по формуле:

$$\text{Nu} = 0,86\text{Ag}^{0,2},$$

где  $\text{Nu} = \alpha_{\text{взв}}d/\lambda_{\text{T}}$  — критерий Нуссельта;  $\lambda_{\text{T}}$  — коэффициент теплопроводности газа, Вт/(м · К).

Каталитическое окисление используют для удаления диоксида серы из дымовых газов, а каталитическое восстановление — для обезвреживания газов от оксидов азота. Окисление проводят на ванадиевом катализаторе при 450—480 °С. После окисления газы направляют на абсорбцию.

Каталитическое восстановление оксидов азота производят до элементного азота в присутствии газа-восстановителя. В качестве восстановителей используют метан, коксовый и природный газ, оксид углерода, водород, аммиак. Катализаторами служат платиновые металлы: палладий, рутений, платина, родий либо сплавы, содержащие никель, хром, медь, цинк, ванадий, церий и др. Степень очистки достигает 96%.

# ГЛАВА 6

## СООРУЖЕНИЯ МЕХАНИЧЕСКОЙ ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД



### 6.1. УСРЕДНИТЕЛИ

Для обеспечения нормальной работы очистных сооружений усредняют расход сточной воды или концентрации веществ, находящихся в ней. Иногда усреднение осуществляют по двум показателям одновременно. Исключение пиковых расходов воды, поступающей на очистку, позволяет более экономично и надежно проводить процесс.

Усреднение проводят в контактных и проточных усреднителях. Контактные усреднители используют при небольших расходах сточной воды, в периодических процессах и для обеспечения высоких степеней выравнивания концентраций. В большинстве случаев применяют проточные усреднители, которые представляют собой многокоридорные (многоходовые) резервуары или емкости, снабженные перемешивающими устройствами. Многокоридорные усреднители могут быть прямоугольные (рис. 6.1) и круглые (рис. 6.2). Усреднение в них достигается смешением струй сточной воды разной концентрации. Усреднение расхода воды достигается также при перекачке ее насосами. В этом случае усреднитель представляет собой простую емкость. Перемешивание жидкости может быть обеспечено и механическими мешалками или барботажем воздуха (рис. 6.3).

Изменение концентрации в сточной воде может произойти в результате ее залпового сброса или вследствие циклических колебаний состава вод. Изменение концентрации загрязнений в сточных водах при их залповом сбросе показано на рис. 6.4, а изменение состава сточных вод при циклических колебаниях — на рис. 6.5.

Объем усреднителя для погашения залпового сброса определяют по формулам:

$$V_3 = \frac{Q\tau_3}{\ln \frac{k_n}{k_n - 1}}; \quad (6.1)$$

$$k_{\text{п}} = \frac{C_{\text{max}} - C_{\text{ср}}}{C_{\text{доп}} - C_{\text{ср}}}, \quad (6.2)$$

где  $Q$  — расход воды,  $\text{м}^3/\text{ч}$ ;  $k_{\text{п}}$  — коэффициент погашения;  $\tau_3$  — продолжительность залпового сброса, ч;  $C_{\text{max}}$ ,  $C_{\text{ср}}$ ,  $C_{\text{доп}}$  — соответственно максимальная, средняя и допустимая концентрации загрязнения,  $\text{г}/\text{м}^3$ .

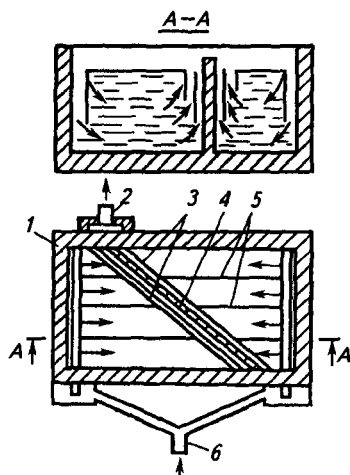


Рис. 6.1. Прямоугольный усреднитель сточных вод:

1 — распределительный лоток; 2 — водоотводный канал; 3 — сборные лотки; 4 — глухая перегородка; 5 — вертикальные перегородки; 6 — подвод воды

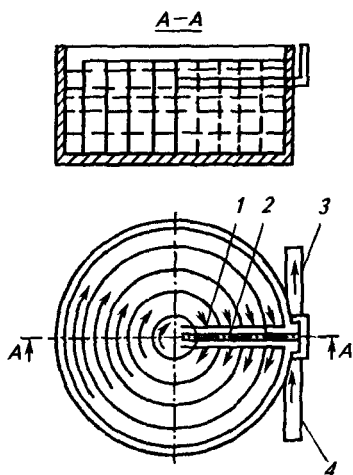


Рис. 6.2. Круглый усреднитель сточных вод:

1 — распределительный лоток; 2 — перегородка; 3 — сборный лоток; 4 — подвод воды

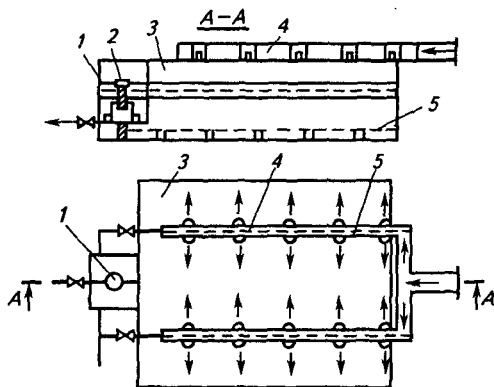


Рис. 6.3. Усреднитель с перемешивающим устройством:

1 — выпускная камера; 2 — выпускное устройство; 3 — корпус; 4 — лоток; 5 — барботер

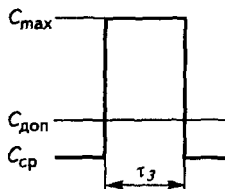
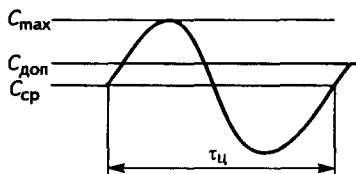


Рис. 6.4. Изменение концентрации загрязнений при залповом сбросе сточных вод:

$C_{\text{ср}}$ ,  $C_{\text{доп}}$  и  $C_{\text{max}}$  — средняя, допустимая и максимальная концентрации загрязнений;  $\tau_3$  — продолжительность залпового сброса



**Рис. 6.5. Изменение состава сточных вод при циклических колебаниях:**  
 $C_{ср}$ ,  $C_{доп}$ ,  $C_{max}$  — средняя, допустимая и максимальная концентрации загрязнений;  $\tau_{ц}$  — период циклических колебаний

При  $k_{п} \geq 5$  объем усреднителя можно рассчитать по формуле:

$$V_3 = k_{п} Q \tau_3. \quad (6.3)$$

Объем усреднителя для погашения циклических колебаний состава загрязнений за период  $\tau_{ц}$  находят по формуле:

$$V_{ц} = 0,16 k_{п} Q \tau_{ц}. \quad (6.4)$$

Для вычисленного объема усреднителя определяют число секций  $n$  и по числу секций уточняют объем усреднителя.

Затем проводится проверочный расчет скорости продольного движения воды  $u_c$  в секции сечением  $F$  ( $m^2$ ). Эта скорость должна быть меньше 2,5 мм/с и определяется она по соотношению:

$$u_c = \frac{Q \cdot 1000}{n F \cdot 3600}. \quad (6.5)$$

Необходимый объем усреднителя для усреднения расхода определяют по графику притока сточных вод за определенный период (сутки) с учетом требуемой степени усреднения.

Объем усреднителя  $V_{об}$  для выравнивания концентрации и расхода сточных вод находят как сумму минимального объема воды в усреднителе  $V_{min}$  ( $m^3$ ), обеспечивающего усреднение сточных вод по концентрации, и объема для регулирования расхода  $V_{рег}$  ( $m^3$ ).

При минимальном объеме воды в усреднителе концентрация загрязнений равна:

$$C_0 = \sum_{i=1}^{\tau} q_i C_i / V_{min}, \quad (6.6)$$

где  $\tau$  — время, в течение которого вода в усреднителе достигает объема  $V_{min}$ , ч;  $q_i$  — часовой расход воды за период усреднения;  $C_i$  — концентрация загрязнений в  $i$ -й час усреднения.

При циклическом изменении концентрации сточных вод объем усреднителя равен:

$$V = \sum_{i=1}^{\tau_{ц}} q_i. \quad (6.7)$$

Концентрация загрязнения в каждом часовом расходе воды составляет:

$$C_{уср} = \frac{1}{V} \sum_{i=1}^{\tau} (q_i C_i). \quad (6.8)$$



При отсутствии цикличности изменения состава сточных вод период усреднения устанавливают в соответствии с требованиями к выравниванию концентрации. Если при принятом периоде усредненной концентрации загрязнения  $C_{\text{уср}}$  больше некоторой допустимой концентрации  $C_{\text{доп}}$ , то объем усреднителя необходимо увеличить. Этот увеличенный объем  $V_{\text{уб}}$  будет равен:

$$V_{\text{уб}} = \sum_{i=1}^{\tau} q_i + \sum_{k=\tau+1}^{\tau+t} q_k, \quad (6.9)$$

где  $q_k$  — часовые расходы воды за пределами принятого периода усреднения  $\tau$ .

Концентрация загрязнения после усреднения равна:

$$C_{\text{уср}} = \frac{1}{V_{\text{уб}}} \left[ \sum_{i=1}^{\tau} (q_i C_i) + \sum_{k=\tau+1}^{\tau+t} (q_k C_k) \right], \quad (6.10)$$

где  $C_k$  — концентрация загрязнения воды при  $k$ -часовом расходе воды.

Период усреднения устанавливают последовательным приближением концентрации усреднения до условия  $C_{\text{уср}} \leq C_{\text{доп}}$ .

В усреднителе (см. рис. 6.3) перемешивание жидкости происходит в процессе барботаж воздуха через перфорированные трубы (барботеры). Барботеры укладывают горизонтально вдоль усреднителя на подставках высотой 7—10 см от дна. Расстояние между барботерами  $b_6$  принимают равным двойной высоте слоя жидкости в усреднителе  $2H$ ; пристенные барботеры находятся от стенки на расстоянии  $H$ . Максимальное расстояние между барботерами не должно превышать

$$b_{\text{бmax}} = 2(0,5 + 2,8H) \lg(1 + q_{\text{возд}}), \quad (6.11)$$

где  $q_{\text{возд}}$  — удельный расход воздуха для перемешивания воды; его принимают равным 4—6 м<sup>3</sup>/ч на 1 м длины барботера, для пристенных барботеров (отдельный циркуляционный поток) — равным 2—3 м<sup>3</sup>/ч.

Для перемешивания воды и предотвращения выпадения взвешенных частиц в осадок интенсивность подачи воздуха должна быть такой, чтобы частицы с гидравлической крупностью  $w_0$  не осаждались. Этому условию соответствует соотношение:

$$u_d = k_{\text{взв}} w_0^{0,5}, \quad (6.12)$$

где  $u_d$  — придонная скорость циркуляционного потока;  $k_{\text{взв}}$  — коэффициент пропорциональности;  $k_{\text{взв}} = 10+12$ .

Удельный расход воздуха при одном циркуляционном потоке равен:

$$q_{\text{возд}} = \frac{u_d^2}{6,25 g H_{\text{min}}}; \quad (6.13)$$

общий расход воздуха:

$$Q_{\text{общ}} = n l_6 q_{\text{возд}}, \quad (6.14)$$

где  $H_{\text{мин}}$  — глубина воды над барботером при минимальном заполнении усреднителя;  $n$  — число барботеров;  $l_6$  — длина барботера.

Усреднитель представляет собой выпуклую камеру специальной конструкции. Площадь сечения выпускного отверстия отводного патрубка определяется по соотношению:

$$F = \frac{Q_{\text{ус}}}{\mu \sqrt{2gh_0}}, \quad (6.15)$$

где  $Q_{\text{ус}}$  — усредненный расход жидкости,  $\text{м}^3/\text{с}$ ;  $\mu$  — коэффициент расхода, равный 0,6–0,82;  $h_0$  — напор над отводным патрубком, м.

## 6.2. РЕШЕТКИ. БАРАБАННЫЕ СЕТКИ И МИКРОФИЛЬТРЫ

**Решетки** применяют для улавливания из сточных вод крупных, нерастворенных, плавающих загрязнений. Попадание таких отходов в последующие очистные сооружения может привести к засорению труб и каналов, поломке движущихся частей оборудования, т. е. к нарушению нормальной работы. Решетки изготавливают из круглых и прямоугольных стержней. Зазоры между ними равны 16–19 мм.

Решетки подразделяют на подвижные и неподвижные; с механической или ручной очисткой; устанавливаемые вертикально или наклонно (как при самотечном, так и при напорном поступлении сточных вод).

Решетки, требующие ручной очистки, устанавливают в случае, если количество загрязнений не превышает 0,1  $\text{м}^3/\text{сут}$ . При большем количестве загрязнений устанавливают решетки с механическими граблями. Уловленные на решетках загрязнения измельчают в специальных дробилках и возвращают в поток воды перед решетками. Решетки размещают в отдельных помещениях, снабженных грузоподъемными приспособлениями. Расчетную температуру в здании с решетками принимают равной 16 °С, а кратность обмена воздуха — 5.

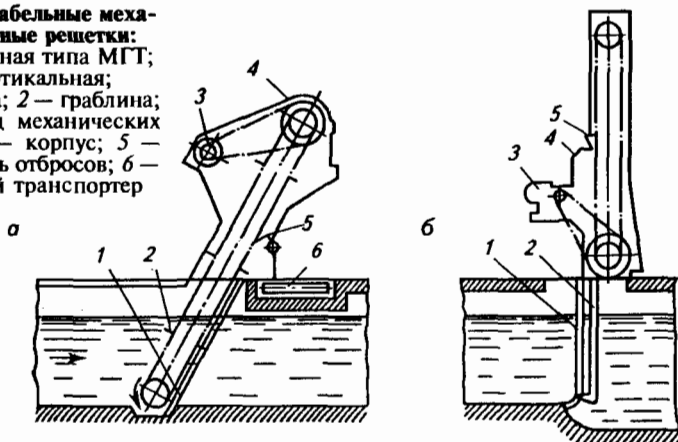
Схемы механизированных решеток показаны на рис. 6.6.

Исходными данными для расчета решеток являются максимальный расход сточных вод ( $Q_{\text{max}}$ ) и скорость движения жидкости в зазорах решеток, которую принимают равной  $u = 0,8+1$  м/с. Исходя из этих же данных определяют суммарную площадь живого сечения решеток  $F_c$  и, задаваясь числом решеток  $n$ , — площадь одной решетки:

$$F_c = Q_{\text{max}}/u; \quad F = F_c/n. \quad (6.16)$$

**Рис. 6.6. Гребельные механизированные решетки:**

- a* — наклонная типа МГТ;  
*b* — вертикальная;  
 1 — решетка; 2 — греблина;  
 3 — привод механических гребель;  
 4 — корпус; 5 — сбрасыватель отбросов; 6 — ленточный транспортер



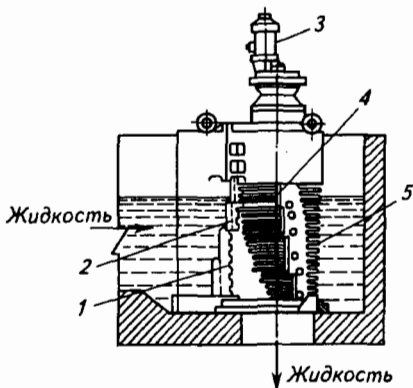
Потери напора в решетках составляют:

$$h_p = \beta \left( \frac{s}{b} \right)^{4/3} \sin \alpha \frac{u^2}{2g} P, \quad (6.17)$$

где  $\beta$  — коэффициент, равный 242 для прямоугольных и 1,72 для круглых стержней;  $s$  — толщина стержней решетки, мм;  $b$  — ширина зазоров решетки, мм;  $\alpha$  — угол наклона решетки к горизонту;  $g$  — ускорение свободного падения, м/с<sup>2</sup>;  $P$  — коэффициент, учитывающий увеличение потерь напора вследствие засорения решетки (принимают  $P = 3$ ).

Для задержания и измельчения загрязнений непосредственно в потоке сточной воды без извлечения их на поверхность применяют решетки-дробилки (типа РД). Схема решетки-дробилки РД показана на рис. 6.7.

Решетка-дробилка состоит из щелевого барабана с трепальными гребнями и приводного механизма. Сточная вода поступает на вращающийся барабан. Мелкие фракции загрязнений вместе с потоком воды проходят через щели внутри барабана, а крупные задерживаются в нем и измельчаются. Измельченные отбросы с во-



**Рис. 6.7. Схема решетки-дробилки типа РД-600:**

- 1 — барабан; 2 — трепальный гребень;  
 3 — электродвигатель; 4 — режущая пластина; 5 — резец

Таблица 6.1. Основная характеристика комбинированных решеток-дробилок

Марка	Производительность, м <sup>3</sup> /ч	Размер решетки, мм	Суммарная площадь щелей, см <sup>2</sup>	Мощность, кВт	Масса, кг
РД-200	60, 90	180 (диаметр)	190	0,6	320
РД-600	2000	635 »	450	1	1800
КРД	2000	760 »	8350	4,6	750
РРД-1	3000	1400 × 900	9600	17,6	2635
РРД-2	6000	2 × 1400 × 900	19 200	18,2	3500
ВРД-1	3000—4000	1024 × 1640	7000	14,5	2430
ВРД-2	3500—5000	1024 × 2040	9000	16	1880

дой также поступают внутрь барабана и затем выходят из решетки-дробилки. Такая конструкция является компактной, а процесс можно полностью автоматизировать.

Кроме комбинированных решеток-дробилок типа РД промышленность выпускает круглые решетки-дробилки КРД; радиальные — РРД, вертикальные — ВРД. Характеристика комбинированных решеток-дробилок приведена в табл. 6.1.

Площадь живого сечения  $F_c$  решетки ВРД определяют по формуле:

$$F_c = \pi r h - n d l, \quad (6.18)$$

где  $r$  — радиус решетки, мм;  $h$  — наполнение, мм;  $n$  — число стержней при расчетном уровне воды в начале процесса;  $d$  — диаметр стержней, мм;  $l$  — длина стержня, мм.

**Барабанные сетки и микрофильтры** используют для задержания грубодисперсных примесей в процессах процеживания сточных вод, содержащих не более 300 мг/л взвешенных частиц.

Основной частью этих сооружений является вращающийся барабан, обтянутый сеткой. Размеры ячеек барабанных сеток 0,3—0,8 мм, а микрофильтров 40—70 мкм. Барабан погружен в воду на глубину 0,6—0,85 диаметра и вращается в камере со скоростью 0,1—0,5 м/с. Сточная вода поступает внутрь барабана (рис. 6.8) и процеживается через сетчатую поверхность со скоростью

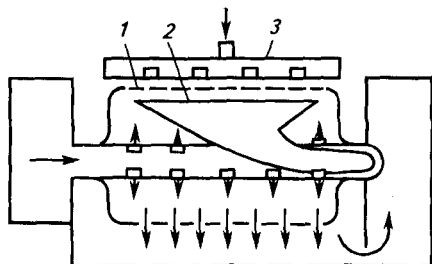


Рис. 6.8. Схема микрофильтра:

1 — вращающийся барабан; 2 — лоток для сбора промывных вод; 3 — устройство для промывки

40—50 м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>·ч). Задерживаемые сеткой примеси смываются с нее промывной водой под давлением 0,15—0,2 МПа и удаляются вместе с ней. Расход промывной воды составляет 1—2% от количества очищенной воды. Эффективность очистки воды на барабанных сетках 40—45%, а на микрофильтрах — 40—60%.

Рабочую площадь сеток находят по формуле:

$$F_c = \frac{Qk}{u_c} k_1 k_2; \quad (6.19)$$

при этом  $k_1$  равняется:

$$k_1 = \left( \frac{b+d}{b} \right)^2 (1 + F_1), \quad (6.20)$$

где  $Q$  — расход воды, м<sup>3</sup>/сут;  $k$  — коэффициент неравномерности;  $u_c$  — скорость движения воды в сетке (для плоских сеток  $u_c = 0,2+0,4$  м/с и для вращающихся  $u_c = 0,4+1$  м/с);  $b$  — размер ячеек в свету, равный 0,5—5 мм;  $d$  — диаметр проволоки сетки, равный 0,3—2 мм;  $F_1$  — часть площади, занимаемой рамами и шарнирами;  $k_2$  — коэффициент загрязнения сетки, равный 1,2—1,8.

Площадь фильтрующей поверхности микрофильтров равна:

$$F_{\text{мф}} = \frac{k_1 Q k}{k_2 \tau u_{\text{ф}}}, \quad (6.21)$$

где  $\tau$  — время работы микрофильтра в течение суток, ч;  $u_{\text{ф}}$  — скорость фильтрования (принимают в пределах 20—90 м/ч);  $k_1, k_2$  — коэффициенты ( $k_1 = 1,03, k_2 = 0,63$ ).

Потери напора на чистой сетке рассчитываются по формуле:

$$h_0 = \xi_0 \frac{\rho u_1^2}{2A^2}. \quad (6.22)$$

Потери напора при эксплуатации сетчатых установок в момент времени  $\tau$  определяют по формуле:

$$h_{\tau} = \xi_{\tau} \frac{\rho u_1^2}{2A^2 (1 - \beta_k)^2}, \quad (6.23)$$

где  $\xi_0$  — коэффициент сопротивления; для ламинарного режима при  $Re_c < 4$  равен  $\xi_0 = 6,7/Re_c$  и для турбулентного режима при  $Re_c > 4$  величина  $\xi_0 = 2,38/\sqrt[3]{Re_c}$ ;  $u_1$  — скорость движения воды на подходе к сетке, м/с;  $A$  — свободное сечение сетки, доли единицы;  $\xi_{\tau}$  — коэффициент сопротивления в момент времени  $\tau$  (справочная величина);  $\beta_k$  — коэффициент загрязнения сетки (справочная величина);  $Re_c = u_1 R_c / \nu$  — число Рейнольдса;  $R_c$  — гидравлический радиус сетки;  $R_c = A/2\pi N$ ;  $N$  — число проволок на единицу длины;  $\nu$  — кинематическая вязкость, м<sup>2</sup>/с.

### 6.3. СООРУЖЕНИЯ И АППАРАТЫ ДЛЯ ОСАЖДЕНИЯ ПРИМЕСЕЙ ИЗ СТОЧНЫХ ВОД

Работа многочисленных аппаратов, предназначенных для выделения из сточных вод твердых и жидких примесей, основана на гидродинамических закономерностях процесса отстаивания. К таким аппаратам относятся песколовки, первичные и вторичные отстойники, илоуплотнители, нефтеловушки, смолжиро-маслоуловители.

Основным параметром, на основании которого рассчитывают размеры отстойной аппаратуры, является скорость осаждения взвешенных твердых или жидких частиц (гидравлическая крупность)  $w_0$ . Скорость осаждения зависит от многих факторов: размера частиц  $d$ , их формы, плотности  $\rho_T$ ; плотности сточной воды  $\rho_{с.в}$  и ее вязкости  $\mu_{с.в}$ , скорости движения воды  $u$ ; от условий обтекания и сопротивления среды и др.

Для ламинарного, переходного и турбулентного режимов осаждения шарообразных частиц скорость свободного осаждения вычисляют из формулы:

$$Re_0 = \frac{Ag}{18 + 0,61\sqrt{Ag}}, \quad (6.24)$$

где  $Re_0 = w_0 d \rho / \mu_B$  — число Рейнольдса;  $Ag = d^3 \rho_B^2 g (\rho_T - \rho_B) / (\mu_B^2 \rho_B)$  — критерий Архимеда ( $\rho_B$  — плотность чистой воды;  $\mu_B$  — вязкость чистой воды).

Формула (6.24) применима и для вычисления скорости осаждения частиц неправильной формы, если подставлять в нее эквивалентный диаметр частицы.

Как правило, сточные воды, содержащие твердые примеси, имеют частицы различных форм и размеров. Такие воды представляют собой полидисперсные гетерогенные агрегативно-неустойчивые системы. В процессе осаждения размер, плотность и форма частиц, а также физические свойства системы изменяются. Все это усложняет установление действительных закономерностей процесса осаждения.

Свойства сточных вод отличаются от свойств чистой воды ( $\rho_B$ ,  $\mu_B$ ). Сточные воды имеют более высокую плотность и большую вязкость. Вязкость и плотность сточной воды, содержащей твердые частицы с объемной концентрацией  $C_0$ , можно рассчитать по формулам:

$$\mu_{с.в} = \mu_B (1 + 2,5 C_0); \quad (6.25)$$

$$\rho_{с.в} = \rho_B \varepsilon + \rho_T (1 - \varepsilon); \quad (6.26)$$

$$\varepsilon = V_{ж} / (V_{ж} + V_T), \quad (6.27)$$

где  $\varepsilon$  — объемная доля жидкой фазы;  $V_{ж}$  — объем жидкой фазы;  $V_T$  — объем твердой фазы.

При отстаивании сточных вод наблюдается стесненное осаждение, которое сопровождается столкновением частиц, трением между ними и изменением скоростей как больших, так и мелких частиц. Скорость стесненного осаждения меньше скорости свободного осаждения вследствие возникновения восходящего потока жидкости и большей вязкости среды.

Скорость стесненного осаждения шарообразных частиц одинакового размера можно рассчитать по формуле Стокса с поправочным коэффициентом  $R$ , который учитывает влияние концентрации взвешенных веществ и реологические свойства системы:

$$w_0 = \frac{d^2 g (\rho_T - \rho_B)}{18 \mu_B} R; \quad R = \frac{\mu_B}{\mu_{с.в}} \epsilon. \quad (6.28)$$

Для частиц нешарообразной формы необходимо учитывать коэффициент формы.

Скорость осаждения полидисперсной системы непрерывно изменится во времени. Эта скорость, как правило, определяется экспериментально.

**Песколовки.** Эти сооружения предназначены для выделения из сточных вод тяжелых минеральных примесей (главным образом песка); обычно улавливаются частицы размером 0,2—0,26 мм. Сооружают песколовки из сборных железобетонных элементов стандартных размеров.

В системах очистки наибольшее применение нашли песколовки с горизонтальным прямолинейным движением воды, горизонтальные с круговым движением воды, круглой формы с тангенциальным подводом воды и аэрируемые. Конструкцию сооружения выбирают в зависимости от количества сточных вод и концентрации твердых примесей.

*Горизонтальные песколовки* — это удлиненные прямоугольные в плане сооружения с прямолинейным движением воды (рис. 6.9). Для ориентировочных расчетов принимают глубину песколовки  $H = 0,25—1$  м, соотношение ширины и глубины  $B/H = 1:2$ .

Осаждение песка из сточных вод в песколовках с некоторым допущением можно отнести к свободному осаждению частиц в ламинарном режиме, поэтому скорость осаждения  $w_0$  можно рассчитать по закону Стокса.

Длину  $L$ , ширину  $B$  и высо-

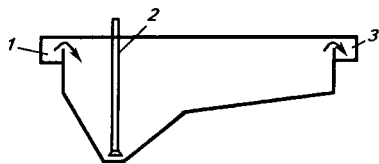


Рис. 6.9. Горизонтальная песколовка: 1 — водоподводящий лоток; 2 — гидрозелеватор; 3 — водоотводящий лоток

ту  $H$  песколовки определяют расчетным путем. Длину песколовки находят по формуле (в м):

$$L = k \frac{H_p u}{w_0}, \quad (6.29)$$

где  $k$  — коэффициент, учитывающий влияние турбулентности потока и других факторов на скорость осаждения.

Коэффициент  $k$  равен:

$$k = w_0 / \sqrt{w_0^2 - 0,5 u}. \quad (6.30)$$

Площадь зеркала воды  $F$  ( $\text{м}^2$ ), расчетную глубину песколовки  $H_p$  (м) и удельную нагрузку по воде  $q_0$  [ $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ ] при эффективности очистки  $\mathcal{E}$  определяют по формулам:

$$F = \frac{Q}{q_0} = BL; \quad H_p = \frac{Q}{Bu}; \quad q_0 = \frac{-0,43 w_0}{\lg(1 - \mathcal{E})}. \quad (6.31)$$

Среднюю скорость движения воды в расчетах следует принимать  $u = 0,3$  м/с, диаметр частиц песка 0,2—0,25 мм, продолжительность пребывания воды в песколовке 30 с.

Для поддержания в песколовках постоянной скорости сточной воды на выходе из песколовки устанавливают водослив с широким порогом. Размеры водослива определяют по формулам:

$$P = \frac{h_{\max} - k_q^{2/3} h_{\min}}{k_q^{2/3} - 1}, \quad (6.32)$$

$$b_c = \frac{q_{\max}}{m \sqrt{2q} (P + h_{\max})^{3/2}}, \quad (6.33)$$

где  $P$  — перепад уровней воды между дном песколовки и порогом водослива;  $h_{\max}$ ,  $h_{\min}$  — глубина воды при максимальном ( $q_{\max}$ ) и минимальном ( $q_{\min}$ ) расходах и скорости движения воды в песколовке 0,3 м/с;  $k_q = q_{\max}/q_{\min}$ ;  $b_c$  — ширина водослива;  $m$  — коэффициент расхода водослива, равный 0,35—0,38.

Объем приемков принимают равным не более двух суточных объемов выпадающего песка. Угол наклона стенок приемка  $60^\circ$ . Песок удаляют из приемков один раз в смену.

Песколовки с круговым движением воды являются разновидностью горизонтальных песколовки (рис. 6.10). Сточная вода подводится к ним и отводится из них по лоткам. Эти песколовки применяют при расходах воды до 7000  $\text{м}^3/\text{сут}$ . Рассчитывают их по приведенным выше формулам для горизонтальных прямо-



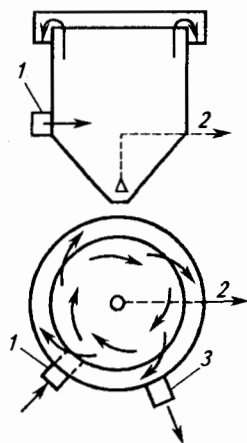
угольных песколовок (6.29)—(6.31). Длину песколовок принимают по средней линии кругового лотка.

**Тангенциальные песколовки** (рис. 6.11) имеют удельную нагрузку  $110\text{--}130 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ , диаметр не более 6 м. Вода подводится по касательной. Проточная часть песколовки имеет небольшую глубину. При скорости движения воды в главном лотке  $0,6\text{--}0,8 \text{ м/с}$  в песколовке задерживается примерно 90% песка. Осажденный песок удаляют шнеком, гидроэлеватором или смывают водой, подаваемой через трубопровод, расположенный в песковом лотке. Площадь сечения песколовки определяют по формуле  $F = Q/q_0$ . Глубину песколовки принимают равной половине диаметра.

**Аэрируемые песколовки.** Эти сооружения применяют в тех случаях, когда требуется наиболее полное разделение примесей по крупности. Воздух способствует вращению воды в песколовке и тем самым повышает эффект осаждения.

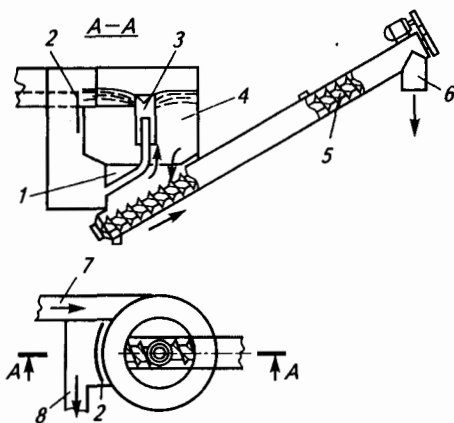
В горизонтальных аэрируемых песколовках вдоль одной из стенок на расстоянии  $45\text{--}60 \text{ мм}$  от дна устанавливают аэраторы в виде перфорированных труб с отверстиями  $3\text{--}5 \text{ мм}$ .

Аэрированные песколовки рассчитывают на скорость движения воды  $0,08\text{--}0,12 \text{ м/с}$ , отношение ширины к глубине  $B/H = 1\text{--}1,5$ , общую глубину  $0,7\text{--}3,5 \text{ м}$ , гидравлическую крупность песка  $w_0 = 18 \text{ мм/с}$ , интенсивность аэрации  $3\text{--}5 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ . При расчете используют формулы (6.29—6.31) для горизонтальных неаэрированных песколовок.



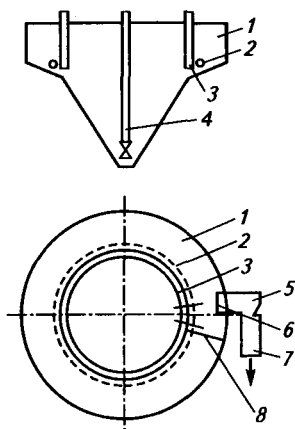
**Рис. 6.10. Песколовки с круговым движением воды:**

1 — подача сточной воды; 2 — удаление пульпы; 3 — отвод воды



**Рис. 6.11. Тангенциальная песколовка:**

1 — осадочная часть; 2 — подвижный водослив; 3 — телескопическая труба; 4 — рабочая часть; 5 — шнек; 6 — отвод песка; 7 — подающий лоток; 8 — отводящий лоток



**Рис. 6.12.** Аэрируемая песколовка с круговым движением воды:

1 — аэрационная зона; 2 — аэратор; 3 — разделительная перегородка; 4 — гидроэле-ватор; 5 — подводящий канал; 6 — впускное устройство; 7 — отводящий канал; 8 — перегородка

Предложены аэрируемые песколовки с круговым движением воды (рис. 6.12). Объем аэрированной зоны в таких песколовках изменяется от 25,8 до 169 м<sup>3</sup>, а интенсивность аэрации составляет 3,3—3,6 м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>·ч). Ширина зоны аэрации песколовки равна 1,25—3 м, диаметр зоны отстаивания 4 или 6 м и диаметр песколовки 6,5—12 м.

**Отстойники.** Отстойник является основным сооружением механической очистки сточных вод, он используется для удаления оседающих или всплывающих грубодисперсных веществ. Различают первичные отстойники, которые устанавливают перед сооружениями биологической или физико-химической очистки, и вторичные отстойники — для выделения активного ила или биопленки. В зависимости от направления движения потока воды отстойники подразделяют на горизонтальные, вертикальные и радиальные. К отстойникам относят и осветлители, в которых одновременно с отстаиванием сточная вода фильтруется через слой взвешенного осадка, а также осветлители-перегива-

тели и двухъярусные отстойники, где одновременно с осветлением воды происходит уплотнение выпавшего осадка.

Эффективность осаждения взвешенных частиц в отстойниках, или эффективность отстаивания, вычисляют по зависимости:

$$\varepsilon = \frac{C_1 - C_2}{C_1} \cdot 100 (\%). \quad (6.34)$$

В большинстве случаев эффективность составляет 40—60% при продолжительности отстаивания 1—1,5 ч; эффективность работы осветлителей достигает 70%.

Для повышения эффективности осаждения в сточную воду вводят коагулянты и флокулянты, способствующие увеличению скорости осаждения взвешенных частиц. Последнюю можно вычислить по формулам (6.24) и (6.28), но так как взвешенные частицы в сточной воде в процессе осаждения в большинстве случаев изменяют форму, плотность, размеры и представляют собой агрегативно-неустойчивую полидисперсную систему, действительную скорость осаждения частиц в сточных водах определяют экспериментально.

Экспериментальную характеристику осаждения загрязнений выражают графически в виде зависимости эффективности осаждения взвешенных частиц  $\mathcal{E}$  (в %) от его продолжительности  $\tau$  (в ч) или от гидравлической крупности  $w_0$  (в мм/с) — рис. 6.13.

Для эксперимента используют эталонные цилиндры диаметром не менее 120 мм и высотой  $h$  мм. Скорость осаждения определяют из соотношения  $w_0 = h/\tau$ . Расчетную продолжительность отстаивания, соответствующую заданной эффективности осветления, находят по зависимости:

$$T = \tau(H/h)^n, \quad (6.35)$$

где  $H$  — глубина проточной части отстойника;  $n$  — коэффициент, зависящий от свойств взвешенных веществ; для коагулирующих веществ  $n = 0,25$ , для мелкодисперсных минеральных  $n = 0,4$ , для структурных тяжелых  $n = 0,6$ .

Объем отстойной (проточной) части любого отстойника  $V_{от} = QT$ ; поверхность осаждения  $F_0 = Q/w_0$ .

При таком расчете не учитывается влияние на характер течения воды конструктивных особенностей различных типов отстойников, температурных условий осаждения и других факторов. С учетом этих факторов гидравлическая крупность составит:

$$w_0 = \frac{1000 kH}{\alpha\tau(kH/h)^n} - \omega, \quad (6.36)$$

где  $k$  — коэффициент, зависящий от типа отстойника; принимается равным для горизонтальных отстойников 0,5, вертикальных — 0,35, радиальных — 0,45;  $\alpha$  — коэффициент, учитывающий влияние вязкости воды при изменении температуры на скорость осаждения;  $\alpha = 0,66+1,5$  в интервале 40—50 °С;  $\omega$  — вертикальная составляющая скорости движения воды в отстойнике, или пульсация скорости в направлении, перпендикулярном движению воды;  $\omega = f(a)$ ; при изменении  $u$  от 5 до 20 м/с величина  $\omega$  изменяется от 0 до 0,5 мм/с.

Расчет отстойников выполняют с учетом обеспечения необходимой эффективности осветления в соответствии со СНиП.

*Горизонтальные отстойники* применяют при расходах сточных вод более 15 000 м<sup>3</sup>/сут. Глубина отстойников  $H$  достигает 1,5—4 м, отношение длины к глубине 8—12 (до 20). Ширина отстойника зависит от способа удаления осадка и обычно находится в пределах 6—9 м. Применяются также отстойники, оборудованные скребковыми механизмами тележечного или ленточного типа (рис. 6.14), сдвигающими выпавший оса-

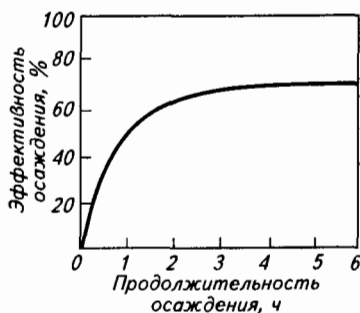
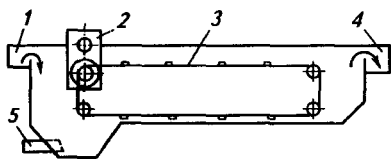
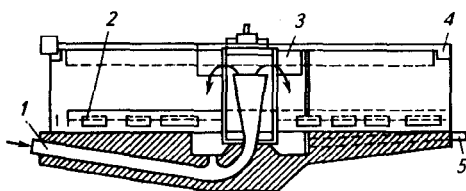


Рис. 6.13. Кривая кинетики осаждения



**Рис. 6.14. Горизонтальный отстойник:**

1 — водоподводящий лоток; 2 — привод скребкового механизма; 3 — скребковый механизм; 4 — водоотводящий лоток; 5 — отвод осадка



**Рис. 6.15. Радиальный отстойник:**

1 — труба для подачи воды; 2 — скребок; 3 — распределительная чаша; 4 — водослив; 5 — отвод осадка

док в приямок. Объем приямка равен двухсуточному (не более) количеству выпавшего осадка. Из приямка осадки удаляют насосами, гидроэлеваторами, грейферами или под гидростатическим давлением. Угол наклона стенок приямка принимают равным 50—60°.

Днище отстойника имеет уклон к приямку не менее 0,005. Длину отстойника вычисляют по зависимости:

$$L = \frac{uH}{kw_0}, \quad (6.37)$$

где  $u$  — скорость движения воды в проточной части отстойника, ее принимают равной 5—10 мм/с;  $k$  — коэффициент объемного использования, равный 0,5.

*Радиальные отстойники* применяют при расходе сточных вод более 20 тыс. м<sup>3</sup>/сут. Эти отстойники по сравнению с горизонтальными имеют некоторые преимущества: простота и надежность эксплуатации, экономичность, возможность строительства сооружений большой производительности. Недостаток — наличие подвижной фермы со скребками.

Известны радиальные отстойники трех конструктивных модификаций — с центральным впуском, с периферийным впуском и с вращающимися сборно-распределительными устройствами. Наибольшее распространение получили отстойники с центральным впуском жидкости (рис. 6.15). Основные размеры типовых радиальных отстойников указаны в табл. 6.2.

**Таблица 6.2. Основные параметры типовых радиальных отстойников**

Диаметр, м	Глубина, м	Объем зоны, м <sup>3</sup>		Пропускная способность (м <sup>3</sup> /ч) при времени отстаивания 1,5 ч
		отстойной	осадка	
18	3,4	788	120	525
24	3,4	1400	210	930
30	3,4	2190	340	1460
40	4,0	4580	710	3054

Первичные радиальные отстойники оборудованы илоскребами, сдвигающими выпавший осадок к приемку, расположенному в центре. Из приемки осадок удаляется насосом или под действием гидростатического давления. Вторичные радиальные отстойники оборудованы вращающимися илососами, которые удаляют активный ил непосредственно из слоя осадка без сгребания его в приемок. Частота вращения илоскребов и илососов 0,8—3 ч<sup>-1</sup>. Радиус радиальных отстойников рассчитывают по формуле:

$$R = \sqrt{\frac{Q}{3,6 \pi k w_0}}, \quad (6.38)$$

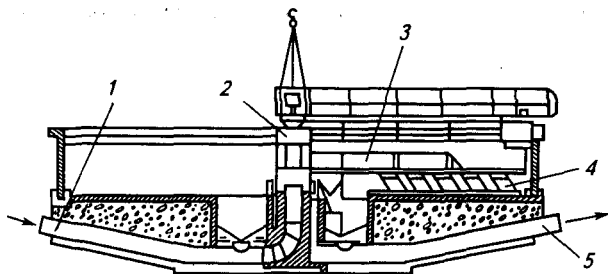
где  $k$  — коэффициент, принимаемый равным 0,45.

Диаметр отстойников принимают равным не менее 18 м; отношение диаметра к глубине проточной части 6—30; глубина проточной части от 15 до 5 м; высота нейтрального слоя 0,3 м. Удельная нагрузка на водослив не более 10 л/(м · с).

В отстойниках с периферийным впуском воды достигается в 1,2—1,3 раза большая эффективность очистки и в 1,3—1,6 раза большая производительность, чем в обычных радиальных отстойниках, при той же продолжительности отстаивания. Отстойник с периферийным впуском имеет распределительное устройство, представляющее собой периферийный кольцевой лоток с зубчатым водосливом или щелевыми донными отверстиями и полупогруженную перегородку, которые образуют с бортом отстойника кольцевую зону, где происходит быстрое гашение энергии входящих струй, выделение и задерживание плавающих веществ. Вода входит в рабочую зону отстойника через кольцевое пространство, образуемое нижней кромкой перегородки и днищем. При движении воды от периферии к центру из нее выпадают оседающие вещества. Осветленная вода отводится через выпускные устройства. Расчетная продолжительность пребывания воды в отстойнике принимается равной не менее 1 ч.

Отстойники с вращающимися сборно-распределительными устройствами (рис. 6.16) используют для очистки бытовых и производственных вод, содержащих до 500 мг/л взвешенных частиц. Отстаивание воды в отстойник происходит практически в статических условиях, хотя пропускная способность их приблизительно на 40% выше, чем обычных радиальных отстойников.

Отстойник имеет вращающийся желоб шириной 0,5—1,5 м, разделенный перегородкой на две части. Сточная вода поступает в одну часть желоба из центрально расположенной водоподающей трубы и через вертикальные щели сливается в отстойник. Очищенная вода поступает в другую часть желоба через сливной борт и отводится из отстойника.



**Рис. 6.16. Отстойник с вращающимся сборно-распределительным устройством:**  
 1 — трубопровод для подачи воды; 2 — центральная чаша; 3 — сборно-распределительное устройство; 4 — скребки; 5 — трубопровод для отвода очищенной воды

Осадок сгребается скребками, укрепленными на ферме вращающегося устройства. Глубину отстаивания принимают равной 0,8—1,2 м, высота нейтрального слоя воды 0,7 м, высота слоя осадка до 0,3 м. Отстойники могут быть диаметром 18, 24 и 30 м. Эффективность осветления принимается равной 65%. Радиус отстойника определяют по формуле (6.38), принимая коэффициент  $k$  равным 0,85. Продолжительность отстаивания определяют по соотношению:

$$\tau = h_0/w_0,$$

где  $h_0$  — высота активной зоны отстаивания, составляющая примерно 0,85 глубины погружения вращающегося желоба.

Объем зоны отстаивания  $V_{от}$  находят из соотношения:

$$V_{от} = q\tau = kh\pi R^2; \quad (6.39)$$

полная глубина отстойника равна:

$$H = h + h_3 + h_n,$$

где  $q$  — приток сточной воды;  $h$  — глубина погружения вращающегося желоба;  $h_3 = 0,5$  м — высота защитной (нейтральной) зоны, предупреждающей взмучивание выпавшего осадка при вращении водораспределительного желоба;  $h_n = 0,5$  м — высота иловой части отстойника.

Ширину водораспределительного лотка на расстоянии  $l$  от центра отстойника находят из соотношения:

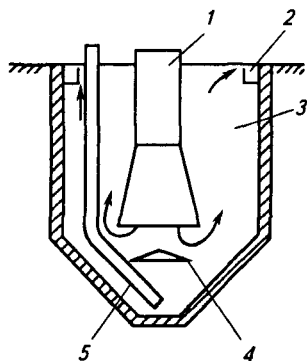
$$b = n\sqrt{R^2 - l^2},$$

где  $n$  — отношение ширины водораспределительного желоба в его начале к радиусу отстойника ( $n = 0,1+0,12$ ).

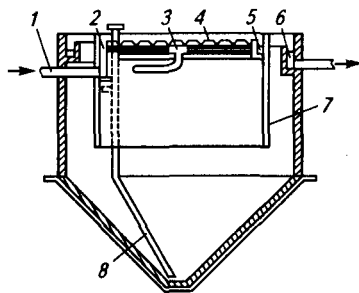
**Вертикальные отстойники** применяют на станциях производительностью до 20 тыс. м<sup>3</sup>/сут. Это круглые в плане резервуары

диаметром 4—9 м с коническим дном. Наиболее распространены отстойники с впуском воды через центральную трубу с раструбом (рис. 6.17). Скорость движения воды в трубе принимают равной до 30 мм/с. Расстояние между щитом и раструбом выбирают таким, чтобы скорость поступления воды в отстойную зону была не более 20 мм/с. Рекомендуется диаметр раструба и его высоту принимать равными 1,35 диаметра центральной трубы, а диаметр отражательного щита — 1,3 диаметра раструба. Основные параметры типовых вертикальных отстойников приведены в табл. 6.3.

Вертикальные отстойники с нисходяще-восходящим потоком (НИКТИ ГХ) и с периферийным впуском жидкости (ВНИИ ВОДГЕО) различаются лишь конструкцией впускных и выпускных устройств. Однако они имеют в 1,3—1,5 раза бóльшую производительность, чем отстойники с центральной трубой. Первые (рис. 6.18) имеют впускное устройство в виде кольцевого распределительного лотка переменного сечения с зубчатым водосливом.



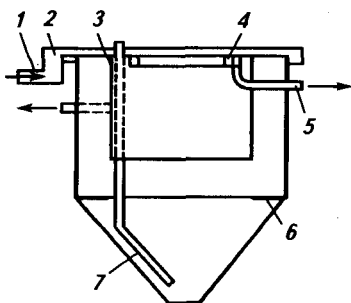
**Рис. 6.17. Вертикальный отстойник:**  
1 — центральная труба; 2 — водослив; 3 — отстойная часть; 4 — отражательный щит; 5 — илопровод



**Рис. 6.18. Вертикальный отстойник с нисходяще-восходящим потоком:**  
1 — труба для подвода воды; 2 — приемная камера; 3 — воронка для удаления плавающих веществ; 4 — зубчатый водослив; 5 — распределительный лоток; 6 — лоток для сбора очищенной воды; 7 — кольцевая перегородка; 8 — отвод ила

**Таблица 6.3. Размеры и производительность типовых вертикальных отстойников**

Диаметр, м	Высота, м			Производительность, м <sup>3</sup> /ч
	общая	цилиндрической части	конической части	
4	5,4	3,6	1,8	43,2
6	7,2	4,2	3	71,3
9	9	4,2	4,8	158,4



**Рис. 6.19. Вертикальный отстойник с периферийным выпуском:**  
 1 — подвод воды; 2 — водораспределительный лоток; 3 — струераспределительная стенка; 4 — кольцевой водосборный лоток; 5 — отвод воды; 6 — отражательное кольцо; 7 — илопровод

Осветленная вода удаляется через лоток, расположенный по периметру отстойника. Отстойник с периферийным выпуском жидкости показан на рис. 6.19.

Радиус вертикальных отстойников рассчитывают по формуле (6.38). При этом коэффициент  $k$  принимают равным 0,35 для отстойников с центральной впускной трубой и 0,65—0,7 для отстойников других конструкций. Радиус отстойников с периферийным выпуском воды принимают равным до 5 м. Ширину кольцевой зоны определяют по формуле:

$$\delta = R - \sqrt{R^2 - \frac{Q}{3,6\pi u_0}}, \quad (6.40)$$

где  $u_0$  — скорость входа воды в рабочую зону, равная 5—7 мм/с.

Рабочая глубина отстойника равна  $8\delta$ ; заглубление струенуправляющей стенки  $0,7H$ ; ширина отражательного колодца  $2\delta$ ; скорость воды в лотке  $0,4—0,5$  мм/с; радиус внутренней стенки кольцевого водосборного лотка с зубчатым водосливом  $0,5R$ ; удельная нагрузка на водослив  $6$  л/(м·с); угол наклона стенок иловой части вертикальных отстойников во всех конструкциях принимают равным не менее  $50^\circ$ . Осадок удаляется под гидростатическим напором.

**Тонкослойные отстойники\*** Для увеличения эффективности отстаивания используют тонкослойные отстойники. Они могут быть вертикальными, радиальными или горизонтальными; состоят из водораспределительной, водосборной и отстойной зон. В таких отстойниках отстойная зона делится трубчатыми или пластинчатыми элементами на ряд слоев небольшой глубины (до 150 мм). При малой глубине отстаивание протекает быстро, что позволяет уменьшить размеры отстойников.

Тонкослойные отстойники классифицируются по следующим признакам: по конструкции наклонных блоков — на трубчатые и полочные; по режиму работы — периодического (циклического) и непрерывного действия; по взаимному движению осветленной воды и вытесняемого осадка — с прямоточным, противоточным и смешанным (комбинированным) движением (рис. 6.20).

\*Описание различных конструкций тонкослойных отстойников приводится в работе: Новые конструкции отстойников / В. М. Колюшко и др. М.: ЦИНТИ-химнефтемаш, 1985. 38 с.



Поперечное сечение трубчатых секций может быть прямоугольным, квадратным, шестиугольным или круглым. Полочные секции монтируются из плоских или гофрированных листов и имеют прямоугольное сечение. Элементы отстойника выполняют из стали, алюминия и пластмассы (полипропилена, полиэтилена, стеклопластиков).

Наклон блоков в отстойниках периодического (циклического) действия небольшой. Накопившийся осадок удаляется промывкой обратным током осветленной воды. Наклон элементов в отстойниках непрерывного действия составляет  $45\text{--}60^\circ$ . Эффективность трубчатых и полочных отстойников практически одинакова.

Расчет тонкослойных отстойников сводится к определению его геометрических размеров (длины, ширины и высоты канала) при заданных расходе сточной воды  $Q$  ( $\text{м}^3/\text{с}$ ), концентрации взвешенных частиц в воде до и после очистки и физико-химических параметрах примесей. Расчетные параметры тонкослойных отстойников периодического действия следующие:

- 1) расстояние между пластинами в полочных секциях или на свету в трубчатых секциях  $H_0 = 50\text{--}150$  мм;
- 2) скорость движения сточной воды в секциях  $u$  (в мм/с)

$$10w_0 \leq u \leq 500/R, \quad (6.41)$$

где  $R$  — гидравлический радиус;

- 3) угол продольного наклона секций  $\alpha$ , равный

$$\alpha = \arcsin(w_0/u); \quad (6.42)$$

- 4) рабочая длина отстойной секции (в мм), вычисляемая по формуле:

$$L_p = 1,1H_0 \sqrt{\frac{u^2}{w_0^2} - 1}; \quad (6.43)$$

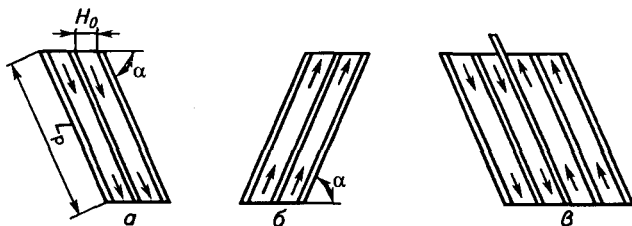


Рис. 6.20. Расположение полочных и трубчатых элементов в тонкослойных отстойниках:

$a$  — проточное движение сточной воды и осадка;  $b$  — противоточное;  $v$  — смешанное;

$\alpha$  — угол наклона элементов;  $H_0$  — расстояние между полками или трубами;  $L_p$  — рабочая длина элементов

5) длина зоны осаждения (в мм), равная

$$L_{\text{ос}} = 1,3 \cdot 10^{-3} \frac{(C_1 - C_2)u}{(100 - P)\rho}; \quad (6.44)$$

б) число отстойных секций, равное

$$N = 10^9 Q / (F_{\text{п}} u), \quad (6.45)$$

где  $C_1, C_2$  — концентрации взвешенных частиц до и после осаждения, мг/л;  $P$  — влажность осадка перед выпуском из отстойника, %;  $F_{\text{п}}$  — площадь поперечного сечения тонкослойного пространства, м<sup>2</sup>;

7) продолжительность отстаивания  $\tau_0$  (в с).

Для каналов прямоугольного сечения ячейки отстойника критическое число Рейнольдса равно:

$$\text{Re}_{\text{кр}} = \frac{u_{\text{max}} 4R}{\nu_{\text{св}}} < 2800. \quad (6.46)$$

Отсюда скорость потока воды составляет:

$$u_{\text{max}} = \frac{\text{Re}_{\text{кр}} \nu_{\text{св}}}{4R}, \quad (6.47)$$

где  $\nu$  — кинематическая вязкость, м<sup>2</sup>/с.

Устойчивость потока описывается числом Фруда:

$$\text{Fr}_{\text{кр}} = \frac{u_{\text{max}}^2}{gR} \geq 10^{-5}, \quad (6.48)$$

откуда скорость потока составит:

$$u_{\text{max}} = 0,1 \sqrt{R}.$$

Из совместного решения уравнений (6.47) и (6.48) находят максимальную скорость потока и гидравлический радиус для ячейки отстойника:

$$u_{\text{max}} \leq 0,412 \text{ см/с}; \quad R \leq 16,9 \text{ см}.$$

Среднюю скорость потока рекомендуется принимать в зависимости от концентрации взвеси. При концентрации взвеси 50, 50—500, 500—5000 и >5000 мг/л средняя скорость потока соответственно равна 0,015; 0,017; 0,02 и 0,25 м/с.

Геометрические размеры ячейки (без учета толщины сползающего осадка) находят по формуле:

$$R = \frac{BH}{2(B+H)}. \quad (6.49)$$

Задаваясь соотношением  $B/H$ , вычисляют общую высоту ячейки с учетом толщины слоя сползающего осадка:

$$H_0 = H + h.$$

Удельная нагрузка на ячейку определяется по формуле:

$$q = u_{\text{ср}}BH = \frac{u_{\text{max}}}{1,5 - 2,5} BH. \quad (6.50)$$

Число ячеек

$$N = Q/q.$$

При торцовом впуске сточной воды длины зоны отстаивания равна:

$$L = u_{\text{max}}\tau_0, \quad (6.51)$$

а при боковом:

$$L = \frac{B}{2\text{tg}\alpha} + u_{\text{max}}\tau_0. \quad (6.52)$$

Продолжительность отстаивания:

$$\tau_0 = \frac{H}{w_0 \cos \alpha}. \quad (6.53)$$

Гидравлическую крупность частиц диаметром до 120 мкм находят по формуле Стокса с учетом поправок на изменение плотности  $\rho'_T$  и дисперсности  $d_1$  частиц:

$$w_0 = \frac{d_1^2 (\rho'_T - \rho_{\text{с.в}}) g k'_0}{18\mu}; \quad (6.54)$$

$$\rho'_T = \frac{\rho_T d^3 + \rho_{\text{с.в}} (d_1^3 - d^3)}{d_1^3}; \quad (6.55)$$

объем зоны осаждения:

$$V_{\text{ос}} = \frac{\tau_0 QC}{C_{\text{ос}}}, \quad (6.56)$$

где  $\rho'_T$  — плотность агрегата (частицы с присоединенным слоем воды);  $d_1 = d + 2 \cdot 0,15$  — диаметр агрегата, мкм;  $\tau_0$  — продолжительность отстаивания;  $C_{\text{ос}}$  — концентрация осадка;  $k'_0$  — коэффициент стесненности.

Таблица 6.4. Параметры типовых двухъярусных отстойников

Диаметр, м	Общая высота, м	Пропускная способность (в м <sup>3</sup> /ч) при времени отстаивания 1,5 ч	Диаметр, м	Общая высота, м	Пропускная способность (в м <sup>3</sup> /ч) при времени отстаивания 1,5 ч
<i>Конструкция отстойника — монолитная</i>			<i>Конструкция отстойника — сборная</i>		
6	7,6	13,7	9	8,5	31
6	8,8	13,7	12	8,2	67
9	8,5	37,5	12	9,4	67
9	9,7	37,5			

Двухъярусные отстойники используются для очистки бытовых и близких к ним по составу производственных сточных вод и одновременного сбраживания и уплотнения выпавшего осадка. В табл. 6.4 приведены основные параметры типовых двухъярусных железобетонных отстойников.

Осадочные желоба отстойников глубиной 1,2—1,5 м и с наклоном стенок 50° имеют донные щели шириной 0,15 м, через которые осадок поступает в септическую камеру. Осадочные желоба рассчитывают так же, как и горизонтальные отстойники. Скорость воды принимают равной 5—10 мм/с. Эффективность очистки 40—50%. Объем септической камеры устанавливают в зависимости от средней температуры сточных вод в зимний период. При сбраживании активного ила объем камеры увеличивают на 30—70%.

*Отстойники-осветлители* применяют при повышенном содержании в сточных водах труднооседающих веществ. В результате совмещения процессов осаждения, хлопьеобразования и фильтрации сточной воды через слой взвешенного осадка эффективность очистки достигает 70%.

Имеются конструкции осветлителей как с предварительной коагуляцией и агрегацией вод, так и без таковых, с совмещением этих процессов в одном аппарате. Широко применяют осветлитель с естественной аэрацией (рис. 6.21). Внутри отстойника имеется камера флокуляции, в которую через центральную трубу поступает сточная вода. В камере флокуляции происходит эжекция воздуха, частичное окисление органических веществ, хлопьеобразо-

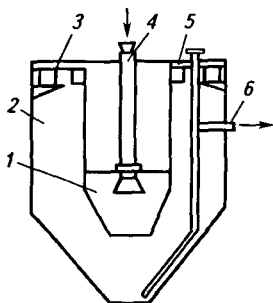


Рис. 6.21. Отстойник-осветлитель:

1 — камера флокуляции; 2 — отстойная зона; 3 — лоток для сбора осветленной воды; 4 — центральная труба; 5 — лоток для отвода плавающих веществ; 6 — трубопровод для удаления осадка

вание и сорбция загрязнений. В отстойной зоне вода проходит через слой взвешенного осадка, где задерживаются мелкодисперсные примеси. Выпавший осадок удаляется под действием гидростатического напора. Размеры типовых осветлителей с естественной аэрацией приведены в табл. 6.5.

При проектировании число осветлителей принимают равным не менее двух. Разность уровней воды в продающем лотке и осветлителе (для обеспечения аэрации) составляет 0,6 м. Объем камеры флокуляции должен обеспечить 20-минутное пребывание в ней воды. Глубина камеры 4—5 м. Скорость движения воды в центральной трубе 0,5—0,7 м/с, длина трубы 2—3 м.

**Очистка от всплывающих примесей.** Производственные сточные воды, содержащие примеси с плотностью меньше плотности воды, т. е. всплывающие примеси (нефть, смолы, масло, жиры и другие им подобные), очищают также отстаиванием в нефтеловушках, смоло- и маслоуловителях.

*Нефтеловушки* сооружают трех типов: горизонтальные, многоярусные и радиальные. Они предназначены для удаления нефти и твердых примесей из сточных вод.

Горизонтальные ловушки представляют собой отстойник, разделенный вертикальными стенками на секции. Сточная вода поступает в каждую секцию. Всплывающая нефть скребковым механизмом передвигается к щелевым поворотным трубам и отводится из нефтеловушек. Осадок твердых частиц сгребается в приямок, из которого удаляется гидроэлеватором.

При расчете горизонтальных нефтеловушек принимают: число секций — не менее двух, ширина секций 2—3 м, глубина слоя воды 1,2—1,5 м, производительность 45 л/с. При больших расходах сточной воды ширину секции принимают равной 6 м и высоту слоя воды 2 м. Длину отстойной части вычисляют по формуле:

$$L = ahv/w_0, \quad (6.57)$$

где  $a$  — коэффициент, учитывающий турбулентность потока воды; при  $v/w_0 = 15$  величина  $a = 1,65$ , при  $v/w_0 = 10$  величина  $a = 1,5$ ;  $h$  — глубина слоя воды.

Таблица 6.5. Размеры типовых осветлителей с естественной аэрацией

Диаметр, м	Высота, м		Объем, м <sup>3</sup>		Производительность (в м <sup>3</sup> /ч) при времени отстаивания 1,5 ч и числе осветлителей	
	цилиндри- ческой части	кони- ческой части	рабочий	строи- тель- ный	2	4
6	4,2	5,0	150	180	169	338
9	4,2	5,1	350	445	375	750

При отсутствии данных по кинетике скорость движения воды принимают  $u = 4+6$  мм/с, а скорость всплывания частиц  $w_0 = 0,4+0,6$  мм/с. Продолжительность отстаивания  $\tau_0$  должна быть не менее 2 ч; продолжительность всплывания частиц нефти  $\tau' = h/w_0$ . Необходимым условием является  $\tau \leq \tau_0$ .

Толщина слоя всплывших нефтепродуктов 0,1 м. Общие потери напора в нефтеловушке 0,4—0,5 м. Размеры типовых горизонтальных нефтеловушек указаны в табл. 6.6.

Таблица 6.6. Основные размеры типовых горизонтальных нефтеловушек

Глубина проточной части, м	Размер секций, м			Число секций	Производительность, м <sup>3</sup> /ч
	длина	ширина	высота		
1,2	12	2	2,4 и 3,6	1	18
1,2	12	2		2	36
1,25	18	3		2	72
1,5	24	3		2	108
2,0	30	3		2	162
2,0	36	6	2,4	3	594

Многоярусные (тонкослойные) нефтеловушки (рис. 6.22) имеют меньшие габариты и более экономичны, чем горизонтальные. При расчете этих нефтеловушек принимают число секций не менее двух, ширину секций — равной 2—3 м и глубину слоя отстаиваемой воды — 2,5—5 м. Воду подают в каждую секцию отдельно; гидравлическая крупность частиц нефти  $w_0 = 0,15$  мм/с; толщина слоя всплывших нефтепродуктов 0,1 м; остаточное содержание нефтепродуктов в сточной воде 100 мг/л; расстояние между полками  $h_{п} = 50$  мм; угол наклона полок 45°; ширина полочного блока 0,65—0,75 м; высота полочного блока 1,5—1,6 м. Продолжительность пребывания воды в полочном пространстве  $\tau' = h_{п}/w_0$ . Длина полочного пространства  $L = 1,3u\tau'$ .

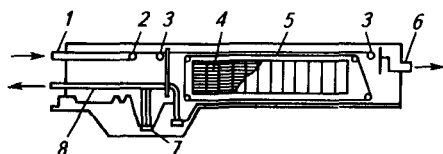


Рис. 6.22. Многоярусная нефтеловушка:

1 — подвод воды; 2 — водораспределительная труба; 3 — нефтесборные трубы; 4 — полочный блок; 5 — скребковый транспортер; 6 — отвод воды; 7 — гидроэлеватор; 8 — отвод осадка

Общая длина нефтеловушки на 5—6 м больше длины полочного пространства. Потери напора 0,5—0,6 м.

Радиальные нефтеловушки. Удаление нефтепродуктов и осадка из таких нефтеловушек полностью механизировано. Сточная вода подается по трубопроводу, располо-

женному под днищем нефтеловушки. Внутри нефтеловушки трубопровод заканчивается раструбом. Нефтепродукты удаляются через нефтесборные трубы.

При расчете принимают: число нефтеловушек — не менее трех; продолжительность отстаивания  $\tau_0 = 6$  ч; глубина нефтеловушки 3—3,5 м; глубина зоны отстаивания  $h = 3,6k\tau_0w_0$  ( $k$  — коэффициент объемного использования, равный 0,6); высота зоны осадка 0,3 м; толщина слоя всплывших нефтепродуктов 0,1 м; потери напора 0,6 м.

Типовые нефтеловушки имеют диаметр 24 и 30 м. Материал — сборный железобетон.

Количество задерживаемого осадка в сутки определяется по формуле:

$$V_{\text{ос}} = \frac{CQ_n}{\rho_{\text{ос}}(100 - z_{\text{ос}}) \cdot 10^6}, \quad (6.58)$$

где  $C$  — концентрация примесей, г/м<sup>3</sup>;  $Q_n$  — количество задержанных осаждающихся примесей (для горизонтальных ловушек 60—70%; для многоярусных и радиальных — до 75%);  $z_{\text{ос}}$  — влажность осадка, %.

Количество нефти в осадке составляет 20%.

#### 6.4. ФИЛЬТРАЦИОННЫЕ УСТАНОВКИ

Фильтрационные установки применяют для извлечения из сточных вод тонкодиспергированных веществ, масел, нефтепродуктов, смол и др.

Для этой цели наиболее широко используют сетчатые фильтры и скорые фильтры с зернистой перегородкой. Фильтр с зернистой перегородкой представляет собой резервуар, в нижней части которого имеется дренажное устройство для отвода воды. На дренаж укладывают слой поддерживающего материала, а затем фильтрующий материал. Для скорых фильтров используют открытые (самотечные) или закрытые (напорные) резервуары с восходящим (снизу вверх) или нисходящим (сверху вниз) потолком.

Грязеемкость (количество загрязнений в кг, удаляемых с 1 м<sup>2</sup> поверхности фильтрующего слоя в единицу времени) фильтров с восходящим потоком больше, чем с нисходящим.

В фильтрах с восходящим потоком наблюдаются заиливание дренажного устройства, коррозия труб и зарастание их карбонатами, поэтому чаще используются фильтры с нисходящим потоком.

Загрузка фильтров может быть однослойной и многослойной. Многослойные фильтры загружают однородным материалом с разной крупностью частиц либо разнородными материалами.

Таблица 6.7. Основные параметры однослойных фильтров

Параметры фильтрующих загрузок			Скорость фильтрования, м/ч		
материал	размер частиц, мм		высота слоя, м	при нормальном режиме	при форсированном режиме
	$\alpha_{\min}$	$\alpha_{\max}$			
<i>Для нисходящего потока</i>					
Кварцевый песок	1,2	2	1,2—1,3	6—7	7—8
Гравий	2	5	0,15—0,2	6—7	7—8
	5	10	0,1—0,15	6—7	7—8
	10	20	0,1—0,15	6—7	7—8
	20	40	0,2—0,25	6—7	7—8
<i>Для восходящего потока</i>					
Кварцевый песок	1,2	2	1,3—1,5	7—8	9—10
Гравий	2	5	0,5—0,7	7—8	9—10
	5	10	0,3—0,4	7—8	9—10
	10	20	0,2—0,3	7—8	9—10
	20	40	0,2—0,25	7—8	9—10

Однослойные фильтры с нисходящим потоком воды (без коагуляции или с коагуляцией) предназначены для задерживания мелкодисперсных частиц, выносимых из отстойников или осветлителей. Основные параметры однослойных фильтров приведены в табл. 6.7.

Напорные фильтры представляют собой стальные вертикальные или горизонтальные резервуары, загруженные кварцевым песком слоем 1 м и работающие под давлением 0,6 МПа (рис. 6.23). Скорость фильтрации 5—12 м/ч. Размеры некоторых фильтров показаны в табл. 6.8.

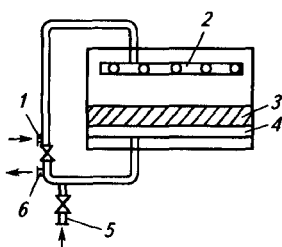


Рис. 6.23. Фильтр механический горизонтальный однокамерный ОГ-5,5:  
1 — подача воды на фильтрование;  
2 — распределительное устройство;  
3 — фильтрующий слой; 4 — дренаж;  
5 — подача промывной воды; 6 — отвод воды

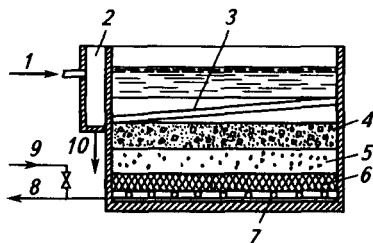


Рис. 6.24. Двухслойный фильтр:  
1 — подача сточной воды; 2 — карман;  
3 — слой антрацита; 4 — слой антрацита;  
5 — дренаж; 6 — слой гравия; 7 — дренаж;  
8 — отвод фильтрата; 9 — подача промывной воды; 10 — отвод промывной воды



Более эффективно работают многослойные фильтры. Грязеёмкость многослойных фильтров в 2—3 раза больше, чем однослойных. Конструкция двухслойного фильтра показана на рис. 6.24. Параметры для расчета представлены в табл. 6.9.

Скорые фильтры рассчитывают на рабочий и форсированный режимы (при выключении отдельных секций на промывку).

Фильтры с плавающей загрузкой из полистирола могут быть однослойными и двухслойными (рис. 6.25), а также встроенными в первичные или вторичные отстойники (рис. 6.26). Скорость фильтрации в таких фильтрах 0,6—2 м/ч. Для регенерации зернистых фильтрующих материалов проводится интенсивная водо-воздушная промывка.

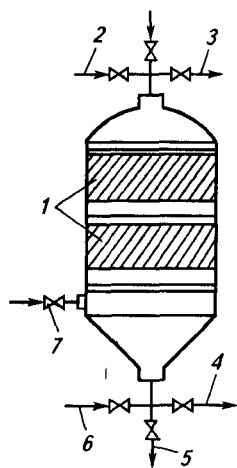
Процесс фильтрования зависит от многих технологических параметров и в первую очередь — от свойств зернистого слоя,

Таблица 6.8. Основные параметры напорных фильтров

Размеры, мм		Объем загрузки, м <sup>3</sup>	Площадь фильтрации, м <sup>2</sup>	Масса с загрузкой, т
диаметр	длина			
<i>Вертикальный фильтр</i>				
1000	2912	0,97	0,8	5,58
1500	3298	2,31	1,78	5,48
2000	3620	4,34	3,14	9,32
2600	4000	7,86	5,3	14,42
3000	4370	11,0	7,1	20,68
3400	4530	14,7	9,1	30,2
<i>Горизонтальный фильтр</i>				
3000	6680	19,0	15,0	39,36
3000	11085	34,5	30,0	47,85

Таблица 6.9. Параметры скорых двухслойных фильтров

Гранулометрический состав слоя				Высота слоя, мм	Скорость фильтрования, м/ч	
минимальный диаметр зерен, мм	максимальный диаметр зерен, мм	эквивалентный диаметр зерен $d_z$ , мм	коэффициент неоднородности $k$		при нормальном режиме	при форсированном режиме
<i>Кварцевый песок</i>						
0,5	1,25	0,8	2	600—700	8—10	10—12
<i>Антрацит</i>						
0,8	1,8	1,1	2	400—500	8—10	10—12



**Рис. 6.25. Напорный двух-  
ярусный фильтр с плавающей  
загрузкой:**

1 — плавающая загрузка; 2 —  
подача промывной воды; 3 —  
отвод очищенной воды; 4 —  
выпуск промывной воды; 5 —  
выпуск шлама; 6 — подача  
сжатого воздуха; 7 — подача  
сточной воды

свойств фильтрационной среды и при-  
месей, от гидродинамического режима  
фильтрации.

Важнейшими характеристиками по-  
ристой среды являются порозность и  
удельная поверхность, которые опреде-  
ляются по зависимостям:

$$\varepsilon_0 = (V - V_0)/V; \quad (6.59)$$

$$a = \frac{6(1 - \varepsilon_0)\alpha}{d_3}, \quad (6.60)$$

где  $\varepsilon_0$  — порозность слоя;  $V$  — общий объем зер-  
нистого слоя,  $\text{м}^3$ ;  $V_0$  — объем частиц,  $\text{м}^3$ ;  $a$  —  
удельная поверхность слоя,  $\text{м}^2/\text{м}^3$ ;  $d_3$  — эквива-  
лентный диаметр частицы,  $\text{м}$ ;  $\alpha$  — коэффициент  
формы.

Частицы задерживаются поверхно-  
стью зерен под действием молекулярных  
сил, электростатических сил, сил хими-  
ческого средства и адсорбции. Величина  
сил прилипания зависит от крупности и  
формы зерен, скорости потока, темпе-  
ратуры воды и свойств примесей.

Кинетика фильтрования и материаль-  
ный баланс описываются уравнениями:

$$-\frac{dC}{dx} = bC - ap; \quad (6.61)$$

$$\frac{dp}{d\tau} = -u \frac{dC}{dx}, \quad (6.62)$$

где  $C$  — концентрация примесей в сточной воде;  $x$  — толщина слоя загрузки;  $b$ ,  
 $a$  — константы скорости прилипания и отрыва частиц;  $p$  — плотность насыщения  
фильтрующего слоя задержанным осадком;  $u$  — скорость фильтрования.

При решении этих уравнений получается общее уравнение  
процесса:

$$\frac{d^2C}{dx d\tau} + au \frac{dC}{dx} + b \frac{dC}{d\tau} = 0. \quad (6.63)$$

Это уравнение имеет решение в виде бесконечного ряда, и его  
трудно использовать в расчетах.

В процессе фильтрования происходит накопление загрязнений  
в слое загрузки. В какой-то момент наблюдается вынос частиц  
в фильтрат с ухудшением его качества. Продолжительность рабо-

ты фильтра до проскока частиц в фильтрат называют временем защитного действия загрузки  $\tau_3$ . По мере загрязнения фильтрующего слоя уменьшается его порозность и увеличивается сопротивление при прохождении через него сточной воды, т. е. растет потерянный напор. Время работы фильтра до достижения потерянного напора предельной величины обозначают через  $\tau_H$ . Оптимальным условием работы фильтра является  $\tau_3 \approx \tau_H$ . Значения  $\tau_3$  и  $\tau_H$  находят по формулам:

$$\tau_3 = \frac{1}{k} \frac{b}{a} \left( x - \frac{x_0}{b} \right); \quad (6.64)$$

$$\tau_H = \frac{H_{\Pi} - H_0}{H_{\Pi} F_{(A)}} \frac{b}{a} x, \quad (6.65)$$

где  $k$  и  $x_0$  — константы, зависящие от эффекта осветления (определяются по справочникам);  $H_0$  — потеря напора в чистой загрузке;  $F_{(A)}$  — параметр, зависящий от величины предельной насыщенности порового пространства отложениями  $A$ .

Сопротивление фильтрующего слоя в любой момент времени равно:

$$H = \int_0^x i dx = \tau_0 \int_0^x \left( \frac{\epsilon}{\epsilon_0 - \Delta\epsilon} \right)^3 dx; \quad (6.66)$$

$$i_0 = \frac{0,188 \psi^2 \mu (1 - \epsilon_0)^2}{d_3^2 \epsilon_0^3}; \quad (6.67)$$

$$i = i_0 \left( \frac{\epsilon_0}{\epsilon_0 - \Delta\epsilon} \right)^3, \quad (6.68)$$

где  $i_0$  — сопротивление единицы толщины фильтрующего слоя при прохождении через него чистой жидкости;  $i$  — сопротивление единицы фильтрующего слоя с задержанными частицами в любой промежуточный момент времени;  $\Delta\epsilon$  — удельный объем осадка, накопившегося в фильтрующем слое.

Площадь скоростных фильтров  $F$  находят по формуле (в  $m^2$ ):

$$F = \frac{Q}{\tau u_p - 3,6 n w \tau_1 - n \tau_2 u_p}, \quad (6.69)$$

где  $\tau$  — продолжительность работы фильтра, ч;  $u_p$  — расчетная скорость фильтрации, м/ч;  $n$  — число промывок фильтра в сутки;  $w$  — интенсивность промывки,

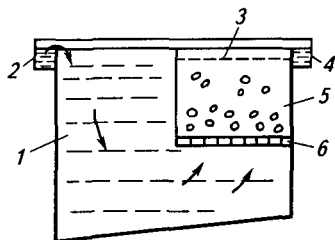
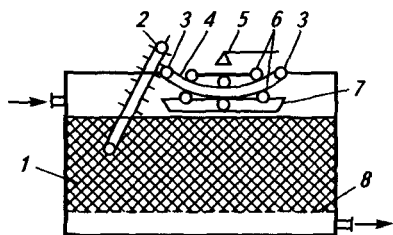


Рис. 6.26. Фильтр с плавающей загрузкой, встроенный в отстойник: 1 — зона отстаивания; 2 — лоток для подачи сточной воды; 3 — решетка; 4 — лоток для отвода воды; 5 — плавающая загрузка; 6 — дырчатое дно фильтра



**Рис. 6.27. Пенополиуретановый фильтр:**

1 — слой пенополиуретана; 2 — элеватор; 3 — направляющие ролики; 4 — лента; 5 — ороситель; 6 — отжимные ролики; 7 — емкость; 8 — решетка

ским отжимом из него уловленных нефтепродуктов. Основные расчетные параметры приведены в табл. 6.10.

Длительность фильтрации определяют по формуле:

$$\tau_{\text{ф}} = k \frac{E w_3}{m_{\text{н}} - m_{\text{к}}}; \quad (6.70)$$

количество регенератора (в м<sup>3</sup>/ч):

$$Q_{\text{р}} = \frac{Q(m_{\text{н}} - m_{\text{к}})}{\rho_{\text{т}}} + \frac{2w_3}{\tau_{\text{ф}}}, \quad (6.71)$$

где  $k = 0,85$  — коэффициент, учитывающий нестабильность процесса;  $E$  — удельная маслосмкость пенополиуретановой загрузки, кг/м<sup>3</sup>;  $w_3$  — объем фильтрующей загрузки, м<sup>3</sup>;  $m_{\text{н}}$ ,  $m_{\text{к}}$  — количество примесей до и после фильтрации, кг/ч;  $\rho_{\text{т}}$  — плотность извлекаемых примесей, кг/м<sup>3</sup>.

**Таблица 6.10. Параметры фильтра «Полимер»**

Параметры	Рекомендуемые значения	Параметры	Рекомендуемые значения	
Крупность загрузки, мм	15—20	Скорость фильтрации, м/ч: при рабочем режиме при форсированном режиме	До 25 До 35	
Плотность загрузки, кг/м <sup>3</sup>	40		Потери напора к концу фильтроцикла, м	0,5—0,7
Высота слоя, м	2			Грязеемкость, кг/м <sup>3</sup>
Концентрация в сточной воде, мг/л:		Продолжительность фильтроцикла, ч	По номинаграммам	
масел и нефтепродуктов	До 150	Продолжительность регенерации загрузки при однократном отжиге, ч:		
взвешенных веществ	До 150		Полимер-25	До 1
Концентрация в очищенной воде, мг/л:		Полимер-500	До 2	
масел и нефтепродуктов	До 10			
взвешенных веществ	До 10			

## 6.5. ГИДРОЦИКЛОНЫ

Интенсификацию процессов осаждения взвешенных частиц из сточных вод осуществляют воздействием на них центробежных и центростремительных сил в низконапорных (открытых) и напорных гидроциклонах. Вращательное движение жидкости в гидроциклоне, приводящее к сепарации частиц, обеспечивается тангенциальным подводом воды к цилиндрическому корпусу. Вращение потока способствует агломерации частиц и увеличению их гидравлической крупности.

**Открытые гидроциклоны** применяют для выделения из сточных вод тяжелых примесей, характеризующихся гидравлической крупностью 20 мм/с и более. Часто их используют в качестве первой ступени в комплексе с другими аппаратами для механической очистки сточных вод. Значительным преимуществом открытых гидроциклонов является большая удельная производительность [2—20 м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>·ч)] при небольших потерях напора (не более 0,5 м). Число впускных патрубков в гидроциклоне для более равномерного распределения потока должно быть не менее двух. Скорость впуска воды равна 0,1—0,5 м/с.

Разработаны следующие конструкции открытых гидроциклонов: без внутренних устройств, с диафрагмой, с диафрагмой и цилиндрической перегородкой (рис. 6.28) и многоярусные (рис. 6.29). Для всех конструкций открытых гидроциклонов удельную гидравлическую нагрузку определяют по формуле:

$$q = 3,6k u_0, \quad (6.72)$$

где  $k$  — коэффициент; для гидроциклона без внутренних устройств  $k = 0,61$ , для гидроциклона с диафрагмой  $k = 1,98$ , для гидроциклона с диафрагмой и цилиндрической перегородкой  $k = 1,98$ .

Производительность одного аппарата равна  $Q = 0,785qD^2$  (где  $D$  — диаметр цилиндрической части).

**Рис. 6.28. Открытые гидроциклоны:**

*a* — без внутренних устройств; *б* — с конической диафрагмой; *в* — с конической диафрагмой и цилиндрической перегородкой;  
1 — отвод воды; 2 — полупогружная кольцевая стенка; 3 — лоток; 4 — кольцевой водослив; 5 — подача воды; 6 — отвод шлама; 7 — коническая диафрагма; 8 — цилиндрическая перегородка

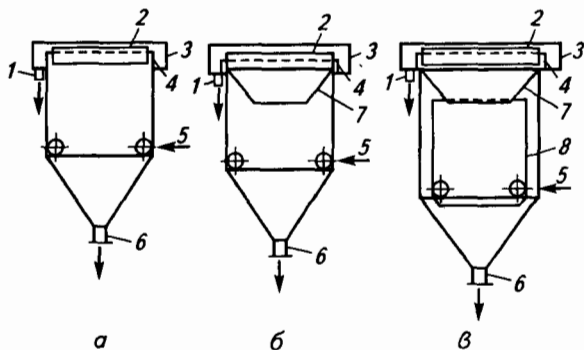


Таблица 6.11. Проектировочные данные для открытых гидроциклонов

Показатель	Гидроциклон		
	без внутренних устройств	с диафрагмой	с диафрагмой и цилиндрической перегородкой
Диаметр цилиндрической части $D$ , м	2—10	2—6	2—6
Высота цилиндрической части $H_{ц}$ , м	$D$	$D$	$D$
Угол наклона конической части, град	60	60	60
Диаметр водосливного лотка $D_1$ , м	$D + 1$	$D + 1$	$D + 1$
Высота водослива $h$ , м	0,5	0,5	0,5
Диаметр впускного патрубка $d_{пит}$ , м	$0,07D$	$0,05D$	$0,05D$
Число впусков	2	2	2
Диаметр водослива $D_2$ , м	$D + 0,2$	$D + 0,2$	$D + 0,2$
Высота лотка $h_1$ , м	—	0,7	—
Угол конуса диафрагмы, град	—	45	—
Диаметр отверстия в диафрагме $D_3$ , м	—	$0,5D$	$0,5D$
Диаметр цилиндра $D_4$ , м	—	—	$0,85D$
Высота цилиндра $H_{цв}$ , м	—	—	$0,8D$
Высота конуса $H$ , м	—	—	$0,1D$

Осадок из гидроциклонов всех типов удаляют через коническую часть, используя для этого насосы, гидроэлеваторы или гидростатическое давление. Проектировочные размеры открытых гидроциклонов даны в табл. 6.11.

**Многоярусные гидроциклоны** используют для интенсификации процесса очистки. В них рабочий объем разделен на отдельные ярусы свободно вставляемыми коническими диафрагмами. Вследствие этого высота слоя отстаивания уменьшается. Вращательное движение позволяет полнее использовать объем яруса и способствует агломерации взвешенных частиц. Каждый ярус гидроциклона работает самостоятельно.

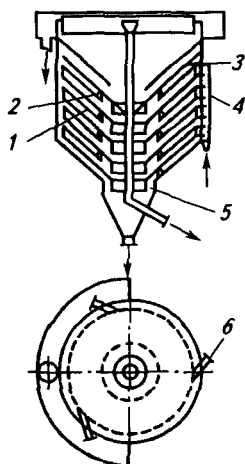
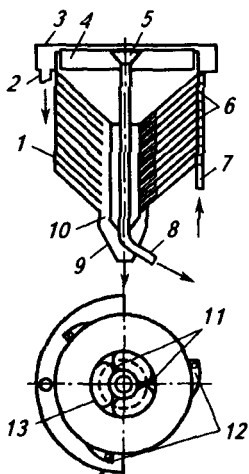
На практике используются гидроциклоны с наклонными патрубками для отвода очищенной воды (см. рис. 6.29) и гидроциклон с периферийным отбором осветленной воды (рис. 6.30). В первом из них впуск загрязненной воды осуществляется тангенциально через общие для всех ярусов щели, расположенные через  $120^\circ$ . Распределение воды по высоте происходит в аванкамерах с распределительными лопатками. Рабочий поток движется в ярусе по сходящейся спирали и выходит в центральную часть. Осадок сползает в ярусе и через шламывыводящую щель попадает в коническую часть аппарата, откуда удаляется под действием гидростатического напора. Гидроциклон имеет устройство для удаления всплывающих примесей.

Скорость восходящего потока в аванкамере принимают равной 0,5 м/с. Удельную гидравлическую нагрузку определяют по уравнению:

$$q = 3,6k \frac{D^2 - (d + 2b)^2}{D^2} u_0 N \eta, \quad (6.73)$$

где  $k$  — коэффициент ( $k = 1$ );  $d$  — диаметр центрального отверстия в диафрагме, м;  $b$  — ширина шламовыводящей щели, м;  $N$  — число ярусов;  $\eta$  — коэффициент, равный 0,75 при нагрузке  $q = 2+2,5 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ .

Основные параметры многоярусного гидроциклона с наклонными патрубками следующие: диаметр гидроциклона 2—6 м, высота яруса  $h_{\text{яр}} = 100+250 \text{ мм}$ , число ярусов 4—20, диаметр центрального отверстия в диафрагме  $d = 0,6+1,4 \text{ м}$ , ширина шламовыводящей щели  $b = 100+150 \text{ мм}$ , число впусков  $n_1 = 3$ , скорость потока на входе  $u_1 = 0,3+0,4 \text{ м/с}$ , число выпусков  $n_2 = 2+3$ , скорость потока на выходе из яруса  $u_2 \leq 0,1 \text{ м/с}$ , зазор между корпусом и конической диафрагмой  $\Delta P = 50+70 \text{ мм}$ , угол конуса диафрагмы  $\alpha = 60+90^\circ$ .



**Рис. 6.29. Многоярусный гидроциклон с наклонными патрубками для отвода очищенной воды:**

1 — конические диафрагмы; 2 — отвод воды; 3 — лоток; 4 — водослив; 5 — маслоборная воронка; 6 — распределительные лотки; 7 — подача сточной воды; 8 — отвод масла; 9 — удаление шлама; 10 — шламоотводящая щель; 11 — наклонные выпуски; 12 — аванкамеры; 13 — шламоотсекающая диафрагма

**Рис. 6.30. Многоярусный гидроциклон с периферийным отбором очищенной воды:**

1 — диафрагма; 2 — перепускные трубчатые стоки; 3 — направляющая диафрагма; 4 — аванкамера; 5 — шламоотводящая шахта; 6 — тангенциальный впуск

В гидроциклонах с периферийным отбором осветленной воды выделившийся осадок сползает к центру, проваливается в шламовую шихту, а затем в коническую часть. Удельную гидравлическую нагрузку для этих циклонов определяют по формуле (6.73) с коэффициентом  $k = 2$ . Коэффициент  $\eta$  зависит от  $q$ :

$q, \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ .....	0,5	1	2	3
$\eta$ .....	0,32	0,47	0,68	0,85

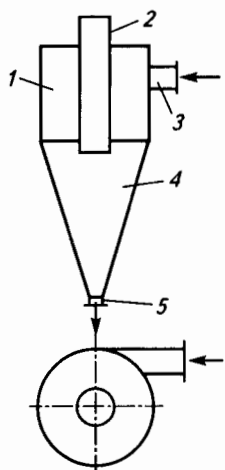
Проектировочные размеры гидроциклона с периферийным отбором осветленной воды следующие: диаметр гидроциклона  $D = 2+6$  м; диаметр диафрагм  $D_1 = 1,8+5,8$  м; диаметр центрального отверстия диафрагм прямого яруса: верхний  $d_1 = 0,9+12$  м, нижний  $d_2 = 0,6+1$  м; ширина периферийной щели для отвода воды  $b = 0,1+0,15$  м; высота ярусов  $h_{\text{яр}} = 0,1+0,2$  м; число ярусов  $n = 4+20$ ; угол наклона диафрагм  $\alpha = 60+90^\circ$ ; скорость воды на входе в ярус  $u_1 = 0,3$  м/с; диаметр отверстия съемной части в направленной диафрагме  $d_3 = 0,2+0,3$  м.

**Напорные гидроциклоны** представляют собой аппараты, состоящие из цилиндрической и конической частей (рис. 6.31). Сточная вода под давлением поступает по тангенциально расположенному

вводу в верхнюю часть цилиндра и приобретает вращательное движение. Возникающие центробежные силы перемещают частицы примесей к стенкам аппарата по спиральной траектории вниз к выходному патрубку. Очищенная вода удаляется через верхний патрубок.

Фактор разделения напорных гидроциклонов достигает 2000, что обуславливает их высокую эффективность. Гидроциклоны могут иметь диаметры от 15 до 1000 мм. Для удлинения срока службы внутреннюю поверхность аппаратов футеруют каменным литьем или резиной. Промышленность выпускает различные типы гидроциклонов (УЗГО, НИИХИММАШ, НИЛ ОПСВ ГИСИ). Конструктивные размеры напорных гидроциклонов подбирают в зависимости от количества сточных вод, концентрации и свойств примесей. Для сточных вод, содержащих 0,2—4 г/л взвешенных веществ, конструктивные и технологические параметры гидроциклонов ориентировочно принимают по данным табл. 6.12.

Эффективность гидроциклонов рассчитывают исходя из заданной гидравлической



**Рис. 6.31. Напорный гидроциклон:**

1 — цилиндрическая часть; 2 — патрубок для отвода воды; 3 — патрубок для впуска сточной воды; 4 — коническая часть; 5 — патрубок для отвода шлама



Таблица 6.12. Параметры напорных циклонов

Гидравлическая крупность (в мм/с) при		Диаметр цилиндрической части, мм	Размеры элементов, доли диаметра циклона				Потеря напора, м	Производительность, м <sup>3</sup> /ч	Потери воды с пульпой, % от производительности
объемной массе 2—3,5 г/см <sup>3</sup> и концентрации 2—4 г/л	объемной массе 5 г/см <sup>3</sup> и концентрации 0,2—0,8 г/л		диаметр выпуска	диаметр верхнего слива	диаметр нижнего слива	высота цилиндрической части			
1,0—1,7	0,20—0,25	50	0,28	0,40	0,12	1	10—15	3—4	2—3
1,3—2,1	0,3—0,4	75	0,24	0,27	0,12	1	15—20	5—6	3—5
2,7—3,7	0,4—0,5	250	0,20	0,23	0,10	0,7	15—25	46—53	5—7
3,6—4,6	0,8—1,1	350	0,18	0,22	0,07	0,88	20—30	75—85	2—3
4,3—4,8	1,8—2	500	0,13	0,22	0,05	0,8	25—35	85—90	1,5—2

крупности частиц и граничной крупности разделения  $\delta$  (в мкм), под которой понимают максимальный размер частиц, попадающих в слив гидроциклона. Эти параметры должны обеспечить заданный эффект очистки.

Гидравлическую крупность находят по упрощенной формуле ВНИИ ВОДГЕО:

$$w_0 = 15,33 \frac{k_T D^3}{a Q_{\text{пит}}}, \quad (6.74)$$

где  $Q_{\text{пит}}$  — производительность гидроциклона, м<sup>3</sup>/с;  $k_T$  — коэффициент, учитывающий влияние концентрации примесей и турбулентность потока (для агрегативно-устойчивых суспензий с небольшой концентрацией  $k_T = 0,04$ );  $a$  — коэффициент, учитывающий затухание тангенциальной скорости, равен 0,45.

Максимальный размер частиц определяют по формуле НИЛ ОПСВ ГИСИ:

$$\delta = 83,47 \cdot 10^6 \frac{D^{0,57} d_{\text{пит}}^{2,283} d_{\text{сл}}^{0,216} \mu^{0,5}}{d_{\text{шл}}^{0,5} H_{\text{ц}}^{0,5} H_{\text{к}}^{0,714} Q_{\text{пит}}^{0,5} (\rho_T - \rho_{\text{с.в}})^{0,5}}, \quad (6.75)$$

где  $d_{\text{пит}}$ ,  $d_{\text{сл}}$ ,  $d_{\text{шл}}$  — диаметры патрубков для подачи воды, слива очищенной воды и удаления шлама, мм;  $\mu$  — динамическая вязкость воды, Па · с;  $H_{\text{ц}}$ ,  $H_{\text{к}}$  — высота цилиндрической и конической частей гидроциклона, м;  $\rho_T$ ,  $\rho_{\text{с.в}}$  — плотность твердой и жидкой фаз, кг/м<sup>3</sup>.

Производительность гидроциклона (в л/мин) рассчитывается по формуле:

$$Q = kd_{\text{пит}}d_{\text{сл}}\sqrt{g\Delta P}, \quad (6.76)$$

где  $k$  — коэффициент, равный 5;  $g$  — ускорение свободного падения, м/с<sup>2</sup>;  $\Delta P$  — перепад давления в гидроциклоне, Па.

При окончательно выбранных геометрических размерах гидроциклона его производительность  $Q_{\text{пит}}$  (в м<sup>3</sup>/ч) рассчитывается по формуле НИЛ ОПСВ ГИСИ:

$$Q_{\text{пит}} = 0,017D^{0,0525}d_{\text{пит}}^{1,279}d_{\text{сл}}^{0,4046}d_{\text{шл}}^{0,1434}\alpha^{0,0258}H_{\text{ц}}^{0,0149}P_{\text{пит}}^{0,443}, \quad (6.77)$$

где  $P_{\text{пит}}$  — давление на входе в гидроциклон, Па.

Расход шлама  $Q_{\text{шл}}$  определяют по формуле (в м<sup>3</sup>/ч):

$$Q_{\text{шл}} = 93,17 \cdot 10^{-5} \frac{D^{1,45}d_{\text{пит}}^{0,239}d_{\text{шл}}^{2,859}H_{\text{ц}}^{0,087}}{d_{\text{сл}}^{2,318}\alpha^{0,457}P_{\text{пит}}^{0,315}}, \quad (6.78)$$

где  $\alpha$  — угол конической части гидроциклона, град.

Число гидроциклонов равно  $n = Q/Q_{\text{пит}}$ .

Количество воды, проходящей через сливной и шламовый патрубки:

$$q_{\text{сл}} = Q \frac{d_{\text{сл}}^2}{d_{\text{сл}}^2 + d_{\text{шл}}^2}; \quad (6.79)$$

$$q_{\text{шл}} = Q \frac{d_{\text{шл}}^2}{d_{\text{шл}}^2 + d_{\text{сл}}^2}. \quad (6.80)$$

## 6.6. ЦЕНТРИФУГИ

Центрифугирование используется реже для очистки сточных вод, чем методы осаждения и фильтрования. Это связано с тем, что центрифугирование является процессом энергоемким.

Центрифуги бывают отстойные и фильтрующие. В процессах очистки сточных вод фильтрующие центрифуги используют для разделения грубодисперсных систем, отстойные — для разделения труднофильтрующихся тонко- и грубодисперсных суспензий, а также для классификации суспензий по размерам и плотности частиц. Для очистки производственных сточных вод наиболее перспективны отстойные центрифуги.

Важнейшими характеристиками центрифуги являются фактор разделения и продолжительность центрифугирования. Фактор разделения  $\Phi_p$  равен:

$$\Phi_p = \omega^2 r / g,$$

где  $\omega$  — угловая скорость вращения, рад/с;  
 $r$  — радиус вращения, м.

Для выделения из сточных вод тонко- и среднедиспергированных примесей применяют центрифуги с фактором разделения более 2500. Экономически целесообразно использовать центрифуги для локальной очистки сточных вод в том случае, когда выделенный осадок имеет ценность и может быть рекуперирован и когда для выделения осадка нельзя использовать реагенты.

Центрифуги периодического действия целесообразно использовать при концентрации нерастворимых примесей в сточных водах не более 2—3 г/л и если образующиеся осадки цементируются или характеризуются высокими абразивными свойствами.

Из центрифуг непрерывного действия в системах очистки вод наибольшее распространение получили горизонтальные шнековые центрифуги типа ОГШ (рис. 6.32). Их используют для выделения веществ с гидравлической крупностью примерно 0,2 мм/с (противоточные) и 0,05 мм/с (прямоточные). Характеристики этих центрифуг даны в табл. 6.13.

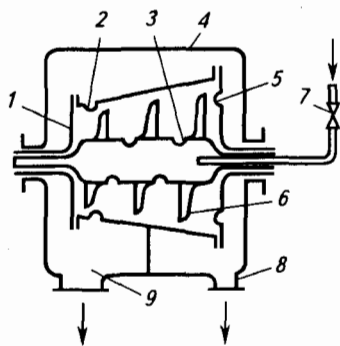


Рис. 6.32. Центрифуга типа ОГШ:

1 — барабан; 2, 3, 5 — окна; 4 — кожух; 6 — разгрузочный шнек; 7 — подвод сточной воды; 8 — отвод осветленной воды; 9 — отвод осадка

Таблица 6.13. Техническая характеристика непрерывно действующих осадительных горизонтальных шнековых центрифуг

Марка	Производительность по суспензии, м <sup>3</sup> /ч	Наибольший внутренний диаметр, мм	Частота вращения, об/мин	Фактор разделения	Отношение длины ротора к диаметру	Мощность электродвигателя, кВт	Размер центрифуги с электродвигателем, мм			Масса, кг
							длина	ширина	высота	
ОГШ-352 К-6	3—5	350	4000	3140	1,8	20	2380	1585	1030	1830
ОГШ-352 К-1	1—3	350	4000	3140	1,8	7,5	1630	1095	715	970
ОГШ-501 К-6	7—10	500	2650	2000	1,8	30	2585	2200	1080	3430
ОГШ-631 К-2	35	630	2000	1415	3,76	100	4530	2780	1430	10 118
ОГШ-802 К-7	15—20	800	1850	1500	2,2	100	4978	2940	2360	14 500
НОГШ-1203 К-1	70	1200	800	430	1,48	90	5020	4040	1725	14 200
НОГШ-132	120	1320	600	530	2,1	160	4187	4333	1693	12 000

Основной расчетной величиной является гидравлическая крупность выделяемых частиц в поле центробежных сил  $u_{ц}$ . Эту величину определяют экспериментально. При расчете определяют фактор разделения  $\Phi_p$ , высоту осветляемого слоя  $h$ , время центрифугирования  $\tau_{ц}$ , т. е. параметры, от которых зависит необходимая эффективность осветления, а затем по каталогу выбирают типовой размер центрифуги.

Производительность центрифуги равна:

$$Q = V_b / \tau_{ц}, \quad (6.81)$$

где  $V_b$  — расчетный объем ванны ротора при  $h = D - D_c/2$  ( $D$  — наибольший внутренний диаметр ротора;  $D_c$  — диаметр порогов сливных окон);  $\tau_{ц}$  — продолжительность пребывания суспензии в роторе.

Так как объем ванны ротора используется не полностью, фактическая производительность будет меньше:

$$Q_{ф} = Qk,$$

где  $k$  — коэффициент использования объема ванны;  $k = 0,4+0,6$ .

# ГЛАВА 7

## УСТАНОВКИ И АППАРАТЫ ДЛЯ ХИМИЧЕСКОЙ И ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКОЙ ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД

### 7.1. УСТАНОВКИ ДЛЯ НЕЙТРАЛИЗАЦИИ

Сточные воды, содержащие минеральные кислоты или щелочи, подвергают нейтрализации. Нейтрализацию проводят для предупреждения коррозии материалов очистных сооружений, выделения солей металлов из сточных вод и предупреждения нарушения биохимических процессов в них.

Нейтрализацию осуществляют: смешением кислых и щелочных сточных вод, добавлением реагентов, фильтрованием кислых вод через нейтрализующие материалы и абсорбцией кислых газов щелочными водами или абсорбцией аммиака кислыми водами. Теоретическое количество реагентов, необходимое для нейтрализации кислот, приведено в табл. 7.1.

На практике реагент вводят в избытке (на 10% больше расчетного количества).

В кислых и щелочных сточных водах всегда присутствуют ионы металлов, поэтому дозу реагента следует определять с учетом выделения в осадок солей тяжелых металлов. Теоретический расход реагентов для удаления металлов дан в табл. 7.2.

Таблица 7.1. Теоретический расход реагентов для нейтрализации кислот

Реагенты	Удельный расход реагентов для нейтрализации кислот, кг/кг					
	серной	соляной	азотной	фосфорной	уксусной	плавиковой
Оксид кальция $\text{CaO}$	0,57	0,77	0,44	0,86	0,47	1,7
Гидроксиды:						
кальция $\text{Ca}(\text{OH})_2$	0,75	1,01	0,59	1,13	0,62	1,85
натрия $\text{NaOH}$	0,82	1,09	0,63	1,22	0,67	2
калия $\text{KOH}$	1,14	1,53	0,89	1,71	0,94	2,8
Карбонаты:						
кальция $\text{CaCO}_3$	1,02	1,37	0,8	1,53	0,83	2,5
магния $\text{MgCO}_3$	0,86	1,15	0,67	1,21	0,7	2,1
натрия $\text{Na}_2\text{CO}_3$	1,09	1,45	0,84	1,62	0,89	2,63

Таблица 7.2. Удельный расход реагентов, необходимый для удаления металлов (в кг/кг)

Металл	Реагент			
	CaO	Ca (OH) <sub>2</sub>	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	NaOH
Цинк	0,85	1,13	1,6	1,22
Никель	0,95	1,26	1,8	1,36
Медь	0,88	1,16	1,66	1,26
Железо	1,0	1,32	1,9	1,43
Свинец	0,27	0,36	0,51	0,38

Расход реагентов  $G$  (в кг/ч) для нейтрализации сточных вод находят из зависимости:

$$G = k_3 \frac{100}{B} QaC, \quad (7.1)$$

где  $Q$  — расход сточных вод, м<sup>3</sup>/ч.

Количество реагентов для нейтрализации кислых вод, содержащих соли тяжелых металлов, определяют из соотношения:

$$G = k_3 \frac{100}{B} Q(aC + b_1 C_1 + b_2 C_2 + \dots + b_n C_n), \quad (7.2)$$

где  $k_3$  — коэффициент запаса;  $B$  — количество активной части в товарном продукте, %;  $a$  — удельный расход реагента, кг/кг;  $C$  — концентрация кислоты или щелочи, кг/м<sup>3</sup>;  $C_1, C_2, \dots, C_n$  — концентрации металлов, кг/м<sup>3</sup>;  $b_1, b_2, \dots, b_n$  — удельный расход реагента, кг/кг.

Принципиальная схема станции реагентной нейтрализации показана на рис. 7.1.

Время контакта сточных вод и реагента в камерах реакции должно быть не менее 5 мин; для кислых сточных вод, содер-

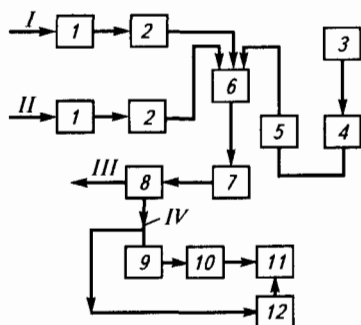


Рис. 7.1. Принципиальная схема станции реагентной нейтрализации:

*I* — подача кислых сточных вод; *II* — подача щелочных сточных вод; *III* — отвод нейтрализованных сточных вод; *IV* — выпуск осадка;

1 — песколовки; 2 — усреднители; 3 — склад реагентов; 4 — растворный бак; 5 — дозатор; 6 — смеситель; 7 — нейтрализатор; 8 — отстойник; 9 — осадкоуплотнитель; 10 — вакуум-фильтр; 11 — накопитель обезвоженных осадков; 12 — шламовая площадка

жащих растворенные ионы тяжелых металлов, это время должно быть не менее 30 мин. Время пребывания сточной воды в отстойниках — 2 ч.

Известь для нейтрализации применяют в виде известкового молока 5%-й концентрации или в виде порошка. Используют комовую известь (ГОСТ 9179—77).

Известь первого сорта содержит 67% активной смеси  $\text{CaO} + \text{MgO}$ , известь второго сорта — 55%. Наибольший эффект достигается при измельчении извести до частиц размером 5—10 мкм (60—70%) и 10—100 мкм (30—40%). Для приготовления известкового молока известь гасят в известе-гасилках, барабанных аппаратах или шаровых мельницах.

Схема аппарата для безотходного гашения извести показана на рис. 7.2. Барабан диаметром 1300 мм вращается на горизонтальном валу с частотой 23—25 мин<sup>-1</sup>. В барабан загружают чугунные шары диаметром 50 и 70 мм. Производительность барабана по извести 12—15 т/сут.

При использовании шаровых мельниц мокрого помола достигается большая производительность.

После гашения известковое молоко поступает в гидроциклон или гидравлический классификатор для отделения крупных частиц извести и возврата их на вторичное дробление. В нейтрализуемую воду растворы и суспензии дозируют плунжерными, шестеренчатыми и диафрагмовыми насосами — дозаторами. Для нейтрализации могут быть использованы установки с сухим дозированием реагентов (известь в виде порошка или сода). Доза реагента в этом случае увеличивается на 30—50%. Для дозирования сухих порошкообразных реагентов используют тарельчатые, шнековые, вибрационные, ленточные, объемные и весовые дозаторы.

Для перемешивания реагента со сточной водой применяют гидравлические и механические смесители.

**Фильтры-нейтрализаторы.** Фильтры применяют для нейтрализации кислых вод до концентрации кислот не более 1,5 мг/л в отсутствие в воде солей тяжелых металлов. В качестве загрузки используют: доломиты, известняк, магнезит, мел, мрамор и др. Размер кусков материала 3—8 см. Высоту загрузки  $H$  для сточных вод, содержащих  $\text{HCl}$  и  $\text{HNO}_3$ , принимают равной 1—1,5 м, а содержащих  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , — равной 1,5—2 м. Вода фильтруется сверху вниз или снизу вверх.

При фильтрации сточных вод, содержащих  $\text{HCl}$  и  $\text{HNO}_3$ , через известняк скорость фильтрования принимают  $v = 0,5 \pm 1$  м/ч. При

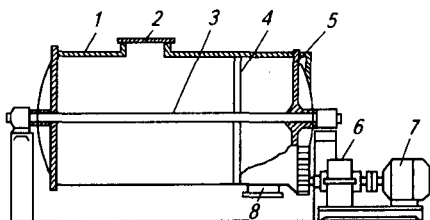


Рис. 7.2. Аппарат для гашения извести: 1 — барабан; 2, 8 — люки; 3 — вал; 4 — перегородка; 5 — шестерни; 6 — редуктор; 7 — электродвигатель

фильтровании сточных вод, содержащих до 0,5%  $H_2SO_4$ , через доломиты скорость фильтрования равна  $v = 0,6 \div 0,9$  м/ч, при содержании до 2%  $H_2SO_4$  скорость фильтрования  $v = 0,35$  м/ч.

Установка состоит из усреднителя, устройств для дробления и классификации загрузки, дозаторов, насосов для перекачки промывных вод и аппаратов для удаления взвешенных веществ из промывных вод. Площадь фильтрации вертикального фильтра  $f$  (в  $m^2$ ) находят из соотношения:

$$f = q/v, \quad (7.3)$$

где  $q$  — расход нейтрализуемых сточных вод,  $m^3/c$ ;  $v$  — скорость фильтрования, м/с.

Продолжительность работы фильтра без перегрузки  $\tau$  определяется по формуле:

$$\tau = \frac{Hfp}{Mk}, \quad (7.4)$$

где  $H$  — высота загрузки материала, м;  $\rho$  — плотность загрузочного нейтрализующего материала (для доломита, известняка и мрамора  $\rho = 2800$   $kg/m^3$ , магнезита —  $3000$   $kg/m^3$ , мела —  $2700$   $kg/m^3$ );  $M$  — расход реагента,  $kg/cут$ ;  $k$  — коэффициент, учитывающий неполноту использования загрузочного материала.

Длину горизонтального фильтра-нейтрализатора находят по формуле (в м):

$$L = v\tau. \quad (7.5)$$

Продолжительность контакта сточных вод с загрузочным материалом:

$$\tau = \frac{6k_1 d^{1,5}}{\sqrt{v}} (3 + \lg C), \quad (7.6)$$

где  $k_1$  — коэффициент, характеризующий активность материала (для подмосковного доломита  $k_1 = 1,87$ , уральского —  $3,96$ );  $d$  — средний диаметр материала загрузки, см;  $C$  — концентрация кислоты в воде, г экв/л.

Необходимый уклон горизонтального фильтра определяют по формуле:

$$i = \frac{v^2}{ds^2 \epsilon_0^2}; \quad (7.7)$$

суммарные потери напора в фильтре равны:

$$h = iL,$$

где  $s$  — коэффициент, зависящий от  $d$ ;  $s = 20 - 14d$ ;  $\epsilon_0$  — порозность загрузки, равная  $0,35 - 0,45$ .



Аппаратуру и трубопроводы изготавливают из кислотоупорных материалов.

**Нейтрализация дымовыми газами.** Применение для нейтрализации щелочных сточных вод отходящих газов, содержащих  $\text{CO}_2$ ,  $\text{SO}_2$ ,  $\text{NO}_2$  и другие кислые газы, позволяет не только нейтрализовать сточные воды, но и одновременно осуществлять высокоэффективную очистку самих газов от вредных компонентов. Нейтрализация производится в колонной абсорбционной аппаратуре, расчет которой основан на закономерностях хемосорбции (см. главу 5).

## 7.2. ОБОРУДОВАНИЕ ДЛЯ КОАГУЛИРОВАНИЯ

Для интенсификации процессов осаждения и флотации применяют коагулянты и флокулянты. В качестве коагулянтов используют соли алюминия (табл. 7.3), соли железа (табл. 7.4), а также смеси солей  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  и  $\text{FeCl}_3$  в соотношении от 1:1 до 1:2 и алюминийсодержащие отходы, травильные растворы, шлаки, пасты и смеси. Доза коагулянта в зависимости от содержания твердых примесей указана в табл. 7.5.

Таблица 7.3. Алюминийсодержащие коагулянты

Коагулянт	Формула	Содержание, % (мас.)	
		$\text{Al}_2\text{O}_3$	нерастворимых примесей
Сульфат алюминия:			
неочищенный	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$	9	23
очищенный	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$	13,5	1
Алюминат натрия	$\text{NaAlO}_2$	45—55	6—8
Оксихлорид алюминия	$\text{Al}_2(\text{OH})_5\text{Cl}_5$	40—44	—
Квасцы:			
алюмокалиевые	$\text{KAl}(\text{SO}_4)_2 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$	10,2—10,7	0,04—0,2
аммиачные	$\text{NH}_4\text{Al}(\text{SO}_4)_2 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$	11,0—11,2	—

Таблица 7.4. Железосодержащие коагулянты

Коагулянт	Формула	Содержание, % (мас.)	
		$\text{FeCl}_3$ или $\text{Fe}_2\text{O}_3$	нерастворимых примесей
Хлорид железа	$\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	> 95	—
Железный купорос	$\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	> 47	< 1
Сульфат железа	$\text{Fe}(\text{SO}_4)_3 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	68—76	< 40

Таблица 7.5. Доза коагулянта в зависимости от концентрации примесей

Концентрация примесей в воде, мг/л	Доза безводного коагулянта, мг/л	Концентрация примесей в воде, мг/л	Доза безводного коагулянта, мг/л
До 100	25—35	801—1000	60—90
101—200	30—45	1001—1400	65—105
201—400	40—60	1401—1800	75—115
401—600	45—70	1801—2200	80—125
601—800	55—80	2201—2500	90—130

Для интенсификации образования хлопьев гидроксидов алюминия и железа используют флокулянты: активную кремниевую кислоту ( $x\text{SiO}_2 \cdot y\text{H}_2\text{O}$ ) и полиакриламид. Дозу полиакриламида при вводе перед отстойниками или осветлителями со взвешенным осадком принимают равной от 0,4 до 1,5 мг/л; дозу кремниевой кислоты — 2—3 мг/л.

Приготовление и дозирование коагулянтов производят в виде растворов или суспензий. Растворение коагулянтов осуществляют в баках (не менее двух). Концентрация раствора коагулянта в растворных баках должна составлять 10—17%. Продолжительность растворения при температуре воды 10 °С принимают равной 10—12 ч. Для перемешивания подают сжатый воздух в количестве 8—10 л/(м<sup>2</sup>·с). Воздух подают через перфорированные трубы с отверстиями размером 3—4 мм. Скорость движения воздуха в трубах равна 10—15 м/с, а при выходе из отверстий — 20—30 м/с. В нижней части баки имеют наклон 45—50°. Для опорожнения баков и сброса осадка предусматривают трубопроводы диаметром не менее 150 мм.

Концентрированные растворы коагулянтов перемешивают с водой в расходных баках лопастными мешалками, воздухом или циркуляционными насосами. Диаметр лопасти равен 0,4—0,45 диаметра бака, частота вращения 20—30 мин<sup>-1</sup>. Интенсивность подачи воздуха 3—5 л/(м<sup>2</sup>·с).

**Смесители.** Для смешивания сточной воды с коагулянтом применяют смесители: дырчатые, перегородчатые, вертикальные и с лопастными мешалками.

*Дырчатый смеситель* (рис. 7.3) представляет со-

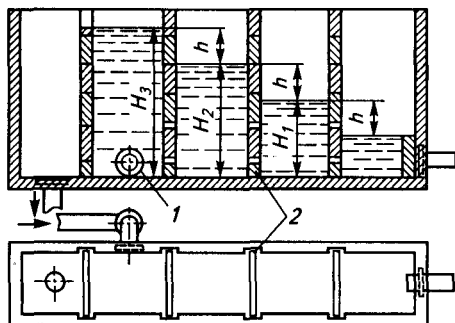


Рис. 7.3. Дырчатый смеситель: 1 — подача воды; 2 — перегородка с отверстиями

бой железобетонный или металлический лоток с дырчатыми перегородками. Расстояние между перегородками принимают равным ширине лотка. Диаметр отверстий 20—100 мм. Суммарная площадь отверстий в каждой перегородке  $F_{\text{отв}} = Q/u_0$ . Скорость движения воды в отверстиях  $u_0 = 1$  м/с, а в лотке за последней перегородкой  $u \approx 0,6$  м/с. Уровень воды за последней перегородкой принимают равным  $H_0 = 0,4+0,5$  м. Потерю напора в отверстиях определяют по формуле:

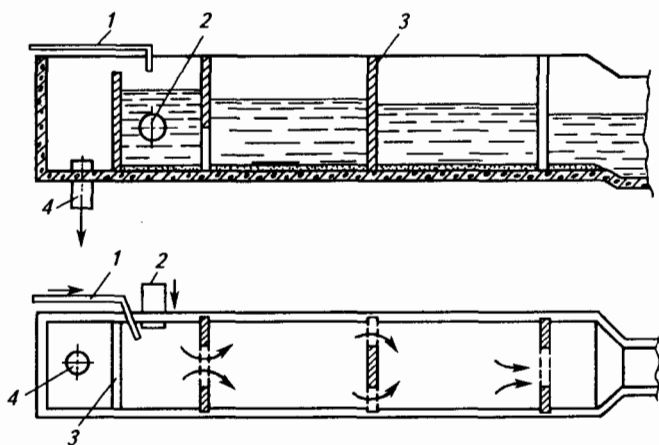
$$h = \xi \frac{u_0^2}{2g}, \quad (7.8)$$

где  $\xi$  — коэффициент сопротивления.

Прибавляя к  $H_0$  величину потеряннного напора  $h$ , находят уровень воды в каждом отделении смесителя.

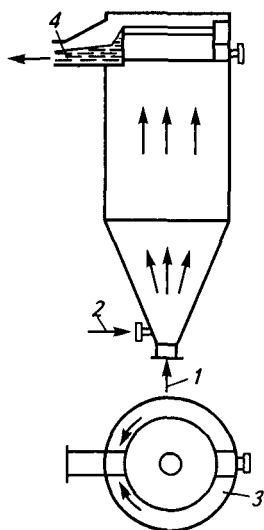
**Перегородчатый смеситель** (рис. 7.4) представляет собой лоток с перегородками, имеющими проемы. Расстояние между проемами равно двойной ширине лотка. Скорость движения воды в лотке  $u \approx 0,6$  м/с, а в проемах  $u_0 \approx 1$  м/с. Время пребывания воды в смесителе 3—5 мин.

**Вертикальный смеситель** (рис. 7.5) представляет собой цилиндр с коническим днищем. Перемешивание в нем достигается изменением скорости движения в конической части. Скорость в нижней конической части смесителя равна 1 м/с, а в верхней цилиндрической части — 25 мм/с. Время пребывания воды в камере  $\tau_{\text{см}} = 1,5+2$  мин.



**Рис. 7.4. Перегородчатый смеситель:**

1 — подвод реагентов; 2 — подвод воды; 3 — перегородка;  
4 — патрубок для сброса воды



**Рис. 7.5. Вертикальный смеситель:**

1 — подача сточных вод;  
2 — подача реагентов;  
3 — лоток; 4 — выпуск сточных вод

Зная расход воды  $Q$  (в  $\text{м}^3/\text{с}$ ) и скорость ее движения в цилиндрической части  $u_{\text{ц}}$ , можно рассчитать диаметр цилиндрической части:

$$D_{\text{ц}} = \sqrt{\frac{4Q}{\pi u_{\text{ц}}}}. \quad (7.9)$$

Высоту конической части находят из соотношения:

$$h_{\text{к}} = \frac{D_{\text{ц}} - d_{\text{п}}}{2 \sin(\varphi/2)}, \quad (7.10)$$

где  $d_{\text{п}}$  — диаметр входного патрубка;  $\varphi$  — угол конусности.

Объем конической части находят по уравнению:

$$V_{\text{к}} = \frac{\pi}{3} h_{\text{к}} \left[ \left( \frac{D_{\text{ц}}}{2} \right)^2 + \left( \frac{d_{\text{п}}}{2} \right)^2 + \frac{D_{\text{ц}}}{2} + \frac{d_{\text{п}}}{2} \right], \quad (7.11)$$

где  $h_{\text{к}}$  — высота конической части.

Объем смесителя равен:

$$V_{\text{см}} = Q \tau_{\text{см}}. \quad (7.12)$$

Высота цилиндрической части определяется по соотношению:

$$h_{\text{ц}} = \frac{V_{\text{см}} - V_{\text{к}}}{F_{\text{ц}}}, \quad (7.13)$$

где  $F_{\text{ц}}$  — площадь сечения цилиндрической части.

Общая высота смесителя равна:

$$H_{\text{см}} = h_{\text{к}} + h_{\text{ц}}.$$

Скорость движения воды в желобе принимают  $u_{\text{ж}} = 0,5 \div 0,8$  м/с. Уклон дна лотка  $i = 0,02$ . Диаметр входного патрубка  $d_{\text{п}}$  рассчитывают для скорости движения воды 1 м/с.

**Камеры хлопьеобразования.** Назначение камер — обеспечить образование хлопьев коагулянта. Используются следующие камеры: перегородчатые, вихревые, водоворотные и с мешалками.

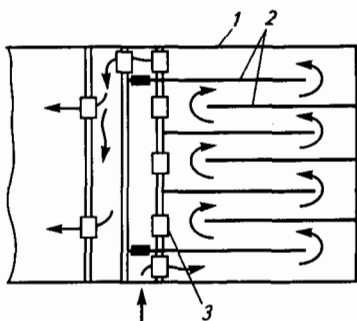
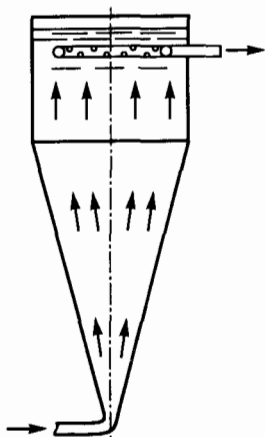


Рис. 7.6. Перегородчатая камера:  
1 — корпус; 2 — перегородки;  
3 — окна

Рис. 7.7. Вихревая камера



Перегородчатая камера (рис. 7.6) представляет собой резервуар, разделенный перегородками на 8—10 коридоров. Ширина коридора не менее 0,7 м. Скорость движения воды в камере 0,2—0,3 м/с. Зная расход воды и время пребывания ее в камере, определяют объем камеры. Потери напора:

$$h = n\xi \frac{u^2}{2g} + h_T, \quad (7.14)$$

где  $n$  — число поворотов;  $h_T$  — потери на трение по всей длине камеры.

Вихревые камеры (рис. 7.7). Скорость движения воды в нижней конической части 0,7 м/с; в верхнем сечении 4—5 мм/с. Время пребывания воды в камере 6—10 мин. Размеры камеры определяют так же, как и размеры вихревого смесителя.

Водоворотные камеры (рис. 7.8) конструктивно объединяют с вертикальными отстойниками. Время пребывания воды в камере принимают равным  $\tau_k = 15 \div 20$  мин, а время осаждения  $\tau_{ос} = 1$  ч. Скорость выхода воды из сопла  $u_c = 2 \div 3$  м/с. Высота камеры хлопьеобразования  $H_{к.х} = 3,6 \div 4$  м.

Задаваясь числом камер хлопьеобразования  $n_{к.х}$  и зная

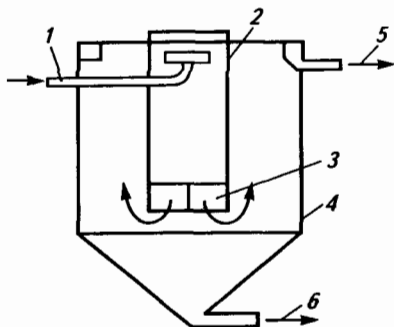


Рис. 7.8. Водоворотная камера:  
1 — подвод воды; 2 — камера; 3 — сопло;  
4 — отстойник; 5 — отвод очищенной воды; 6 — отвод шлама

расход воды, определяют площадь одной камеры и ее диаметр:

$$F_{к.х} = \frac{q_{\max} \tau_{к.х}}{n_{к.х} H_{к.х}}; \quad (7.15)$$

$$d_{к.х} = \sqrt{\frac{4F_{к.х}}{\pi}}. \quad (7.16)$$

Сопло размещают на расстоянии  $0,2d_{к.х}$  от стенки камеры на глубине  $0,5$  м от поверхности воды. Диаметр сопла равен:

$$d_c = 1,13 \sqrt{\frac{q'_{\max}}{\mu u_c}}, \quad (7.17)$$

где  $q'_{\max}$  — максимальный расход сточной воды на одно сопло, м<sup>3</sup>/с;  $\mu$  — коэффициент расхода (равен  $0,908$ ).

Объем зоны осаждения вычисляют по соотношению:

$$V_{ос} = q_{\max} \tau_{ос} / n_{к.х}. \quad (7.18)$$

Высота зоны осаждения равна:

$$H_{ос} = H_{к.х} + 0,5.$$

Диаметр отстойника рассчитывается по формуле:

$$D_{отс} = 1,13 \sqrt{\frac{V_{ос} + V_{к.х}}{H_{ос}}}. \quad (7.19)$$

В осветлителях со взвешенным слоем смещение, коагулирование и осаждение происходят в одном аппарате.

### 7.3. УСТАНОВКИ ДЛЯ ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД ОКИСЛИТЕЛЯМИ

Метод окисления применяют для обезвреживания сточных вод, содержащих токсичные примеси, а также для извлечения из сточных вод веществ, которые нельзя или нецелесообразно извлекать другими способами. На практике используют окислители: хлор, гипохлориты натрия и кальция, хлорную известь, диоксид хлора, озон, кислород воздуха, пиролюзит, пероксид водорода и др.

**Установки хлорирования.** Хлорирование применяют для удаления из сточных вод фенолов, крезолов, цианидов, сероводорода, гидросульфида, метилсернистых соединений, а также для борьбы с биологическими обрастаниями сооружений.

Хлор поступает на производство в жидком виде. Он содержит не менее 99,5 Cl<sub>2</sub>. Хлорная известь имеет разный состав: 50% CaCl<sub>2</sub> · Ca(OH)<sub>2</sub> · H<sub>2</sub>O; 30% Ca(ClO)<sub>2</sub> · 2Ca(OH)<sub>2</sub> и 20% Ca(ClO)<sub>2</sub>. В зависимости от марки хлорной извести (А, Б и В) содержание активного хлора и влаги дано в табл. 7.6.

Гипохлорит кальция Ca(ClO<sub>2</sub>) выпускают трех сортов (табл. 7.7); на практике используется также двухосновная соль Ca(ClO)<sub>2</sub> · 2Ca(OH)<sub>2</sub> · 2H<sub>2</sub>O и дветриосновная соль 3Ca(ClO)<sub>2</sub> · 2Ca(OH)<sub>2</sub> · 2H<sub>2</sub>O.

Наиболее устойчива соль гипохлорита натрия NaOCl · 5H<sub>2</sub>O. Растворы гипохлорита натрия устойчивы при pH 11. Соль получают при взаимодействии газообразного хлора и раствора щелочи или при электролизе поваренной соли в ванне без диафрагмы. Дioxid хлора ClO<sub>2</sub> — газ зеленовато-желтого цвета, хорошо растворяется в воде, сильный окислитель. Получают взаимодействием хлорита (NaClO<sub>2</sub>) с хлором, соляной кислотой или озоном перед употреблением.

Для обеззараживания сточных вод из хлорсодержащих реагентов приготавливают водный раствор, смешивают его со сточной водой и смесь направляют в контактные резервуары. При проектировании хлоратной установки расход хлорной извести определяют по зависимости:

$$G_{\text{из}} = 100dQ/z; \quad (7.20)$$

объем хлорного раствора определяют по формуле:

$$V = dQ/k_{\text{из}}, \quad (7.21)$$

где  $d$  — доза активного хлора в реагенте, кг/м<sup>3</sup>;  $Q$  — расход сточных вод, м<sup>3</sup>/ч;  $z$  — содержание активного хлора в хлорной извести, %;  $k_{\text{из}}$  — концентрация раствора хлорной извести, кг/м<sup>3</sup>.

Таблица 7.6. Состав хлорной извести (в %)

Показатель	Марка		
	А	Б	В
Содержание активного хлора, %, не менее	35	35	32
Содержание влаги, %, не более:			
при длительном хранении	2	10	Не нормируется
при непродолжительном хранении	2	Не нормируется	

Таблица 7.7. Состав гипохлорита кальция и дветриосновой соли

Показатель	Сорт гипохлорита кальция			Сорт дветриосновой соли	
	I	II	III	I	II
Содержание активного хлора, %, не менее	70	60	50	55	50
Нерастворимый остаток, %, не более	6	15		Не нормируется	
Содержание влаги, %, не более	2	3	3	1	1,5

Хлорный раствор приготавливают в растворных баках. Емкость растворных баков:

$$V_6 = \frac{Qd}{k_{из}n}, \quad (7.22)$$

где  $n$  — число затворений хлорной извести в сутки ( $n = 2+6$  раз).

Баки для хранения раствора имеют емкость не более 50% растворных. Дозирующие баки имеют размеры:  $0,5 \times 0,4 \times 0,5$  м. Арматуру и трубопроводы для подачи хлорной воды изготавливают из антикоррозионных материалов. Контактные резервуары бывают горизонтальные, вертикальные или укрупненные квадратные с ячеистым дном. Конструктивно они не отличаются от отстойников. Время контакта 30 мин.

Установки для хлорирования сточных вод с использованием жидкого хлора состоят из узлов: испарения жидкого хлора, дозирования газообразного хлора и обезвреживания хлорной воды (в водохлорном эжекторе). Хлор растворяется в воде только в газообразном состоянии, поэтому жидкий хлор испаряют в емкостных или змеевиковых испарителях. На испарение 1 кг жидкого хлора расходуется  $0,4 \text{ м}^3$  воды при  $10^\circ \text{C}$  и  $0,15 \text{ м}^3$  воды при  $30^\circ \text{C}$ .

В небольших установках хлор испаряется из баллона-испарителя. В основном применяют вакуумные хлораторы ЛОНИИ-100, ЛК-10, ХВ-11. Характеристика хлораторов ЛК дана в табл. 7.8.

**Установки для озонирования.** Озонирование применяется для очистки сточных вод от фенолов, нефтепродуктов, сероводорода, соединений мышьяка, ПАВ, цианидов, красителей, канцерогенных ароматических углеводородов, пестицидов и др. Для окисления этих веществ озонородную смесь вводят в воду, в которой озон диссоциирует. Растворимость озона в воде зависит от ее pH. В слабощелочной среде озон диссоциирует очень быстро, а в кислотной проявляет большую стойкость.

Озон получают в генераторах из кислорода воздуха под действием электрического разряда. Генераторы озона подразделяются на цилиндрические с трубчатыми горизонтальными или вертикаль-



Таблица 7.8. Характеристика хлораторов ЛК

Показатель	Марка хлоратора				
	ЛК-10М	ЛК-10С	ЛК-11	ЛК-10Б	ЛК-12
Производительность по хлору, кг/ч	0,04—0,85	0,85—5,5	0,5—5	2,5—25	2,5—50
Расход воды, м <sup>3</sup> /ч	3—5	3—5	3—5	17—30	30—35
Напор воды, МПа	0,175—0,5	0,175—0,5	0,175—0,5	0,1—0,55	0,6—0,8
Максимальная концентрация хлора в воде, г/л	0,3	1,5	1,5	1	1,5
Диаметр трубопровода, мм:					
подводящего воду	25	25	25	50	100
отводящего хлорную воду	38	38	38	80	100
трубки для хлора	8	8	8	10	25
Габаритные размеры, мм	530×520× ×60	530×520× ×60	500×200× ×125	800×340× ×200	280×760× ×330
Масса, кг	12,5	12,5	11	45	80

Примечание. В названии марки хлоратора: М — малая мощность, С — средняя и Б — большая.

ными электродами; плоские с пластинчатыми электродами и центральным коллектором или продольной циркуляцией.

Принципиальная схема озонатора с горизонтальными трубчатыми электродами приведена на рис. 7.9, а пластинчатого с центральным коллектором — на рис. 7.10.

Характеристика озонаторов трубчатого типа приведена в табл. 7.9.

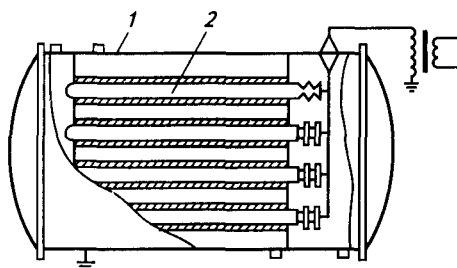


Рис. 7.9. Озонатор с горизонтальными трубчатыми элементами:  
1 — корпус; 2 — трубчатый элемент

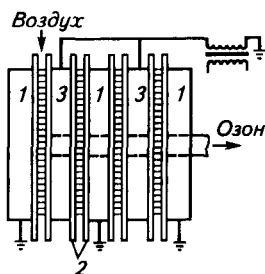


Рис. 7.10. Схема пластинчатого озонатора с центральным коллектором:  
1 — полые бруски; 2 — стеклянные пластины; 3 — высоковольтные электроды

Таблица 7.9. Характеристика озонаторов трубчатого типа

Тип озонатора	Производительность по озону, кг/ч	Концентрация озонородушной смеси, %	Расход воздуха, м <sup>3</sup> /ч	Расход охлаждающей воды, м <sup>3</sup> /ч	Напряжение на электродах, кВт
ОП-4	1	16—17	40	1	10
ОП-6	2	14—16	80	3	10
ОП-121	1,6	14—16	120	10	16
ОП-315	3,8	12—14	300	30	18
ОПТ-510	6	12—14	450	50	18
Шуази	8,3	18—20	450	45	20

Отношение потребляемой мощности  $N$  (в Вт) к производительности по озону  $q_{\text{оз}}$  (в г/ч) называют к. п. д. озонаторной установки:

$$\mathcal{E} = N/q_{\text{оз}}$$

Расход электроэнергии на получение 1 кг озона из хорошо осушенного воздуха колеблется от 13 до 29 кВт·ч, а из неосушенного — 43—57 кВт·ч. При использовании технического кислорода производительность озонатора повышается примерно в 2 раза при снижении в 2 раза удельных затрат энергии.

Озонаторные установки для очистки сточных вод состоят: из аппаратов для очистки и осушки воздуха, озонаторов, камер контакта озона с обрабатываемой водой, оборудования для утилизации остаточного озона. Атмосферный воздух подают на фильтр, где он очищается от пыли, после чего направляется в водоотделитель капельной влаги, а затем осушается на адсорбционных установках АГ-50 или УОВ. Осушенный воздух подвергается тонкой очистке от пыли, а затем направляется в озонатор.

На установках производительностью по озону более 6 кг/ч применяют двухступенчатую схему осушки воздуха. На первой ступени удаляют влагу, искусственно охлаждая воздух до 7 °С в холодильной установке, на второй — осушают в адсорберах с алюмогелевой или силикагелевой загрузкой до влажности 0,05 г/м<sup>3</sup>.

В обрабатываемую воду озон вводят различными способами: барбортированием воздуха, содержащего озон, через слой воды (распределение воздуха происходит через фильтросные пластины или пористые трубки); смешением воды с озонородушной смесью в эжекторах или специальных роторных механических смесителях, в абсорберах различной конструкции.

Схема барботажной колонны показана на рис. 7.11. Высота колонны  $H$  не превышает 4–5 м. Коэффициент поглощения озона определяют по формуле:

$$\eta = 1 - (1 - 0,1H_1)^\beta; \quad (7.23)$$

$$\beta = -(0,113 - 0,0017t) \frac{Hf}{0,25 - Q/F_k}, \quad (7.24)$$

где  $H_1$  — высота слоя воды в колонне, м;  $t$  — температура воды, °С;  $f$  — отношение поверхности пузырька к его объему,  $\text{мм}^{-1}$ ;  $Q$  — расход воды,  $\text{м}^3/\text{ч}$ ;  $F_k$  — площадь сечения колонны,  $\text{м}^2$ .

Колонна с пористыми трубками имеет в плане размер  $1,7 \times 5$  м. По дну проложены трубы с внутренним диаметром 70 и наружным 120 мм. Размер пор 100 мкм.

Общая площадь всех распыляющих элементов контактной камеры барботажного типа  $f_{\text{общ}}$  находится из соотношения:

$$f_{\text{общ}} = Q_{d_{\text{оз}}} / C\omega, \quad (7.25)$$

где  $d_{\text{оз}}$  — требуемая доза озона,  $\text{г}/\text{м}^3$  (определяется экспериментально);  $C$  — концентрация озона в смеси,  $\text{г}/\text{м}^3$ ;  $\omega$  — интенсивность распыления на единицу площади пористых распылителей,  $\text{м}^2/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ .

Число распыляющих элементов при площади одного элемента  $f_3$  равно:

$$n = f_{\text{общ}} / f_3. \quad (7.26)$$

Металлокерамические распылительные трубы по дну контактных камер расположены на расстоянии 0,4 м, а керамические — на расстоянии 0,5 м.

Общий объем камеры  $V$  равен:

$$V = k_{\text{пр}} Q \tau, \quad (7.27)$$

где  $k_{\text{пр}}$  — коэффициент увеличения объема воды вследствие продувки озоновоздушной смеси ( $k_{\text{пр}} = 1,1$ );  $\tau$  — время пребывания воды в камере, ч.

Необходимое количество озона находят из соотношения:

$$D_{\text{оз}} = d_{\text{оз}} Q. \quad (7.28)$$

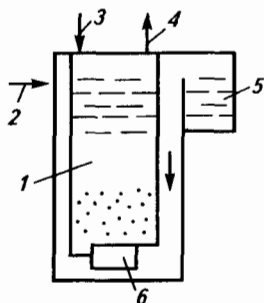
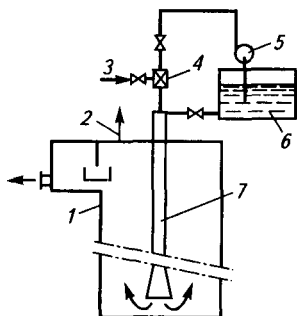


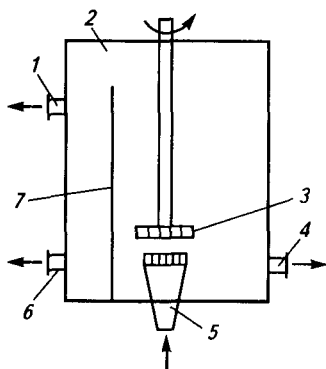
Рис. 7.11. Барботажная колонна:

1 — контактная камера; 2 — сточная вода; 3 — озоновоздушная смесь; 4 — отвод непрореагировавшего озона; 5 — сборный канал; 6 — диффузор



**Рис. 7.12. Схема введения озона с применением эмульсатора:**

1 — колонна; 2 — отвод непрореагировавшего озона; 3 — подвод озонозвоздушной смеси; 4 — эмульсатор; 5 — насос; 6 — емкость; 7 — труба-смеситель



**Рис. 7.13. Механический смеситель турбинного типа:**

1 — аварийный перелив воды; 2 — корпус; 3 — турбина; 4 — подвод сточной воды; 5 — подвод озонозвоздушной смеси; 6 — отвод озонированной воды; 7 — перегородка

Число озонаторов равно:

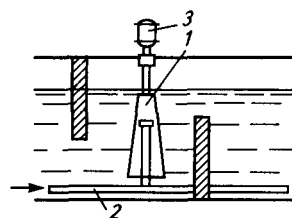
$$n = kD_{O_3}/q_{O_3}, \quad (7.29)$$

где  $k$  — коэффициент запаса ( $k = 1,05+1,1$ );  $q_{O_3}$  — производительность одного озонатора, кг/ч.

Технологическая схема введения озона в воду с применением гидравлического эмульсатора показана на рис. 7.12. Гидравлический эмульсатор представляет собой водяной насос — инжектор. При производительности по воде до 50 тыс. м<sup>3</sup>/сут применяют механические смесители (рис. 7.13). При

расчете их время контакта для легко взаимодействующих с озоном веществ принимают равным 0,25—1 мин, а для трудно взаимодействующих — 3 мин. Схема механического ротационного эмульсатора приведена на рис. 7.14. Принципиальная технологическая схема установки для очистки сточных вод озонированием показана на рис. 7.15.

Обработка сточной воды состоит из двух процессов: растворения озона в воде и химического взаимодействия с окисляемыми веществами. Таким образом, озонирование представляет



**Рис. 7.14. Механический ротационный эмульсатор:**

1 — ротор-цилиндр; 2 — труба для всасывания озонированного воздуха; 3 — двигатель

собой процесс абсорбции, сопровождаемой необратимой химической реакцией в жидкой фазе. Количество озона, необходимого для окисления загрязнений, можно определить по уравнениям, приведенным в главе 5.

## 7.4. ФЛОТАЦИОННЫЕ УСТАНОВКИ

Флотационные установки используют для удаления из сточных вод масел, нефтепродуктов, жиров, смол, гидроксидов, ПАВ и других органических веществ, твердых частиц с гидравлической крупностью менее 0,01 мм/с, полимеров, волокнистых материалов, а также для разделения иловых смесей.

Процесс флотации заключается в молекулярном слипании частиц примесей и пузырьков воздуха, диспергированных в воде, и всплывании комплексов пузырек—частица на поверхность воды, при этом происходит концентрирование частиц в образовавшемся пенном слое, затем пена удаляется с поверхности воды.

Для интенсификации образования агрегатов пузырек—частица в воду добавляют различные реагенты: собиратели, пенообразователи, регуляторы, которые увеличивают гидрофобизацию поверхности частиц, дисперсность и устойчивость газовых пузырьков. В качестве реагента используют соли железа и алюминия, флокулянты ВПК-101, ПЭИ, ППС, ППА. Для создания оптимальной рН среды используют известь, едкий натр и кислоты.

Наиболее благоприятные условия разделения достигаются при соотношении между твердой и газообразной фазами  $G_{\text{возд}}/G_{\text{ч}} = 0,01 \pm 0,1$ . Это соотношение определяется по формуле:

$$\frac{G_{\text{возд}}}{G_{\text{ч}}} = 1,3Y^*(fP - 1) \frac{Q_1}{C_{\text{ч}}Q}, \quad (7.30)$$

где  $G_{\text{возд}}$  — масса воздуха, г;  $G_{\text{ч}}$  — масса суспендированных веществ, г;  $Y^*$  — растворимость воздуха в воде при атмосферном давлении и данной температуре, см<sup>3</sup>/л;  $f$  — степень насыщения (обычно  $f = 0,5 + 0,8$ );  $P$  — абсолютное давление, при

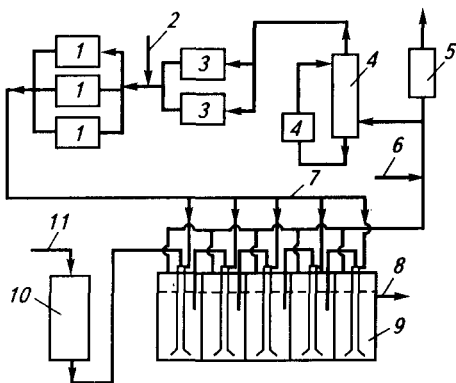


Рис. 7.15. Принципиальная многоступенчатая схема обработки сточных вод озонном: 1 — озонаторы; 2 — ввод кислорода; 3 — осушители; 4 — охладитель; 5 — аппарат для каталитического разложения озона; 6 — ввод циркулирующего газа; 7 — подача озонозоонодушной смеси; 8 — вывод очищенной воды; 9 — многоступенчатый контактный аппарат; 10 — деаэрактор; 11 — ввод сточной воды

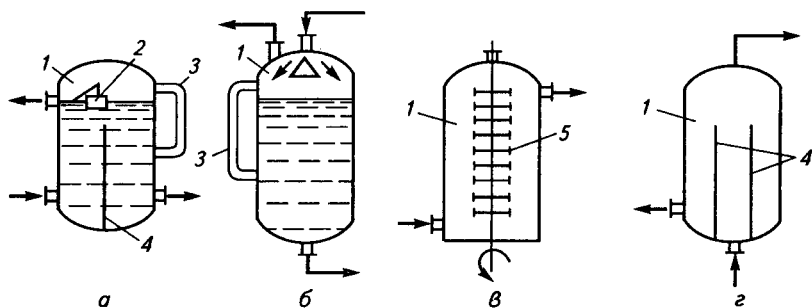
котором вода насыщается воздухом;  $Q_1$  — количество воды, насыщенной воздухом,  $\text{м}^3/\text{ч}$ ;  $Q$  — расход сточной воды,  $\text{м}^3/\text{ч}$ ;  $C_1$  — концентрация суспендированных веществ,  $\text{г}/\text{м}^3$ .

В зависимости от метода насыщения воды пузырьками воздуха различают следующие способы флотационной очистки сточных вод: флотация с выделением воздуха из раствора (вакуумная, напорная, эрлифтная); флотация с механическим диспергированием воздуха (импеллерная, безнапорная, пневматическая); барботажная (подача газа через пористые или перфорированные элементы); электрофлотация; химическая и биологическая флотация.

Наиболее широко в процессах очистки сточных вод используется *напорная флотация*. Установка для напорной флотации включает в себя: сборные (приемные) емкости для сбора сточной воды, насосы, эжекторы или компрессоры, напорный резервуар (сатуратор) для насыщения воды воздухом, флотационную камеру и оборудование для сбора и удаления пены с загрязнениями. Для повышения эффективности очистки предусматривают предварительную коагуляцию воды. Установку дополняют смесителями, камерами хлопьеобразования и др.

В сатураторе (рис. 7.16) происходит растворение воздуха при давлении 0,3—0,5 МПа; во флотационной камере, которая работает при атмосферном давлении, происходит выделение растворенного воздуха и осуществляется процесс флотации. Таким образом, образование пузырьков газа происходит вследствие уменьшения растворимости воздуха в воде при снижении давления. При этом выделение газа из воды происходит непосредственно на частице.

Вероятность образования зародышевых пузырьков газа на их поверхности устанавливается по формуле:



**Рис. 7.16. Сатураторы:**

*а, в, г* — с нижней подачи воды; *б* — с верхней подачи воды; *1* — корпус; *2* — поплавковое устройство для сброса нерастворившегося воздуха; *3* — указатель уровня воды; *4* — перегородки; *5* — мешалка

$$W = A \exp \left\{ \frac{16\pi\sigma^3}{3KTP_2^2 [\ln(P_1/P_2)]^2} \varphi \right\}, \quad (7.31)$$

где  $A$  — предэкспоненциальный множитель;  $\sigma$  — коэффициент поверхностного натяжения;  $K$  — постоянная Больцмана;  $T$  — абсолютная температура;  $P_1$  и  $P_2$  — соответственно давление исходного и пересыщенного растворов;

$$\varphi = \frac{2 + 3 \cos \theta - \cos^2 \theta}{4};$$

$\theta$  — краевой угол смачивания поверхности частиц.

Интенсивность образования зародышей пузырьков  $I$  прямо пропорциональна вероятности их образования:

$$I = kW, \quad (7.32)$$

где  $k$  — коэффициент пропорциональности.

Вероятность образования комплекса пузырек—частица определяется по формуле:

$$X = \frac{n^{4/3} \pi (R+r)^3 - n^{4/3} \pi R^3}{V} = C_r \left[ \left(1 - \frac{2}{R}\right)^3 - 1 \right], \quad (7.33)$$

где  $n$  — число пузырьков радиуса  $R$  в объеме  $V$  воды;  $r$  — радиус частицы;  $C_r$  — объемная концентрация газовой фазы;

$$C_r = n \frac{4}{3} \pi \frac{R^3}{V}; \quad R = \frac{2\sigma}{P_1 - P_2}. \quad (7.34)$$

Число зародышей пузырьков газа  $N$  равно:

$$N = \frac{4 \cdot 10^{-5} u'}{v d_c^{1,5}} \left[ 1 - \left( \frac{u_{кр}}{u} \right)^{0,75} \right]^2, \quad (7.35)$$

где  $u'$  — среднеквадратичная величина компоненты турбулентной пульсации скорости, м/с;  $u_{кр}$  — критическая скорость дросселирования жидкости, ниже которой пузырьки не образуются, м/с;  $u$  — скорость жидкости, м/с;  $d_c$  — диаметр сопла, м;  $v$  — кинематический коэффициент вязкости жидкости, м<sup>2</sup>/с.

Скорость движения пузырька можно вычислить по формулам: в отсутствие ПАВ в воде

$$v_{п} = \frac{1gR^2}{9v_B}; \quad (7.36)$$

в присутствии ПАВ

$$v_{\text{п}} = \frac{1}{9} \frac{\rho g R^2}{9\mu_{\text{в}} + 3C_{\text{п}}R}, \quad (7.37)$$

где  $C_{\text{п}}$  — концентрация ПАВ;  $\rho$  — плотность воды;  $\mu_{\text{в}}$  и  $\nu_{\text{в}}$  — динамическая и кинематическая вязкость воды соответственно.

Эффективность флотационного выделения частиц определяется по формуле:

$$\eta_{\text{ф}} = \frac{v_{\text{п}} T_1}{H_1} (1 - e^{-\alpha C_{\text{п}} v_{\text{п}} T}), \quad (7.38)$$

где  $T_1$  — время пребывания жидкости во флотаторе;  $T = T_1 + T_2$ ;  $T_2$  — время обработки до флотатора;  $H_1$  — высота слоя жидкости во флотаторе;  $\alpha$  — число столкновений пузырьков газа с частицами на единице длины пути.

Эффективность очистки флотацией равна 85—95%.

Напорные установки могут быть использованы в различных технологических схемах. В прямоточной схеме вся обрабатываемая вода поступает в сатуратор и насыщается воздухом. Схема наиболее проста в осуществлении и эксплуатации, но требует большого расхода энергии. Ее нецелесообразно применять для удаления коллоидных или хлопьевидных частиц, которые могут разрушаться в сатураторе.

При частично прямоточной схеме 30—70% неочищенной воды направляется в сатуратор, а остальная часть — сразу же во флотатор. Это позволяет сократить расход энергии на проведение процесса очистки.

В схеме с рециркуляцией в сатуратор подается 20—50% очищенной воды. Такую схему применяют при очистке стоков,

содержащих хлопьевидные взвешенные вещества, при использовании коагулянтов и флокулянтов, при уплотнении активного ила и др. По этой схеме расход воздуха на флотацию меньше, чем при использовании прямоточной схемы. Однако с рециркуляцией воды объем флотационной камеры увеличивается.

Сатуратор напорной флотации (см. рис. 7.16)

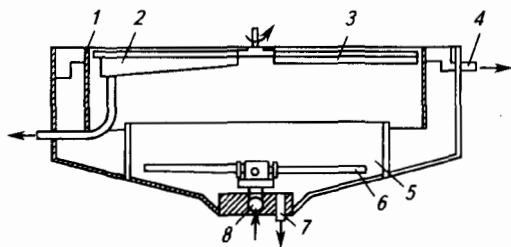


Рис. 7.17. Радиальный флотатор:

1 — кольцевая перегородка; 2 — шламоприемник; 3 — скребок; 4 — отвод очищенной воды; 5 — флотационная камера; 6 — вращающийся водораспределитель; 7 — отвод осадка; 8 — подвод сточной воды



рассчитывают на продолжительность насыщения воды воздухом, равную 1—3 мин. Воздух под давлением 0,3—0,5 МПа подают в количестве 3—5% от объема очищаемой воды.

Флотаторы представляют собой отстойники радиального типа с встроенной флотационной камерой. Камера имеет механизм для сгребания пены (рис. 7.17).

Разработаны типовые проекты флотаторов-отстойников производительностью 150, 300, 600 и 900 м<sup>3</sup>/ч. В табл. 7.10 даны основные размеры типовых флотаторов-отстойников.

Площадь флотационной камеры принимают исходя из интенсивности аэрации 6—10 м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>·ч). Время флотации 20 мин.

Диаметр камеры  $D_k$  находят по формуле:

$$D_k = \sqrt{4Q/(\pi u_k)}. \quad (7.39)$$

Скорость движения воды во флотационной камере принимают равной  $u_k = 10,8$  м/ч, а продолжительность пребывания воды в камере 5—7 мин.

Диаметр флотатора-отстойника  $D_\phi$  находят из выражения:

$$D_\phi = \sqrt{\frac{4Q}{\pi u_0} + D_k^2}. \quad (7.40)$$

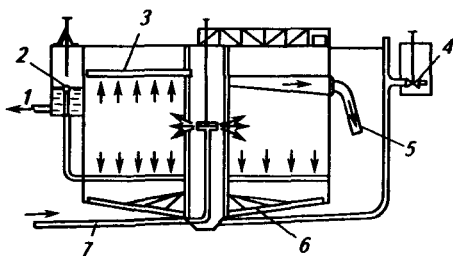
Скорость движения воды в отстойной зоне равна  $u_0 = 4,7$  м/ч. Размеры флотатора определяют по данным табл. 7.10.

**Флотационные илоуплотнители.** Такие установки используют для сгущения активного ила в процессах биологической очистки сточных вод. Установки работают по принципу напорной флотации.

Схема флотационного илоуплотнителя показана на рис. 7.18. Расчет флотационных установок для уплотнения ила заключается в определении объема и размеров флотационных камер, в определении количества образующихся шламов и осадков, объема напорных баков и в подборе насосов.

Таблица 7.10. Основные размеры флотаторов-отстойников при разной производительности

Производительность, м <sup>3</sup> /ч	Флотационная камера		Общие размеры отстойника	
	диаметр $D_k$ , м	высота $H_k$ , м	диаметр $D_k$ , м	высота $H_k$ , м
150	3	1,5	6	3
300	4,5	1,5	9	3
600	6	1,5	12	3
900	7,5	1,5	15	3



**Рис. 7.18. Радиальный флотационный илоуплотнитель:**  
 1 — отвод осветленной воды; 2 — телескопический регулятор; 3, 6 — скребки; 4 — отвод осадка; 5 — отвод уплотненного ила; 7 — подвод иловоздушной смеси

**Расчет напорных установок при прямоточной флотации.** Полный объем флотатора  $W_{\phi}$  ( $\text{м}^3$ ) равен сумме объемов: рабочего  $W_p$ , объема для накопления шлама  $W_{\text{ш}}$ , объема отстойной (осадочной) части  $W_{\text{ос}}$  и дополнительного (запасного) объема  $W_3$ . Таким образом, полный объем флотатора равен:

$$W_{\phi} = W_p + W_{\text{ш}} + W_{\text{ос}} + W_3, \quad (7.41)$$

или

$$W_{\phi} = n_{\text{ос}} W_p + 2 W_{\text{ш}}; \quad (7.42)$$

$$W_p = Q_{\text{расч}} \tau_{\phi}, \quad (7.43)$$

где  $\tau_{\phi}$  — продолжительность флотации, ч;  $n_{\text{ос}}$  — коэффициент, учитывающий объем осадочной части, равен 1,25—1,5.

Продолжительность флотации устанавливают экспериментально. При отсутствии таких данных она может быть принята в зависимости от начальной концентрации нерастворимых примесей  $C_{\text{нач}}$ . При  $C_{\text{нач}} < 3$  г/л величина  $\tau_{\phi}$  принимается не менее 0,35 ч; при  $C_{\text{нач}} = 3+7$  г/л величина  $\tau_{\phi}$  равна не менее 0,5 ч.

Продолжительность накопления шлама  $\tau_{\text{ш}}$  на поверхности водного зеркала зависит от  $C_{\text{нач}}$  и влажности шлама: при  $\tau_{\text{ш}} < 4$

$$\tau_{\text{ш}} = \frac{B_{\text{нач}} \rho_{\text{обр}} - 0,81 B_{\text{сбр}} \rho_{\text{нач}}}{0,4 B_{\text{сбр}} \rho_{\text{нач}}}; \quad (7.44)$$

$$W_{\text{ш}} = \frac{B_{\text{нач}} \sum [(\Theta C_{\text{нач}}) Q_{\text{ср}} \tau_{\text{ш}}]}{20\,000 \rho_{\text{нач}} (0,405 + 0,2 \tau_{\text{ш}}) \gamma}; \quad (7.45)$$

при  $\tau_{\text{ш}} > 4$

$$\tau_{\text{ш}} = \frac{1,8 B_{\text{нач}} \rho_{\text{сбр}}}{2 B_{\text{сбр}} \rho_{\text{нач}} - 0,4 B_{\text{нач}} \rho_{\text{сбр}}}; \quad (7.46)$$

$$W_{\text{ш}} = \frac{B_{\text{нач}} \sum [(\Theta C_{\text{нач}}) Q_{\text{ср}} (1,8 + 0,4 \tau_{\text{ш}})]}{20\,000 \rho_{\text{нач}} \gamma}, \quad (7.47)$$

где  $Q_{\text{ср}}$  — среднечасовой расход сточных вод,  $\text{м}^3/\text{ч}$ ;  $B_{\text{нач}}$  и  $B_{\text{сбр}}$  — коэффициенты увеличения объема сбросового шлама вследствие содержания в нем воздуха; обыч-

но  $B_{\text{нач}} = 1,55$ ,  $B_{\text{сбр}} = 1,25$  при  $\tau_{\text{ш}} < 3$  ч и  $B_{\text{сбр}} = 1,2$  при  $\tau_{\text{ш}} > 3$  ч;  $\rho_{\text{нач}}$  и  $\rho_{\text{сбр}}$  — плотности шлама в начале накопления и к моменту сброса;  $\rho_{\text{нач}} = 100 - P_{\text{нач}}$ ;  $\rho_{\text{сбр}} = 100 - P_{\text{сбр}}$ ;  $P_{\text{нач}}$  и  $P_{\text{сбр}}$  — влажность осадка; начальная влажность  $P_{\text{нач}}$  зависит от  $C_{\text{нач}}$ :

$C_{\text{нач}}$ , г/л . . . . .	0,5	1	2	3	4	5	6
$P_{\text{нач}}$ , % . . . . .	98,5	98,25	97,75	97,75	96,5	96,5	96

$\Theta$  — эффект извлечения нерастворимых примесей, доли единицы;  $\gamma$  — объемная масса сухого вещества шлама,  $\text{т/м}^3$ .

Рабочую глубину камеры при высоте слоя шлама  $h_{\text{ш}} = 0,5$  м определяют по следующим формулам:

при  $\Theta C_{\text{нач}} > 3,5$  г/л

$$h_p = \frac{3,06 \tau_{\text{ф}} \rho_{\text{сбр}} \rho_{\text{нач}}}{\sum [(\Theta C_{\text{нач}})(1,53 \rho_{\text{сбр}} - \rho_{\text{нач}}) \gamma]}; \quad (7.48)$$

при  $\Theta C_{\text{нач}} < 3,5$  г/л

$$h_p = \frac{1,38 \tau_{\text{ф}} (4,025 \rho_{\text{нач}} - \rho_{\text{сбр}})}{\sum [(\Theta C_{\text{нач}}) \gamma]}. \quad (7.49)$$

Насыщение воды воздухом в напорном баке до необходимой концентрации  $C_{\text{в}}$  (в  $\text{л/м}^3$ ) определяется по формуле:

$$C_{\text{в}} = u_{\text{в}} C, \quad (7.50)$$

где  $u_{\text{в}}$  — удельный расход воздуха для удаления 1 кг загрязнений, л/кг;  $C$  — средняя концентрация нерастворенных примесей,  $\text{кг/м}^3$ .

Объем бака (сатуратора) равен:

$$V_{\text{б}} = 1,25 \frac{Q_{\text{нас}} \tau_{\text{н}}}{60}, \quad (7.51)$$

где  $Q_{\text{нас}}$  — объем воды, подаваемой насосом,  $\text{м}^3/\text{ч}$ ;  $\tau_{\text{н}}$  — продолжительность насыщения, мин.

Давление, развиваемое насосом, находят по формуле:

$$H = mP + h_{\omega}, \quad (7.52)$$

где  $P$  — давление в напорном баке, при котором установленное количество воздуха может раствориться в воде, МПа;  $m$  — коэффициент, равный 1,5 при  $P = 0,2$  МПа и 1,2 при  $P = 0,6$  МПа;  $h_{\omega}$  — потери напора в трубопроводах (ориентировочно 0,05 МПа).

**Расчет установок с рециркуляцией воды.** Расчет начинается с определения количества рециркуляционной жидкости, выбора насосов и напорных баков. Предварительное количество рециркуляционной воды определяют по формуле:

$$Q_{\text{рец}} = y_{\text{в}} C Q_{\text{расч}} / C_{\text{в}}, \quad (7.53)$$

где  $C_{\text{в}}$  — концентрация воздуха в рециркуляционной жидкости, л/м<sup>3</sup>.

Концентрацию нерастворенных загрязнений в смеси сточной и рециркуляционной жидкости находят из соотношения:

$$C_{\text{см}} = \frac{C Q_{\text{расч}}}{Q_{\text{расч}} + Q_{\text{рец}}}. \quad (7.54)$$

По величине  $C_{\text{см}}$  уточняют удельный расход воздуха и количество рециркуляционной воды  $Q'_{\text{рец}}$  [по формуле (7.53)]. По формуле (7.52) определяют давление в баке и напор насосов, затем подбирают насосы. После этого окончательно уточняют значения  $Q'_{\text{рец}}$  и  $H$ .

Продолжительность насыщения и вместимость напорного бака находят по формуле (7.51). Размеры баков и флотационных камер рассчитывают на расход  $Q_{\text{расч}} + Q'_{\text{рец}}$ .

Объем флотационных камер в установках с рециркуляцией воды определяют так же, как и в установках с прямой флотацией.

Вакуумную флотацию используют для небольших расходов сточных вод с высоким содержанием растворенных газов, а также в некоторых случаях после напорной флотации.

**Импеллерная флотация** широко используется для процессов обогащения сырья и очистки сточных вод от веществ, легко переходящих в пену. Недостатком этого вида флотации является невозможность использования коагулянтов, так как при турбулентном перемешивании воды происходит разрушение хлопьев коагулянта. Основными расчетными параметрами установки являются коэффициент аэрации  $\alpha$ , продолжительность пребывания воды в аппарате  $\tau$  и диаметр импеллера  $d$ . Окружную скорость импеллера принимают равной 10—15 м/с, а диаметр импеллера — не более 0,6 м.

Продолжительность флотации зависит от свойств воды и примесей и определяется экспериментально. Для ориентировочных расчетов ее принимают равной 15—20 мин. Коэффициент аэрации  $\alpha = 0,35$ .

Камера флотационной машины — квадратная со стороной  $b = 6d$  м.

Площадь камеры равняется:

$$f = b^2 = 36d^2. \quad (7.55)$$

Рабочий объем аппарата вычисляют по соотношению:

$$W = hf = 36hd^2, \quad (7.56)$$

где  $h$  — высота водно-воздушной смеси, м;

$$h = H_c / \rho_{ав}, \quad (7.57)$$

где  $H_c$  — статический уровень воды в камере, Па;  $\gamma_{ав}$  — плотность водно-воздушной смеси ( $\rho_{ав} = 0,67\rho_{в}$ ), кг/м<sup>3</sup>.

Статический уровень воды равен:

$$H_c = \varphi \frac{u^2 \rho_{ж}}{2g}, \quad (7.58)$$

где  $u$  — окружная скорость, м/с;  $\varphi$  — коэффициент напора, равный 0,2—0,3.

Частота вращения импеллера составляет:

$$n = 60u / (\pi d).$$

Необходимое число флотаторов находят по формуле:

$$m = \frac{Q/\tau}{60w(1-\alpha)}. \quad (7.59)$$

Мощность электродвигателя импеллера  $N$  (в кВт) равна:

$$N = q_{аж} \gamma_{ав} \frac{H_c}{102\eta}, \quad (7.60)$$

где  $q_{аж}$  — производительность флотатора;  $\eta$  — к. п. д., равный 0,2—0,3.

## 7.5. ЭКСТРАКЦИОННЫЕ УСТАНОВКИ

Установки жидкостной экстракции применяют для очистки сточных вод, содержащих фенолы, масла, органические кислоты, ионы металлов и др. В качестве экстрагентов используют органические растворители (бензол, тетрахлорметан, бутилацетат и др.).

Для очистки сточных вод наиболее часто применяют противоточные многоступенчатые установки. В этих установках практически полностью используется емкость экстрагента. Различают горизонтальные, вертикальные и центробежные смесительно-отстойные экстракторы. Каждая ступень имеет смесительную и отстойную камеры. Смеситель представляет собой вертикальный цилиндр, имеющий сферическое днище и гладкую внутреннюю поверхность или отражательные перегородки на стенках. Более компактны смесительно-отстойные экстракторы ящичного типа. Одна из конструкций ступени ящичного экстрактора показана на рис. 7.19.

В установках большой производительности ( $> 100$  м<sup>3</sup>/ч) смесительно-отстойные экстракторы снабжают отдельными устройствами для перемешивания и транспортирования жидкостей

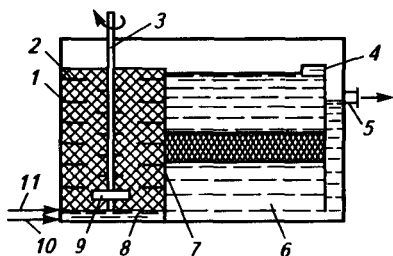


Рис. 7.19. Ступень ящичного экстрактора (конструкция НИИХиммаш):

1 — смесительная камера; 2 — статорная перегородка; 3 — вал с дисками; 4 — гидрозатвор; 5 — отвод тяжелой фазы; 6 — отстойная камера; 7 — перегородка между смесительной и отстойной камерами; 8 — предкамера; 9 — смесительно-транспортирующее устройство; 10 — подвод тяжелой фазы; 11 — подвод легкой фазы

(рис. 7.20). Смесь жидких фаз перекачивается насосом 5 по лотку 2 в отстойник.

При расчете установки определяют число ступеней и конструктивные размеры. Динамическое равновесие при экстракции характеризуется коэффициентом распределения:

$$K = C_3 / C_B, \quad (7.61)$$

где  $C_3$  и  $C_B$  — концентрации вещества соответственно в экстрагенте и в воде при равновесии.

Материальный баланс при равенстве объемов фаз  $V_3 = V_0 = \text{const}$  и  $V_B = V_P = \text{const}$  будет иметь вид:

$$V_B x_H - V_3 y_K = V_P x_K - V_0 y_H. \quad (7.62)$$

Уравнение рабочей линии

$$y = \frac{V_B}{V_0} x + y_H - \frac{V_B}{V_0} x_K, \quad (7.63)$$

или

$$y = Ax + B, \quad (7.64)$$

где  $V_B$ ,  $V_0$ ,  $V_3$ ,  $V_P$  — объемы сточной воды, экстрагента, экстракта и рафината;  $x_H$ ,  $x_K$  — содержание извлекаемого компонента в воде и рафинате;  $y_H$ ,  $y_K$  — содержание извлекаемого компонента в экстрагенте и экстракте;  $A = V_B / V_0 = \text{tg} \alpha$  — тангенс угла наклона рабочей линии;  $B = y_H - (V_B / V_0) x_K$  — отрезок, отсекаемый на оси ординат рабочей линией.

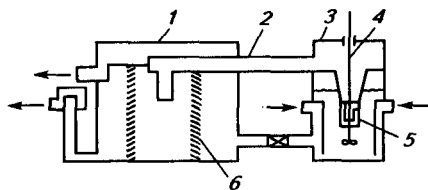


Рис. 7.20. Смесительно-отстойный экстрактор с отдельными устройствами транспортирования и перемешивания жидкости: 1 — отстойник; 2 — лоток; 3 — смеситель; 4 — вал с мешалкой; 5 — осевой насос; 6 — успокоительные перегородки

Эффективность ступени по Мэрффи, считая по фазе экстракта ( $E_3$ ) и рафината ( $E_P$ ), определяется по зависимостям:

$$E_3 = \frac{y_K - y_H}{y_K^* - y_H}; \quad (7.65)$$

$$E_p = \frac{x_n - x_k}{x_n - x_k^*}, \quad (7.66)$$

где  $x_k^*$ ,  $x_n^*$  — равновесные концентрации в фазе экстракта и рафината соответственно.

Общая эффективность экстрактора равна отношению теоретических ступеней к числу действительных ступеней:

$$E_o = n_T/n_d.$$

Зная эффективность отдельных ступеней, графически определяют необходимое число действительных ступеней смешительно-отстойного экстрактора.

Частота вращения мешалки, необходимая для равномерного распределения капель дисперсной фазы в сплошной, определяется по следующим зависимостям:

для смесителей без отражательных перегородок:

$$Re_{ц} = 62,9 Ga_M^{0,81} \left( \frac{Re_x^2}{We_{ц}} \right)^{0,74} \left( \frac{\mu_d}{\mu_c} \right)^{0,03} \left( \frac{\Delta\rho}{\rho_c} \right)^{0,13}; \quad (7.67)$$

для смесителей с четырьмя отражательными перегородками:

$$Re_{ц} = 2,85 Ga_M^{0,3} \left( \frac{Re_{ц}^2}{We_{ц}} \right)^{0,15} \left( \frac{\mu_d}{\mu_c} \right)^{0,04} \left( \frac{\Delta\rho}{\rho_c} \right)^{0,08} \left( \frac{D}{d_M} \right)^{0,92}, \quad (7.68)$$

где  $Re_{ц} = \frac{\rho_c n_0 d_M^2}{\mu_c}$  — критерий Рейнольдса;  $Ga_M = \rho_c^2 d_M^3 g / \mu_c^2$  — критерий Галилея;  $We_{ц} = \rho_c n_0^2 d_M / \sigma$  — критерий Вебера;  $\mu_d, \mu_c$  — динамическая вязкость дисперсной и сплошной фаз, Па·с;  $\rho_c$  — плотность сплошной фазы, кг/м<sup>3</sup>;  $\Delta\rho = \rho_c - \rho_d$  — разность плотностей сплошной и дисперсной фаз, кг/м<sup>3</sup>;  $d_M$  — диаметр мешалки, м;  $D$  — диаметр экстрактора, м;  $n_0$  — частота вращения мешалки, мин<sup>-1</sup>;  $\sigma$  — коэффициент поверхностного натяжения, Н/м.

Формулы справедливы в следующих пределах:

$$Re_{ц} = \frac{\rho_c n_0 d_M^2}{\mu_c} = 3,38 \cdot 10^{-2} \div 2,00 \cdot 10^5;$$

$$Ga_M = \frac{\rho_c^2 d_M^3 g}{\mu_c^2} = 1,74 \cdot 10^5 \div 1,24 \cdot 10^{11};$$

$$\frac{Re_{ц}^2}{We_{ц}} = \frac{\rho_c^2 n_0^2 d_M^2 / \mu_c^2}{\rho_c n_0^2 d_M / \sigma} = \frac{\rho_c d_M \sigma}{\mu_c^2} = 2,45 \div 1,18 \cdot 10^7;$$

$$\frac{\Delta\rho}{\rho_c} = 0,02 \div 0,594; \quad \frac{\mu_d}{\mu_c} = 0,005 \div 2,46; \quad \frac{D}{d_m} = 1,72 \div 4,00.$$

Для определения частоты вращения мешалки в ящичных экстракторах (в  $\text{мин}^{-1}$ ) применяется формула:

$$n_0 = 45,4 \left\{ \frac{V_{\text{ж}}(\Delta\rho)^{0,6}}{\rho_c^{1,38} \mu_c^{22} d_m^{3,56} [1 - (D_{\text{ст}}/d_m)^4] h} \right\}^{0,36}, \quad (7.69)$$

где  $V_{\text{ж}}$  — объем перемешиваемой жидкости,  $\text{м}^3$ ;  $D_{\text{ст}}$  — диаметр ступицы мешалки,  $\text{м}$ ;  $h$  — высота лопасти мешалки,  $\text{м}$ .

Размер капель определяется по зависимости:

$$d_{3,2} = 0,333 \frac{\sigma^{0,6}}{\rho_c^{0,2} (P/V)^{0,4}} \left( \frac{n_0 d_m \mu_c}{\sigma} \right)^{0,2} \left( \frac{\mu_c}{\mu_d} \right)^{0,29}, \quad (7.70)$$

где  $P/V$  — мощность, расходуемая на перемешивание единицы объема жидкости.

Степень задержки дисперсной фазы определяют по следующим уравнениям:

для ящичных экстракторов

$$\begin{aligned} \frac{V_c}{F(1-x)} &= 10^{-4} \left( \frac{\Delta\rho\sigma^3}{\mu_c g} \right)^{0,083} + \\ &+ 0,2 \left( \frac{\Delta\rho\sigma^3}{\mu_c g} \right)^{0,0325} \left( \frac{\omega^2 r_m}{g} \right)^{0,5} \frac{V_d}{Fx}; \end{aligned} \quad (7.71)$$

для цилиндрических экстракторов

$$\begin{aligned} \frac{V_c}{F(1-x)} &= 10^{-4} \left( \frac{\Delta\rho\sigma^3}{\mu_c g} \right)^{0,083} + \\ &+ 0,0335 \left( \frac{\omega^2 r_m}{g} \right)^{1,5} \left[ \left( \frac{r_{\text{ст}}}{r_m - r_{\text{ст}}} \right) \frac{r_m}{h} \right]^{1,36} \frac{V_d}{Fx}, \end{aligned} \quad (7.72)$$

где  $V_c$ ,  $V_d$  — объемы перемешиваемых сплошной и дисперсной фаз,  $\text{м}^3$ ;  $F$  — площадь поперечного сечения смесительной камеры,  $\text{м}^2$ ;  $x$  — объемная доля дисперсной фазы;  $r_{\text{ст}}$ ,  $r_m$  — радиусы ступицы и мешалки,  $\text{м}$ ;  $\omega$  — угловая скорость вращения мешалки,  $\text{с}^{-1}$ ;  $h$  — высота лопасти мешалки,  $\text{м}$ .



Коэффициент массоотдачи в сплошной фазе  $\beta_c$  можно рассчитать по приближенному уравнению

$$\beta_c = 0,016n_0d_m\left(\frac{\mu_c}{\rho_c D_{ст}}\right)^{-0,5}, \quad (7.73)$$

где  $D_{ст}$  — диаметр ступицы мешалки, м.

Для создания замкнутых систем водоснабжения можно использовать экстракционные установки с другими конструкциями экстракторов: роторными, центробежными, пульсационными, распылительными и др.

## 7.6. АППАРАТЫ ДЛЯ АДсорбЦИОННОЙ И ИОННООБМЕННОЙ ОБРАБОТКИ ПРОМЫШЛЕННЫХ ВОД

Адсорбция используется для глубокой очистки вод замкнутого водопотребления и доочистки сточных вод от органических веществ, в том числе и от биологически жестких. Ионный обмен является одним из основных способов умягчения, опреснения и обессоливания вод, а также способом рекуперации растворенных ионных компонентов.

Для сорбции из растворов необходимы развитая переходная пористость и сравнительно крупные микропоры, что характерно для высокоактивных углей с высокой степенью обгара. Для адсорбции из жидких сред применяют порошкообразные и гранулированные активные угли БАУ, ДАК, ОУ, КАД-молотый, КАД-иодный, АГ-3 и др. Характеристика углей приведена в табл. 5.5. Характеристика основных марок катионитов и анионитов дана в табл. 7.11 и 7.12.

Схемы наиболее распространенных промышленных систем ионного обмена приведены на рис. 7.21.

Аппараты для сорбционной очистки сточных вод классифицируются по разным признакам:

— по организации процесса — периодического и непрерывного действия;

— по гидродинамическому режиму — аппараты вытеснения, смешения и промежуточного типа;

— по состоянию слоя сорбента — с неподвижным, движущимся, пульсирующим, перемешиваемым и циркулирующим слоем;

— по организации контакта взаимодействующих фаз — с непрерывным и ступенчатым контактом;

— по организации направления движения фаз — с прямоточным, противоточным и смешанным движением;

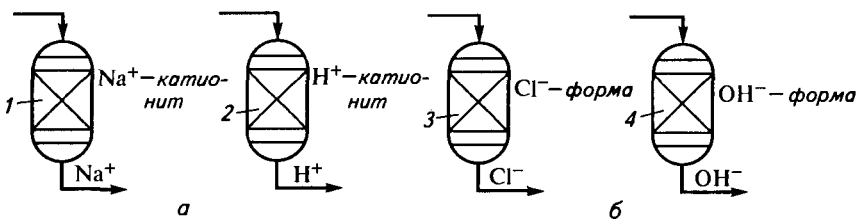
— по конструкции — колонные и емкостные;

Таблица 7.11. Характеристика основных марок отечественных катионитов, выпускаемых для нужд водоподготовки

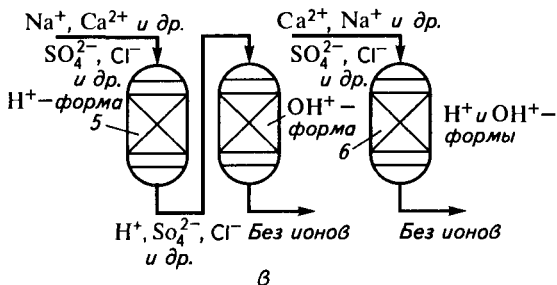
Марка катионита	Тип смолы	Основа матрицы	Сшивающий агент	Кислотность катионита	Полная обменная емкость		Насыпная плотность, т/м <sup>3</sup>	Влажность, %	Максимальная рабочая температура, °С	Размер зерен, мм
					г · экв/т	г · экв/м <sup>3</sup>				
КУ-2	Полимеризационная	Полистирол	Дивинилбензол, 8—10 %	Сильнокислотный	4700—5100	1300—1800	0,7—0,9	50—60	120—130	0,3—1,5
КУ-2Х8	То же	То же	То же, 8 %	То же	5100	1800	0,7—0,9	50—60	120—130	0,3—1,5
КУ-2-12П	Полимеризационная, макропористая	»	То же, 12 %	»	4950	1500	—	—	—	0,5—1,5
КУ-1	Конденсационная	Фенолформальдегид	—	»	4000	1400	0,6—0,75	30—50	90	0,3—2,0
КФ-1	Полимеризационная	Полистирол	—	Среднекислотный (рК <sub>1</sub> = 3,5, рК <sub>2</sub> = 7)	5000	1900	0,7	—	—	—
КФ-2	То же	То же	—	То же	7000	2600	0,7	—	—	—
КБ-1	»	Метакриловая кислота	—	Слабокислотный	10 000	3800	0,55—0,6	30	—	0,3—1,5
КБ-4	»	То же	Дивинилбензол, 10 %	То же	8500	4500	0,55—0,6	50	150—180	0,3—2,0
КБ-4-10П	Полимеризационная, макропористая	»	То же	»	7500	—	0,68—0,82	75	—	0,25—1,0

Таблица 7.12. Характеристика основных марок отечественных анионитов, выпускаемых для нужд водоподготовки

Марка анионита	Тип смолы	Основа матрицы	Сшивающий агент	Основность анионита	Полная обменная емкость		Насыпная плотность, т/м <sup>3</sup>	Насыпная плотность анионита, набухшего в воде, т/м <sup>3</sup>	Влажность, %	Размер зерен, мм
					г · экв/т	г · экв/м <sup>3</sup>				
АВ-17 (АВ-17Х8)	Полимеризационная	Полистирол	Дивинилбензол, 8%	Сильноосновный	3800—4500	1300—1500	0,66—0,74	0,33—0,35	40—65	0,4—1,2
ЭДЭ-10П	То же	Эпоксиполиамин	—	Промежуточно-основный	9000—10 000	—	0,6—0,72	—	10—15	0,4—1,8
АВ-16	»	—	—	То же	9800—10 500	2300	0,68—0,82	—	60	0,3—1,8
АН-22	»	Полистирол	Дивинилбензол	Слабоосновный (рК = 3+4)	7000	2100—2500	0,6—0,8	0,36	40—60	0,25—1,0
АН-31	Конденсационная	Полиэтиленполиамин	Эпихлоргидрин	Слабоосновный (рК = 3+5,5)	9000—9900	4050—4550	0,66	0,45	15	0,3—2,0
АН-2Ф	То же	То же	—	Слабоосновный	9000—10 500	3700	0,7—0,9	—	15	0,3—2,0



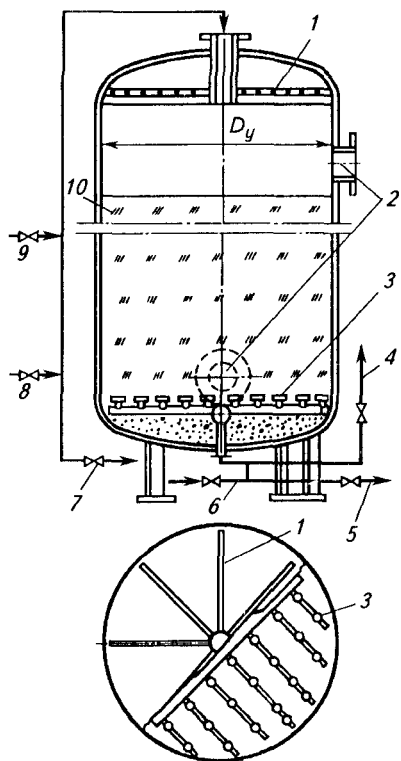
**Рис. 7.21. Наиболее распространенные виды систем ионного обмена:**  
 а — катионный обмен; б — анионный обмен; в — комбинированный обмен; г — натриевый цикл (умягчение воды, рекуперация ценных катионов); 1 — водородный цикл (обессоливание); 2 — собственно анионный обмен; 3 — адсорбция анионов (обессоливание); 4 — многоступенчатая деионизация; 5 — деионизация на смешанном ионите



— по способу подвода энергии — без подвода энергии извне (гравитационное движение фаз) и с подводом энергии извне (принудительное движение твердой и жидкой фаз).

Наиболее часто в практике очистки сточных вод используются адсорберы с неподвижным и плотно движущимся слоем поглотителя (сорбция в динамических условиях), аппараты с псевдоожиженным слоем адсорбента, а также аппараты, в которых обеспечивается интенсивное перемешивание обрабатываемой воды с порошкообразным или пылевидным сорбентом (сорбция в статических условиях).

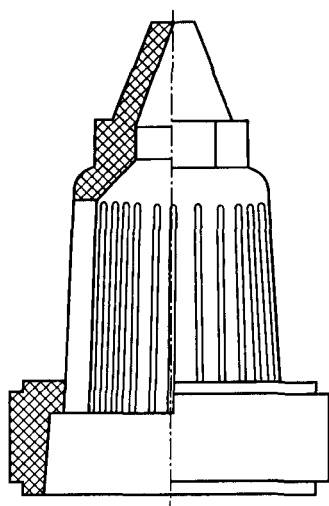
На рис. 7.22 представлена схема ионитового фильтра (или адсорбера) с неподвижным слоем поглотителя. В процессах водоподготовки и для очистки стоков используются Na<sup>+</sup>-катионитовые, H<sup>+</sup>-катионитовые и анионитовые фильтры типов ХВ и ФИП, фильтры со смешанной загрузкой ФСДНр, фильтры сорбционные угольные ФСУ и другие аппараты ( $D_y$  от 1000 до 3400 мм). Основные узлы этих емкостных аппаратов — распределительные и дренажные устройства для воды и регенерирующего раствора. Дренажи и распределители выполняют из нержавеющей труб со щелями на боковой поверхности или в виде системы пористых (или щелевых) колпачков (рис. 7.23) на приваренных к трубам ниппелях. Иногда пластмассовые, керамические или металлические дренажные колпачки из наборных кольцевых пластин (или со щелями) устанавливают на ложном днище из



**Рис. 7.22. Ионитовый вертикальный параллельно-проточный фильтр:**

1 — верхнее распределительное устройство для обрабатываемой воды и регенерирующего раствора (иногда устраиваются раздельными); 2 — люки; 3 — нижнее дренажное устройство; 4 — отвод обработанной воды; 5 — спуск первого фильтрата; 6 — подвод промывной взрыхляющей сорбент воды; 7 — спуск промывной воды; 8 — подвод воды на обработку; 9 — подвод регенерирующего ионит (сорбент) раствора; 10 — слой сорбента

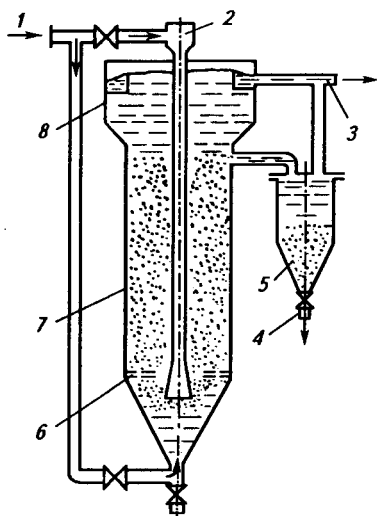
пылевого (40 мкм) сорбента для сорбции из труднофильтруемых сточных вод. В псевдооживленном слое частицы сорбента в меньшей степени заиливаются взвешенными веществами, содержащимися в воде. Скорость потока воды при псевдооживлении угольной крупки обычно составляет  $7-15 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ , расширение слоя  $H_{\text{сл}}/H_0$  не превышает примерно 1,5.



**Рис. 7.23. Пластмассовый щелевой колпачок типа ВТИ-К дренажной системы ионообменного аппарата**

пресс-материала. Для защиты от коррозии внутреннюю поверхность корпуса адсорберов и ионнообменных аппаратов часто гуммируют либо покрывают кислотостойкими смолами и лаками (например, перхлорвиниловым). В системах централизованной очистки большого количества вод используют адсорберы, выполненные из различных строительных материалов, например бетонные, железобетонные.

Аппараты с псевдооживленным слоем применяют при использовании мелкозернистого (0,25—0,3 мм) и



**Рис. 7.24.** Схема устройства адсорбера непрерывного действия со взвешенным слоем сорбента:

1 — подвод воды на очистку; 2 — подвод сорбента; 3 — вывод очищенной воды; 4 — вывод угольной суспензии; 5 — сборник отработанного сорбента; 6 — решетка; 7 — корпус; 8 — отстойная зона

На рис. 7.24 представлен аппарат, цилиндрическая часть которого имеет высоту 4 м, а диаметр отстойной зоны аппарата в 1,5–2 раза превышает диаметр корпуса. Выполнение корпуса в виде расширяющихся сверху конуса или пирамиды позволяет дифференцировать дисперсный состав сорбента по высоте. При этом все фракции без значительного уноса мелочи находятся во взвешенном состоянии.

Многоступенчатые аппараты для сорбции веществ из растворов аналогичны аппаратам для сорбции из газовых сред (рис. 7.25).

Расчет аппаратов с псевдооживленным, движущимся и неподвижным слоем сорбента проводится по методикам, изложенным в главе 5. Основная сложность при расчете высоты аппарата заключается в определении коэффициентов массопереноса или высоты единицы переноса.

При массоотдаче в системах жидкость — твердое тело скорость процесса определяется внутренней диффузией, если критерий Био  $Bi \gg 1$ , и внешней диффузией, если  $Bi \ll 1$ :

$$Bi = \frac{\beta_y r_c}{D_{вн}}$$

где  $\beta_y$  — коэффициент массоотдачи в жидкой фазе;  $r_c$  — радиус частиц сорбента;  $D_{вн}$  — эффективный коэффициент внутренней диффузии ( $D_{вн} = \epsilon_M D_M$ ;  $\epsilon_M$  — пористость материала;  $D_M$  — коэффициент молекулярной диффузии распределяемого компонента).

Для расчета коэффициентов массоотдачи  $\beta_{yоб}$  (в  $\text{с}^{-1}$ ) во внешнелдиффузионной области в аппаратах с неподвижным плотным слоем сорбента можно использовать следующие выражения:

$$\begin{aligned} Nu'_{об} &= 4,102 Re^{0,714} (Pr')^{0,333} \quad \text{при } 0,2 \leq Re < 1; \\ Nu'_{об} &= 4,121 Re^{0,478} (Pr')^{0,333} \quad \text{при } 1 \leq Re \leq 4, \end{aligned} \quad (7.74)$$

где  $Nu'_{об} = \beta_{yоб} d_3^2 / D_M$ ;  $Re = u d_3 / \nu$  ( $d_3 = d_c \cdot \Phi$ ;  $d_3$  — эквивалентный диаметр;  $u$  — скорость жидкости, рассчитанная на полное сечение аппарата;  $\nu$  — кинематическая вязкость жидкости;  $d_c$  — средний размер частиц;  $\Phi$  — фактор формы).

Фактор формы  $\Phi$  устанавливает связь между эквивалентным диаметром  $d_3$  и средним размером частиц сорбента  $d_c$  данной фракции ( $\Phi \approx 0,63 \pm 0,95$ ).

Для ионного обмена при  $2 < Re < 30$  и  $0,62 < Pr' < 3000$

$$Nu' = 0,725 Re^{0,47} (Pr')^{0,33}, \quad (7.75)$$

где  $Nu' = \beta_y d_3 / D_m$ ;  $Re = u_\epsilon d_3 / \nu$  ( $u_\epsilon = u/\epsilon$ ;  $u_\epsilon$  — скорость жидкости в зернистом слое ионита;  $\epsilon$  — порозность слоя).

Для аппаратов с псевдооживленным слоем коэффициенты массоотдачи (в безразмерной форме —  $Nu'_{об}$ ) можно определить по формулам:

$$Nu'_{об} = 0,81 Re_{пс}^{0,50} (Pr')^{0,33} / \epsilon \text{ при } 5 < Re_{пс} < 500; \quad (7.76)$$

$$Nu'_{об} = 0,60 Re_{пс}^{0,57} (Pr')^{0,33} / \epsilon \text{ при } 50 < Re_{пс} < 2000,$$

где  $Re_{пс} = u_{пс} d_3 / \nu$ ;  $0,6 < Pr' < 2000$ ;  $0,43 < \epsilon < 0,75$ ;  $u_{пс}$  — рабочая скорость псевдооживления.

Нередко на практике высоту слоя сорбента  $H$  рассчитывают по результатам эксперимента (по выходной кривой сорбции заданного сорбата):

$$H = M / (S a_d) + H_p, \quad (7.77)$$

где  $M$  — количество загрязнений, которое необходимо уловить за один рабочий цикл; определяется из материального баланса по заданным расходу воды, ее начальной и конечной концентрациям;  $S$  — площадь сечения аппарата для сорбции (или суммарная площадь сечения всех аппаратов при их установке для параллельной работы);  $a_d$  — динамическая активность сорбента (рабочая обменная емкость при ионообмене);  $a_d \approx 50-80\%$  статической активности;  $H_p$  — экспериментально определяемая потеря высоты слоя.

Поскольку высота модельного слоя  $H_M$  в таком эксперименте не равна высоте натуре  $H$ , при таком подходе необходимо выдержать еще и одинаковое время контакта воды с сорбентом в модели и натуре ( $H/u = H_M/u_M$ ), воспользовавшись заданной фиктивной скоростью фильтрации  $u$  в натуре, равной  $u = H u_M / H_M$  ( $u_M$  — скорость фильтрации через слой сорбента в лабораторной модели).

Расчет по выражению (7.77) оправдан при адсорбционной и ионнообменной очистке сточных вод, поскольку последние

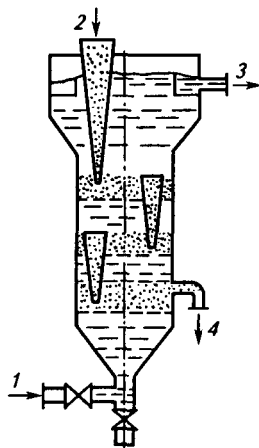


Рис. 7.25. Многоступенчатый адсорбер со взвешенным слоем сорбента: 1 — подача воды на очистку; 2 — ввод суспензии сорбента; 3 — вывод очищенной воды; 4 — выгрузка суспензии сорбента для уплотнения и регенерации

обычно многокомпонентны и отсутствие учета конкурирующей сорбции и других факторов (обратного перемешивания, кольтации и пр.) без экспериментальной проверки может привести к значительным ошибкам.

В аппарате ионного обмена  $a_d = E_{\text{раб}}$ , где  $E_{\text{раб}}$  — рабочая (полезная) обменная способность ионита (в мг · экв/л), которая равна:

$$E_{\text{раб}} = \alpha_3 E_{\text{полн}} - dq \Sigma I, \quad (7.78)$$

где  $\alpha_3$  — коэффициент эффективности регенерации обработанного ионита (0,8–0,9);  $E_{\text{полн}}$  — стандартная величина полной обменной емкости данного ионита, мг-экв/л;  $d$  — коэффициент, учитывающий тип ионита (0,5 для катионитов и 0,8 для анионитов);  $q$  — удельный расход воды на промывку ионита после регенерации (3–4 м<sup>3</sup> на 1 м<sup>3</sup> ионита);  $\Sigma I$  — суммарная концентрация извлекаемых при ионном обмене ионов, мг · экв/л.

Если в выражении (7.77) величина  $S$  определяет суммарную площадь сечений всех предусматриваемых в установке ионообменных аппаратов, а  $H - H_p$  составляет высоту слоя ионита  $H_{\text{сл}}$  в каждом аппарате, то

$$S = M / (E_{\text{раб}} H_{\text{сл}}) = Q_{\text{сут}} \frac{\Sigma I}{n E_{\text{раб}} H_{\text{сл}}}, \quad (7.79)$$

где  $Q_{\text{сут}}$  — суточный расход воды для ионообмена, м<sup>3</sup>/сут;  $n$  — число регенераций в сутки, от которого и зависит величина  $S$  (а значит, и число устанавливаемых аппаратов для ионообмена) при заданных или вычисленных остальных величинах в выражении (7.79); высоту слоя  $H_{\text{сл}}$  и площадь сечения одного аппарата можно выбрать из справочных данных для серийно выпускаемых аппаратов.

Суммарная площадь сечений  $S$  должна также удовлетворять уравнению расхода при скорости фильтрования  $u = 10+30$  м/ч:

$$S = Q_{\text{сут}} / (24u).$$

Многоступенчатые аппараты рассчитывают исходя из определения числа тарелок колонных массообменных аппаратов (например, способом построения «кинетической» кривой на диаграмме составов фаз).

Сорбция в статических условиях осуществляется при перемешивании сточной воды с сорбентом в течение определенного времени  $\tau$  их контакта. Это время определяет необходимый объем аппарата с мешалкой для сорбции при заданном расходе сточной воды на обработку.

Основу расчета  $\tau$  при статической сорбции составляет интегральное кинетическое уравнение для концентрации  $y$  примеси в растворе (сточной воде). Эмпирически показано, что функция  $y = y(\tau)$  во многих случаях может быть представлена выражением:

$$y = y_p \exp \left[ \left( \ln \frac{y_H}{y_p} \right) \cdot \exp(-\alpha \tau) \right], \quad (7.80)$$

где  $\alpha$  — кинетический параметр, имеющий размерность время<sup>-1</sup>;  $\tau$  — время контакта раствора с адсорбентом;  $y_p$  — равновесная концентрация адсорбируемого ве-



щества в растворе, к которой при заданной массе сорбента в растворе приближается, изменяясь во времени, рабочая концентрация;  $y_H = y$  при  $\tau = 0$ ;  $y_H$  — начальная концентрация адсорбируемого вещества.

Из выражения (7.80) следует:

$$\alpha = \frac{1}{\tau} \ln \frac{\ln(y_H/y_p)}{\ln(y/y_p)}. \quad (7.81)$$

Значение  $\alpha$  определяется по одной известной (из опыта) величине  $y$  в какой-нибудь момент времени  $\tau$ .

Величина адсорбции  $A$  за период времени  $\tau$  равна:

$$A = \frac{(y_H - y)V}{1000m}, \quad (7.82)$$

где  $y_H$  и  $y$  выражены в мг/л;  $V$  — объем раствора, мл;  $m$  — масса сорбента, г.

С учетом (7.80) выражение (7.82) будет иметь вид:

$$A = \frac{y_H - y_p \exp\left[\ln \frac{y_H}{y_p} \exp(-\alpha\tau)\right] V}{1000m}. \quad (7.83)$$

Величину равновесной адсорбции можно определить следующим образом:

$$A_p = \frac{y_H V}{1000m} - \frac{y_p V}{1000m}. \quad (7.84)$$

Степень насыщения сорбента (величина относительной адсорбции) определяется как  $\gamma = A/A_p$  и в соответствии с изложенным может быть связана с  $\tau$  уравнением:

$$\gamma = \frac{A}{A_p} = \frac{y_H - y_p \exp\left[\ln \frac{y_H}{y_p} \exp(-\alpha\tau)\right]}{y_H - y_p}. \quad (7.85)$$

Равенство  $\gamma = 1$  (условие равновесной адсорбции) достигается при  $\tau = \infty$ , однако  $\gamma$  вычисляется для любого значения  $\tau$ . Поэтому можно найти приблизительное значение  $\bar{\tau}_p$ , например, для  $\gamma \approx \gamma_p = 0,995$ :

$$\bar{\tau}_p = \frac{1}{\alpha} \ln \frac{\ln(y_H/y_p)}{\ln \frac{y_H - \gamma_p(y_H - y_p)}{y_p}}. \quad (7.86)$$

Найденная из уравнения (7.80) величина  $\tau$  может служить первым приближением при определении среднего времени пребывания сточной воды в проточном «статическом» адсорбере. Однако в промышленном аппарате интенсивность перемешивания (величина работы в единицу времени на перемешивание единицы объема суспензии сорбента в сточной воде) должна быть такой же, как и в лабораторном опыте, проводимом для получения переменных, определяющих величину  $\alpha$  по выражению (7.81).

В случае внутридиффузионного торможения адсорбции кинетический коэффициент  $\alpha$  определяется эффективным коэффициентом  $D_{\text{вн}}$  внутренней диффузии, величинами  $y_{\text{н}}$  и  $y_{\text{р}}$ , а также эквивалентным размером частиц сорбента  $r_{\text{ч}}$ , например по полуэмпирической зависимости:

$$\alpha = \frac{D_{\text{вн}} \left(1 + \ln \frac{y_{\text{н}}}{y_{\text{р}}}\right)^2 \cdot \ln \frac{\ln(y_{\text{н}}/y_{\text{р}})}{\ln \frac{y_{\text{н}} + y_{\text{р}}}{2y_{\text{р}}}}}{0,0218 r_{\text{ч}}^2} \quad (7.87)$$

Из этой формулы рассчитывают величину  $D_{\text{вн}}$  по экспериментально найденному значению  $\alpha$ . Для определения величины  $r_{\text{ч}}$  используют средний размер фракции зерен сорбента  $r_{\text{с}}$  и фактор формы  $\Phi$ ; например,  $r_{\text{ч}} = \Phi r_{\text{с}} = 0,67 \cdot 0,75$  мм, если частицы сорбента уловлены между ситами с отверстиями 0,7—0,8 мм в свету. В главе 13 приведены расчеты сорбции в статических условиях (Примеры 15 и 16).

При проектировании адсорберов следует учитывать некоторые сведения из опыта их эксплуатации: емкость угольных адсорберов обычно повышается с понижением рН жидкости; сорбенты, активированные при  $\sim 400$  °С, хорошо сорбируют основные компоненты сточных вод, тогда как температура активации  $\sim 1000$  °С способствует росту сорбции кислых примесей.

Адсорбционные процессы называют «интегративными», учитывая суммирование накопления сорбата в слое сорбента. Поэтому расчет соответствующих аппаратов ведут на среднее качество сточных вод без учета «шоковых» нагрузок, которые обычно не вызывают значительных изменений в составе очищенной жидкости при условии достаточной удаленности слоя сорбента от состояния насыщения.

Методы регенерации адсорбентов в основном рассмотрены в главе 5.

Выбор химического метода регенерации зависит от типа сорбата: иногда удается окислить сорбат простой аэрацией сорбента в воде при умеренных параметрах режима работы. Слабые органические электролиты переводят в диссоциированную форму, изменяя рН; фенол десорбируют растворами гидроксида или карбо-

ната натрия; некоторые сорбаты окисляют биохимически, добавляя активный ил в процессе десорбции; перспективны методы деструкции сорбатов  $\gamma$ -излучением и т. д.

Для десорбции сорбата часто применяют низкокипящие или легко перегоняющиеся с водяным паром органические растворители.

К химической регенерации следует отнести и обычные приемы восстановления ионообменных свойств отработанных ионитов. Для перевода отработанных анионитов в  $\text{OH}^-$ -форму используют 2—4%-е растворы щелочи; для перевода сильнокислотных отработанных катионитов в  $\text{H}^+$ -форму применяют 2—6%-е растворы кислот. Карбоксильные катиониты регенерируют в две стадии: обрабатывают кислотой, а затем слабым раствором щелочи или основания. Восстановление  $\text{Na}^+$ -формы катионитов обычно проводят 8—10%-м раствором  $\text{NaCl}$ .

С растворами регенерации ионитов часто отводится в 2—4 раза больше солей, чем их извлекается из обессоленной воды. Поэтому при проектировании ионообменных установок должны быть предусмотрены методы использования концентрированных рассолов или безопасного их удаления и локализации. Применение раствора азотной кислоты для регенерации  $\text{H}^+$ -катионита позволяет получить раствор нитратов (преимущественно кальциевой селитры, например, после ионообменного умягчения воды). Раствор сульфата аммония может быть получен при регенерации  $\text{OH}^-$ -анионита с извлечением иона  $\text{SO}_4^{2-}$  водным раствором аммиака. Это свидетельствует о возможности использования некоторых солей растворов регенерации в качестве жидких или сухих (после выпаривания, кристаллизации и сушки) азотных удобрений.

Предложены другие способы сокращения сброса и утилизации солей растворов регенерации. Так, рекомендуется ионообменную смолу регенерировать в смесителе бикарбонатом аммония. При нагревании полученного после ионообмена раствора бикарбоната аммония выделяются диоксид углерода и аммиак, которые можно улавливать, растворять в воде и использовать для повторной регенерации. Общим решением, таким образом, должно быть получение тем или иным способом сухих утилизируемых солей из концентрированных растворов.

При складировании солевых растворов в гидроизолированных накопителях имеет смысл предварительное их концентрирование, для чего используют природные источники энергии: в летний солнечный период раствор упаривают, используя фонтанирующие устройства и/или испарение в тонкой пленке на черной подложке из соответствующего полимерного материала.

При регенерации порошкообразных углей основными задачами являются: отделение отработанного угля от воды (отстаиванием, фильтрованием, центрифугированием); равномерное активирование угля (в термических реакторах с кипящим, пульсирующим слоем или в системах пневмотранспорта угля); отделение

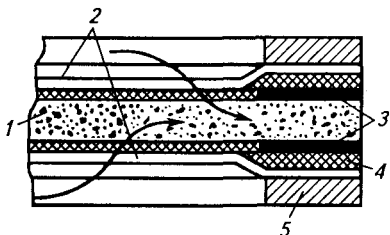
угля от газов регенерации в аппаратах пылесосистки; замачивание угля (циркулирующей водной пульпой регенерированного сорбента). Разрабатываются процессы мокрого окисления сорбата в порошкообразном угле при давлениях до 11 МПа и температурах 200—330 °С в присутствии растворенного кислорода. Часто относительно недорогой порошкообразный уголь используют однократно, а затем сжигают. Выбор варианта регенерации является в конечном итоге технико-экономической задачей.

## 7.7. АППАРАТЫ ДЛЯ МЕМБРАННЫХ ПРОЦЕССОВ ОЧИСТКИ ПРОИЗВОДСТВЕННЫХ СТОЧНЫХ ВОД

Методы мембранного разделения, используемые в технологии очистки воды, условно делятся на микрофильтрацию, ультрафильтрацию, обратный осмос, испарение через мембраны, диализ, электродиализ. Наибольшие успехи в отношении эффективности и технологичности очистки сточных вод от растворенных примесей достигнуты при использовании обратного осмоса, ультрафильтрации и электродиализа.

Обратный осмос и ультрафильтрацию применяют в системах локальной обработки сточных вод при небольших их расходах для концентрирования и выделения относительно ценных компонентов и очистки воды. По способу укладки мембран эти устройства делятся на несколько типов.

Аппараты типа фильтр-пресса с плоскими мембранами широко применяют для очистки сточных вод; они просты в изготовлении и сборке, но имеют невысокую удельную производительность, что обусловлено небольшой плотностью укладки мембран ( $60\text{--}300\text{ м}^2/\text{м}^3$ ). Аппарат состоит из плотно сжатых между двумя фланцами плоских фильтрующих элементов прямоугольной или круглой формы, разделенных тонкими (например, паронитовыми) прокладками.

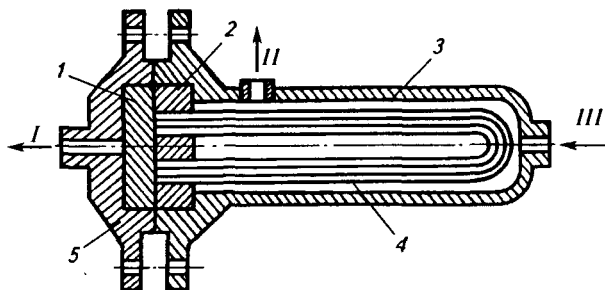


**Рис. 7.26. Фильтрующий элемент аппарата типа фильтр-пресса:**

1 — опорно-дренажная крупнопористая пластина; 2 — мембраны; 3 — водонепроницаемая фольга; 4 — мелкопористая подложка под мембраны; 5 — прокладка, разделяющая фильтрующие элементы

Фильтрующий элемент (рис. 7.26) состоит из опорно-дренажной пластины 1, воспринимающей высокое давление и обеспечивающей отвод фильтрата, и полупроницаемых мембран 2. Опорно-дренажные пластины выполняют пористыми (из прессованных порошков полимеров, металлов, керамики, а также из сочетания различных материалов) или сплошными (например, из винилпласта) с каналами для отвода фильтра-

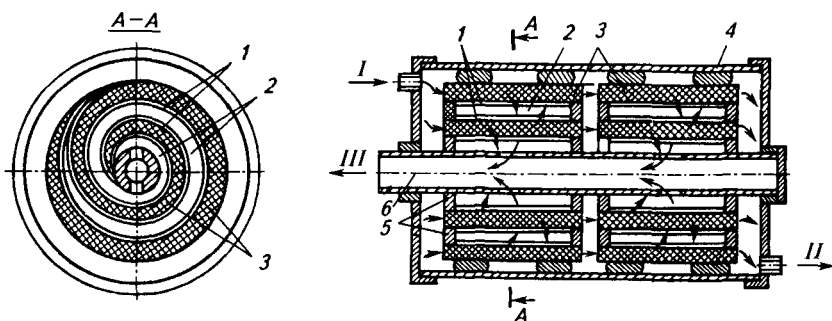
**Рис. 7.27. Аппарат с полыми волокнами:**  
 I — вывод фильтрата;  
 II — вывод концентрированного раствора;  
 III — ввод исходного раствора;  
 1 — пористая подложка — дренаж фильтра;  
 2 — шайба с вмонтированными концами волокон;  
 3 — корпус;  
 4 — полые волокна;  
 5 — крышка



та. В качестве полупроницаемых мембран в таких аппаратах обычно используют полимерные пленки: ацетилцеллюлозные (марок МГА и УАМ), нитроцеллюлозные, поливинилхлоридные, поликарбонатные, нейлоновые и др.; находят применение также пористое стекло, металлическая фольга, ионообменные и другие материалы. Иногда используют так называемые динамические мембраны, получающиеся при пропускании через крупнопористые подложки раствора с диспергированными коллоидными частицами.

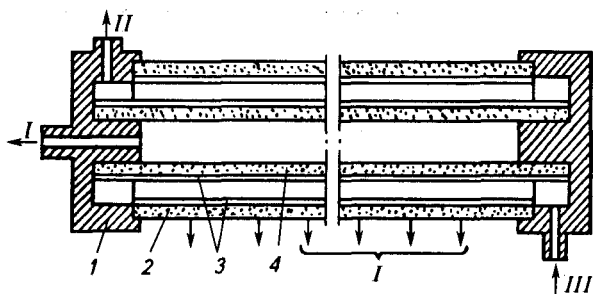
Рабочая поверхность мембран, выполненных в форме полых волокон малого диаметра (45—200 мкм), достигает 20 тыс.  $\text{м}^2/\text{м}^3$  объема (рис. 7.27). Надежность работы таких аппаратов относительно невелика, поскольку полые волокна легко повреждаются и заиливаются. Кроме того, происходит значительная концентрационная поляризация жидкости в камере аппарата, что обусловлено небольшой скоростью ее перемещения.

Плотность упаковки 300—800  $\text{м}^2/\text{м}^3$  достигается в аппаратах с рулонной укладкой полупроницаемых мембран (рис. 7.28). Та-

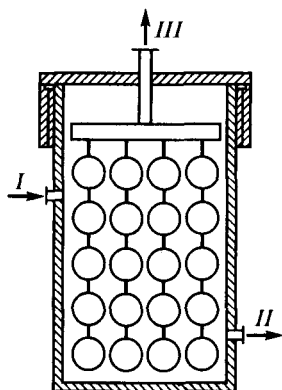


**Рис. 7.28. Многослойный аппарат со спиральной рулонной упаковкой мембран:**  
 I — ввод исходной воды; II — вывод концентрата; III — вывод фильтрата (пресной воды);

1 — мембраны; 2 — пористый или сетчатый материал (например, поропласт) для отвода фильтрата; 3 — поропласт для подвода исходной (например, соленой) воды к мембранам; 4 — кожух; 5 — водонепроницаемые стенки дренажных слоев; 6 — коллектор фильтрата



**Рис. 7.29. Аппарат с трубчатыми фильтрующими элементами:**  
 I — вывод фильтрата;  
 II — вывод концентрата; III — ввод сточной воды на разделение;  
 1 — фланец; 2, 4 — пористые трубы; 3 — мембраны



**Рис. 7.30. Мембранный аппарат с полыми фильтрующими элементами (показаны справа):**  
 I — ввод сточной воды;  
 II — вывод концентрата; III — вывод фильтрата

метичности аппарата, необходимость замены всей рулонной укладки при повреждении — недостатки такого типа аппаратов.

На рис. 7.29 представлен один из наиболее простых мембранных аппаратов — с трубчатыми фильтрующими элементами. Эти элементы представляют собой пористые трубы (пластмассовые или керамические) с мелкопористой подложкой, на которую нанесены мембраны. Возможность очистки воды, содержащей взвешенные вещества, и удобство механической очистки мембран — основные достоинства таких аппаратов; недостаток — низкая плотность упаковки мембран (до  $100 \text{ м}^2/\text{м}^3$ ).

Для разделения жидких и газовых смесей и растворов перспективны мембранные аппараты, в которых используют полые фильтрующие элементы (например, шары) с пористыми стенками (рис. 7.30). На наружные стенки элементов наносят основной разделяющий микропористый материал (мембрану) или намывают динамический слой из различных механических примесей разделяемого раствора. Движение раствора в таких аппаратах аналогично фильтрации через крупнозернистый слой или насадку. Удельная поверхность разделения зависит от диаметра элементов

(шаров) и плотности их упаковок: при диаметре шаров 5 мм удельная поверхность мембран может составить  $\approx 700 \text{ м}^2/\text{м}^3$ . К достоинствам таких аппаратов следует отнести их малую металлоемкость и высокую пропускную способность по исходному раствору. При использовании эластичных элементов, связывающих полые шары, возможна работа в режиме псевдооживления последних.

Чтобы рассчитать необходимую поверхность  $F$  мембран аппаратов проточно-непрерывного действия, нужно знать расход исходной воды  $Q_0$ , концентрацию загрязнения  $x_0$  и требуемую концентрацию конечного раствора  $x_k$  (или фильтрата — очищенной воды  $y_k$ ). Расчетная схема представлена на рис. 7.31. Рабочую поверхность мембран заданного материала и качества можно найти исходя из проницаемости  $G$ , найденной экспериментально на лабораторной ячейке. При заданном на основании предварительных опытов давлении (т. е., по существу, при заданной движущей силе процесса) величина  $G$  в каждом сечении  $i-i$  проектируемого аппарата определяется гидродинамическим режимом движения раствора и его концентрацией  $x$  в этом сечении:

$$G = f(x, Q),$$

где  $Q$  — текущее значение расхода в любом сечении  $i-i$ ;

$$G = \frac{dQ}{dF} = \frac{dW}{dF},$$

здесь  $dF$  — элемент поверхности мембраны в сечении  $i-i$ ;  $dQ = -dW$  — убыль концентрируемого раствора и соответственно добавка раствора к очищенной воде с другой стороны мембраны на элементе  $dF$ ;  $W$  — текущее значение расхода очищенной воды (фильтрата) в сечении  $i-i$ .

Таким образом,

$$dF = -\frac{dQ}{G} = -\frac{dQ}{f(x, Q)}. \quad (7.88)$$

Баланс массы по растворенному компоненту на элементе  $dF$  имеет вид:

$$-d(Qx) = d(Wy),$$

или

$$-xdQ - Qdx = Wdy + ydW = Wdy - ydQ,$$

откуда

$$dQ(x - y) = -Qdx - Wdy,$$

или

$$\frac{dQ}{Q} = -\frac{dx}{x-y} - \frac{Wdy}{Q(x-y)}.$$

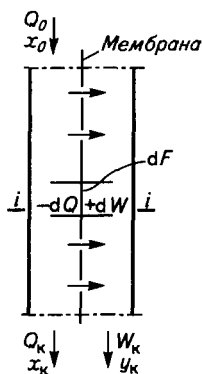


Рис. 7.31. К расчету проточных мембранных аппаратов

Приближенно можно принять

$$dQ/Q = dx/(y - x),$$

поскольку  $Wdy/[Q(x - y)]$  — весьма малая величина при сравнительно невысокой проницаемости (малое значение  $W/Q$ , характерной для мембранных процессов, и высокой селективности (мала величина  $du$  на элементе  $dF$ ). Концентрация  $y$  в любом сечении аппарата, так же, как и  $G$ , является функцией  $x$  и  $Q$ , т. е.

$$y = g(x, Q).$$

Поэтому

$$\frac{dQ}{Q} = \frac{dx}{g(x, Q) - x}. \quad (7.89)$$

Выразив  $dQ$  из (7.89), проинтегрируем функцию (7.88) по поверхности  $F$  в пределах начальной  $x_0$  и конечной  $x_k$  концентраций исходного раствора:

$$\begin{aligned} f &= \int_{x_0}^{x_k} \left[ -\frac{dQ}{f(x, Q)} \right] = \int_{x_0}^{x_k} \left\{ -\frac{Q dx}{[g(x, Q)] f(x, Q)} \right\} = \\ &= \int_{x_0}^{x_k} \frac{Q dx}{[x - g(x, Q)] f(x, Q)}. \end{aligned} \quad (7.90)$$

Текущее (в любом сечении) значение  $Q$  можно получить, проинтегрировав выражение (7.89) в пределах от  $Q_0$  до  $Q$  и от  $x_0$  до  $x$ :

$$\int_{Q_0}^Q \frac{dQ}{Q} = \int_{x_0}^x \frac{dx}{g(x, Q) - x},$$

откуда

$$\ln \frac{Q}{Q_0} = \int_{x_0}^x \frac{dx}{g(x, Q) - x}, \text{ или } \frac{Q}{Q_0} = \exp \int_{x_0}^x \frac{dx}{g(x, Q) - x}. \quad (7.91)$$

Подставляя найденное из (7.91) значение  $Q$  в выражение (7.90) для  $F$ , получим:

$$F = Q_0 \int_{x_0}^{x_k} \frac{\exp \int_{x_0}^{x_k} \frac{dx}{g(x, Q) - x}}{[x - g(x, Q)] f(x, Q)} dx. \quad (7.92)$$

Уравнение (7.92) решается при известных из опыта в лабораторной ячейке функциях  $g$  и  $f$ . При развитом турбулентном течении концентрируемой исходной жидкости (необходимом для уменьшения отрицательного влияния концентрационной поляри-



зации) можно в первом приближении предположить преимущественное (по сравнению с расходом  $Q$ ) влияние концентрации  $x$  на проницаемость  $G$  и концентрацию  $y$  в очищенной воде  $W$ . Иными словами,

$$G = f(x) \quad \text{и} \quad y = g(x). \quad (7.93)$$

Влияние  $x$  на  $G$  объясняется зависимостью проницаемости от осмотического давления [см. уравнение (7.96)], которое является функцией концентрации раствора.

Решим уравнение (7.92) для случая, описываемого линейными функциями (7.93). Итак,

$$G = f(x) = G_0 - cx; \quad y = g(x) = ax,$$

где  $G_0$  — проницаемость чистой воды (растворителя);  $c$  и  $a$  — эмпирически найденные коэффициенты.

Тогда

$$\begin{aligned} F &= Q_0 \int_{x_0}^{x_k} \frac{\exp \int \frac{dx}{(a-1)-x}}{x(1-a)(G_0-cx)} dx = \\ &= \frac{Q_0 x_0^{1/(1-a)}}{1-a} \int_{x_0}^{x_k} \frac{dx}{x^{(2-a)/(1-a)} (G_0-cx)}. \end{aligned} \quad (7.94)$$

Интегрирование можно провести графически или численно при известных из опыта значениях  $a$ ,  $c$  и  $G_0$ .

Допустим, что  $a = 0$  (100 %-я селективность;  $y = 0$ ), тогда

$$\begin{aligned} F &= Q_0 x_0 \int_{x_0}^{x_k} \left( -\frac{1}{G_0 x} - \frac{c}{G_0^2} \ln \frac{G_0 - cx}{x} \right) dx = \\ &= \frac{Q_0 x_0}{G_0} \left[ -\frac{c}{G_0} \ln \frac{(G_0 - cx_k) x_0}{(G_0 - cx_0) x_k} + \frac{1}{x_0} - \frac{1}{x_k} \right]. \end{aligned} \quad (7.95)$$

Таким образом, можно определить требуемую рабочую поверхность мембраны при заданных  $Q_0$ ,  $x_0$ ,  $x_k$  и эмпирически найденных значениях  $G_0$  и  $c$ . Для ацетилцеллюлозных мембран марок МГА-100, -95, -90 и -80 проницаемость  $G_0$  составляет соответственно  $1,11 \cdot 10^{-3}$ ,  $1,65 \cdot 10^{-3}$ ,  $2,78 \cdot 10^{-3}$  и  $4,17 \cdot 10^{-3}$  кг/(м<sup>2</sup>·с). Значение  $c$  можно рассчитать из приближенного равенства:

$$G \approx G_0 - cx.$$

По определению, проницаемость равна:

$$G = A[\Delta p - (\pi_1 - \pi_2)] \approx G_0 - cx, \quad (7.96)$$

где  $\Delta p$  — перепад рабочего давления на мембране;  $\pi_1$  и  $\pi_2$  — осмотическое давление разделяемого раствора и фильтрата соответственно (именно эти величины и зависят от  $x$  или  $y$ );  $A = G_0/\Delta p$  — константа проницаемости мембраны по воде.

Таким образом,

$$\frac{G_0(\pi_1 - \pi_2)}{\Delta p} = cx.$$

Значение  $c$  с достаточной для технологических целей точностью определяется для любого известного  $x$  (например, для  $x = x_0$ ) при проницаемости  $G_0$ , соответствующей выбранной мембране. Осмотическое давление  $\pi_1$  можно найти по справочным данным (для  $x = x_0$ ); величиной  $\Delta p$  следует задаться, значением  $\pi_2$  в первом приближении можно пренебречь ( $\pi_2 \ll \pi_1$ ).

Перепад рабочего давления  $\Delta p$  на мембране обычно составляет 5—7 МПа для процессов обратного осмоса и 0,3—0,8 МПа для ультрафильтрации. Эти величины являются основными при определении общего развиваемого в насосе (силовом агрегате мембранной установки) давления  $\Delta p_H$ . Составляющие  $\Delta p_H$  расходуются также на преодоление гидравлического сопротивления потоку разделяемого раствора в каналах мембранных аппаратов ( $\Delta p_K$ ) и потоку фильтрата в дренажах ( $\Delta p_D$ ):

$$\Delta p_H = \Delta p + \Delta p_K + \Delta p_D. \quad (7.97)$$

Гидравлическое сопротивление  $\Delta p_K$  каналов, в которых часто используют сетки для интенсификации перемешивания раствора, определяют по формуле:

$$\Delta p_K = \Delta p_{п.к} \xi_1, \quad (7.98)$$

где  $\Delta p_{п.к}$  — гидравлическое сопротивление полого канала;

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

$\lambda$  — коэффициент трения, зависящий от режима движения раствора;  $l$  и  $d_3$  — длина и эквивалентный диаметр канала;  $\rho$  — плотность раствора;  $w$  — средняя скорость движения раствора при убывающем расходе в канале;  $\xi_1 = 5+10$  — коэффициент гидравлического сопротивления сетки в канале.

Сопротивление пористых дренажей также принято вычислять через  $\Delta p_{п.к}$ :

$$\Delta p_D = \Delta p_{п.к} \xi_2, \quad (7.99)$$

где  $\xi_2 = 100+200$  — коэффициент, зависящий от вида и пористости дренажного материала.

Обратноосмотические и ультрафильтрационные аппараты используют для непрерывной и периодической работы в прямоточных, циркуляционных, одноступенчатых и многоступенчатых схемах потоков исходного раствора (сточной воды) и фильтрата (очищенной воды).

Предпроектные представления о возможностях разделения растворов разных веществ методом обратного осмоса (например, на волоконных мембранах из ароматического полиамида) можно получить из данных\* по селективности  $(x_0 - y_k)/x_0$ , приведенных ниже для «стандартных» условий  $\Delta p = 2,76$  МПа и 75%-й проницаемости:

Растворенное вещество	$x_0$ , мг/л	pH	$\frac{x_0 - y_k}{x_0} \cdot 100\%$
Медь**	793	10—11	99
Цинк**	144	10—11	99
Цианид натрия	1000	10—11	92
Нитрат-ион	1500	7,0	80
Нитрат-ион	1500	11,1	86
Аммоний-ион	500	6,9	85
Аммоний-ион	500	3,2	84
Муравьиная кислота	500	3,2	50
Уксусная кислота	500	3,7	40
Ацетат натрия	680	8,1	98
Фенол	2000	7,9	55
Фенол	2000	11	95

\*\* В растворимой форме.

Циркуляционные установки, обеспечивающие многократную циркуляцию разделяемого раствора, позволяют повысить скорость потока раствора в каналах и снизить тем самым отрицательный эффект концентрационной поляризации, а также предотвратить кольматацию мембран. Многоступенчатые установки применяют при очистке «тяжелых» стоков со значительной концентрацией солей или других примесей. При использовании таких установок уменьшение расхода раствора на каждой ступени (в результате отвода фильтрата) должно быть в пределах 10—60% от исходного.

Все системы обратного осмоса требуют предварительной обработки исходных сточных вод для снижения их мутности, цветности, щелочности и жесткости. Исходную воду с повышенным содержанием железа и марганца не рекомендуется направлять в системы обратного осмоса.

Для очистки мембраны промывают пульсирующим потоком чистой воды или фильтрата (иногда в смеси с воздухом), растворами этилендиаминтетрауксусной (или другой) кислоты и гексаметафосфата натрия. Иногда применяют ультразвуковую обработку, вводят в исходный раствор полиуретановые шарики и т. д.

\*E. D. Schroeder. *Water and Wastewater Treatment*. USA: Me Graw-Hill, 1977, P. 81.

## ГЛАВА 8

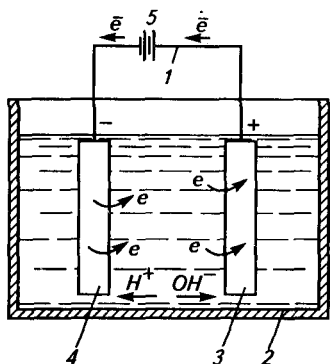
# УСТАНОВКИ ДЛЯ ЭЛЕКТРОХИМИЧЕСКОЙ ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД

### 8.1. ЭЛЕКТРОЛИЗЕРЫ

Устройства, в которых проводят те или иные процессы электрохимического воздействия на водные растворы, имеют общее название — электролизеры. Общая принципиальная схема таких устройств представлена на рис. 8.1. Вода поступает в емкость 2, в которую погружены два электрода 3, 4, соединенные с источником тока 5. Под действием электрического поля положительно заряженные ионы мигрируют к отрицательному электроду — катоду, а отрицательно заряженные ионы — к положительно заряженному электроду — аноду. На электродах происходит переход электронов. Катод отдает электроны в раствор, и в приэлектродном пространстве происходят процессы, связанные с присоединением электронов к реагирующим частицам, — восстановление. В прианодном пространстве протекают процессы переноса электронов от реагирующих частиц к электроду — окисление.

Иногда представленную на рис. 8.1 схему усложняют, разделяя полупроницаемой перегородкой (диафрагмой или ионообменной мембраной) катодное и анодное пространства. Тогда поступающая на обработку вода либо последовательно проходит каждую из двух образовавшихся камер, либо циркулирует в одной из них.

В зависимости от природы процессов, протекающих в таких аппаратах и обеспечивающих извлечение или обезвреживание загрязняющих компонентов, электролизеры разделяют на следующие типы: электрофлотаторы, электрокоагуляторы, электролизеры для проведения реакций окисления и восстановления и электродиализаторы (см. главу 13).



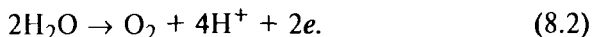
**Рис. 8.1. Электролизер:**  
1 — внешняя цепь; 2 — емкость; 3 — анод; 4 — катод; 5 — источник питания

## 8.2. ЭЛЕКТРОФЛОТАЦИОННЫЕ УСТАНОВКИ

В электрофлотационных установках для проведения процесса флотации используют газообразные продукты — водород и кислород, выделяющиеся на электродах при электролизе обрабатываемой воды. На катоде происходит разряд молекул воды с образованием водорода:



На аноде процесс окисления сопровождается выделением кислорода:

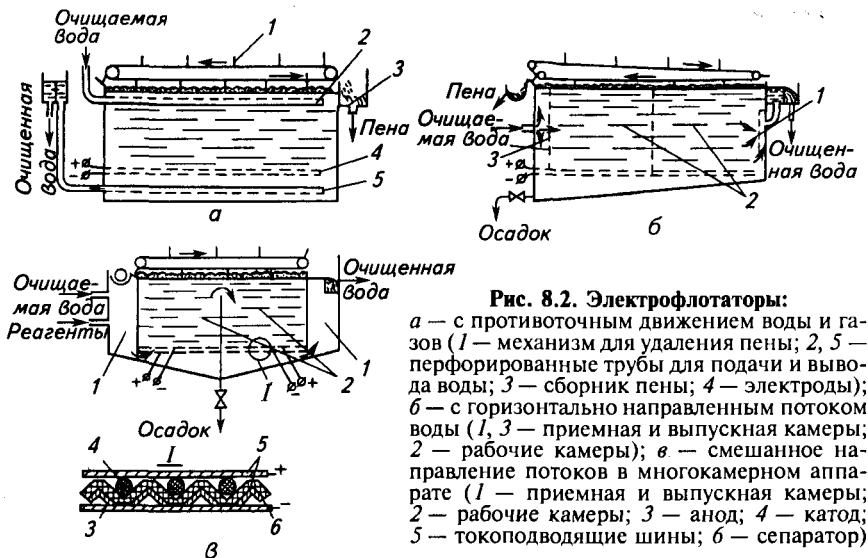


Размер пузырьков газа определяется природой и формой электродов, а также условиями проведения электролиза (плотностью тока, температурой и др.). Принципиально электролиз позволяет получить заранее заданное распределение пузырьков газа по размерам. Электролитическое диспергирование газа обеспечивает также получение наиболее высокодисперсной газовой фазы, что позволяет использовать электрофлотаторы для очистки воды от устойчивых коллоидных загрязнителей.

Электрофлотационные установки разделяют по направлению движения воды и флотирующих газов в них на противоточные (рис. 8.2, а) и прямоточные (рис. 8.2, б), с горизонтальным или вертикальным расположением электродов. Электрофлотационные аппараты имеют одну или несколько камер. Многокамерный электрофлотатор состоит обычно из успокоителя, электродных камер и флотоотстойника. Сточная вода поступает в приемную камеру (см. рис. 8.2, б), отделенную от основной части перегородкой. Электродный блок представляет собой набор катодов и анодов. Проходя через электроды, вода насыщается газообразными продуктами реакции, что приводит к всплыванию частиц.

Электроды выполняют в виде пластин, однако чаще их изготавливают в виде проволочной сетки из меди или нержавеющей стали. Размер пузырьков газа, покидающих электроды, зависит от величины краевого угла смачивания и кривизны поверхности электродов, поэтому, изменяя диаметр проволоки, удается регулировать дисперсность газовой фазы. Оптимального распределения по размерам газовых пузырьков, а также газонаполнения достигают варьированием плотности тока на электродах.

При горизонтальном расположении электродов во флотационной камере на них могут оседать твердые частицы, которые нарушают нормальную работу аппарата. Имеются конструкции, позволяющие избавиться от указанного недостатка. На рис. 8.3 представлен электрофлотатор, в котором аноды выполнены в форме трехгранных призм, расположенных в шахматном порядке на дне



**Рис. 8.2. Электрофлотаторы:**

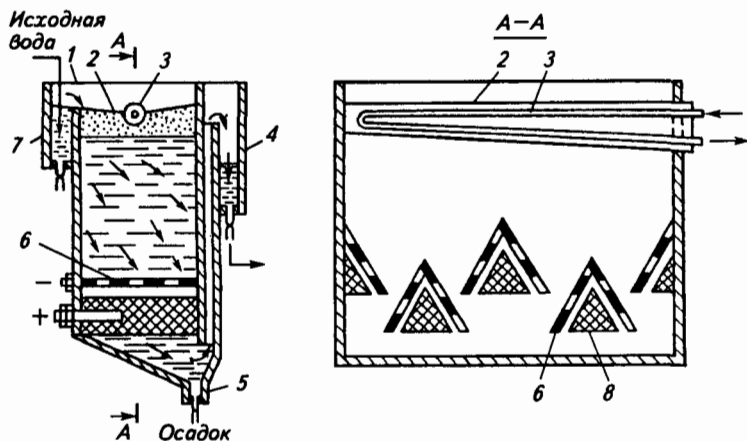
*a* — с противоточным движением воды и газов (1 — механизм для удаления пены; 2, 5 — перфорированные трубы для подачи и вывода воды; 3 — сборник пены; 4 — электроды); *б* — с горизонтально направленным потоком воды (1, 3 — приемная и выпускная камеры; 2 — рабочие камеры); *в* — смешанное направление потоков в многокамерном аппарате (1 — приемная и выпускная камеры; 2 — рабочие камеры; 3 — анод; 4 — катод; 5 — токоподводящие шины; 6 — сепаратор)

аппарата. Катоды представляют собой отдельные проволочные сетки, изогнутые под углом и расположенные над анодами параллельно гряням.

Очищаемая вода поступает в приемную камеру 7, откуда переливается во флотационную камеру, в которой насыщается пузырьками газа. Пузырьки газа флотируют загрязняющие компоненты на поверхность, где частицы скапливаются в виде пены, которая удаляется по наклонному желобу 2. Внутри желоба проходит трубопровод 3 с горячей водой. Пенообразная масса в результате нагрева частиц гаснет и стекает в сборник. Освобожденная от взвешенных частиц вода переливается в камеру 4 и удаляется из аппарата. Частицы, которые тяжелее воды, опускаются вниз и выводятся через штуцер 5.

Недостатком рассмотренных конструкций является вероятность образования в процессе электролиза взрывоопасной смеси газов —  $\frac{2}{3}$  водорода и  $\frac{1}{3}$  кислорода. Известны конструкции флотаторов, в которых анодное пространство отделяется от катодного диафрагмой, препятствующей смешению газов. В качестве материала для диафрагмы используют хлорированные или асбестовые ткани, которые пропитывают смолами для уменьшения их пористости.

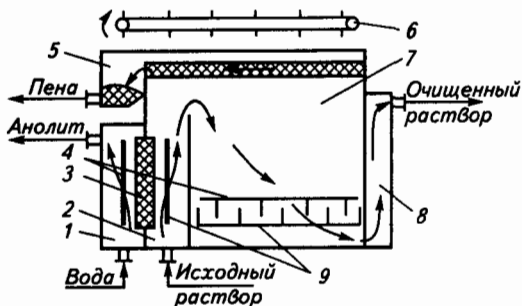
Во многокамерных электрофлотаторах, в одной из камер катодное пространство отделено от анодного ионообменной мембраной, водный поток направляется отдельно в анодную и катодную части камеры (рис. 8.4).



**Рис. 8.3. Электрофлотатор с анодами в форме трехгранных призм:**  
 1 — корпус; 2 — наклонный желоб; 3 — трубопровод теплоносителя; 4 — выпускная камера; 5 — выпускной штуцер; 6 — катод; 7 — приемная камера; 8 — анод

Исходный раствор направляется в катодное пространство первой камеры, после чего поступает во вторую — основную флотационную камеру. В катодном пространстве вследствие протекания реакции (8.1) происходит смещение равновесия в реакции диссоциации воды и изменение pH воды вплоть до значений, соответствующих образованию нерастворимых гидроксидов тяжелых металлов, присутствующих в качестве загрязняющих компонентов. Таким образом, обеспечивается электрохимическая коррекция pH вместо реагентной обработки, поэтому первую камеру называют электрокорректором pH. Для полного осаждения металлов из растворов в виде гидроксидов металлов необходимо в катодной камере поддерживать значения pH на некотором определенном уровне.

**Рис. 8.4. Электрофлотатор с электрокорректором pH:**  
 1 — анодная камера электрокорректора pH; 2 — катодная камера электрокорректора pH; 3 — анионообменная мембрана; 4 — анод; 5 — приемник пены; 6 — сборник пены; 7 — камера электрофлотационной доочистки; 8 — гидрозатвор; 9 — катод



Однако катодная камера выполняет помимо указанной и другие функции:

- газонасыщение раствора, необходимое для осуществления флотационного процесса;
- обессоливание раствора вследствие миграции анионов в анодную камеру;
- образование гидроксидов катионов металлов.

Наиболее важной функцией является все же изменение кислотности обрабатываемого раствора в катодном пространстве, поэтому необходимая токовая нагрузка в корректоре pH должна определяться исходя из функции:

$$Q = F(C_{Me} + K), \quad (8.3)$$

где  $Q$  — удельный расход электричества,  $A \cdot ч/л$ ;  $C_{Me}$  — концентрация ионов металлов ( $г-экв/л$ );  $K$  — константа, зависящая от содержания других примесей в растворе;  $F$  — число Фарадея ( $26,8 A \cdot ч$ ).

Эффект обессоливания за счет удаления анионов в анодную камеру может быть определен из выражения:

$$C_{ан} = t_{ан}(C_{Me} + K), \quad (8.4)$$

где  $C_{ан}$  — изменение концентрации анионов в растворе при переносе их через анионообменную мембрану;  $t_{ан}$  — селективность анионообменной мембраны, доли единицы ( $t_{ан} = 0,8+0,9$ );  $C_{Me}$  и  $K$  — то же, что и в выражении (8.3).

Изменение кислотности анионита может быть определено из выражения:

$$[H^+] = (QV_{TO_2})/F, \quad (8.5)$$

где  $Q$  — удельный расход электричества,  $A \cdot ч/л$ ;  $V_{TO_2}$  — выход по току реакции образования кислорода на аноде;  $F$  — число Фарадея ( $26,8 A \cdot ч$ ).

На рис. 8.5 представлен трехкамерный электрофлотатор, в котором первая камера

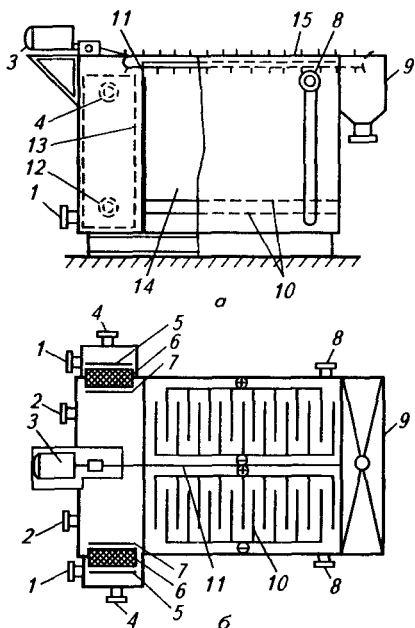


Рис. 8.5. Электрофлотатор с электрокорректором pH, выполненный в виде трехкамерного электролизера:

*a* — вид сбоку; *б* — вид сверху;  
 1 — патрубок ввода католита; 2 — патрубок ввода сточной воды; 3 — привод пеносборного устройства; 4 — патрубок вывода католита; 5 — катод; 6 — катионообменная мембрана; 7 — анод; 8 — патрубок вывода очищенной воды; 9 — шламоприемник; 10 — комплект электродов секции электрофлотационной доочистки; 11 — перегородка секции электрофлотационной доочистки; 12 — сливной патрубок; 13 — переливная перегородка; 14 — корпус; 15 — пеносборник



(поз. 5, 6, 7) выполняет функции корректирования значения рН раствора, а две другие выполняют роль флотационных камер.

Соотношение объемных плотностей тока (А/л) в камере корректора рН и флотационных камерах составляет примерно 10:1. Как видно из этого соотношения, значительная часть затрат энергии тратится на изменение рН раствора и обеспечение связывания ионов металлов в нерастворимые формы гидроксидов.

Количество газа, генерируемого в электрофлотаторе, можно определить из выражения:

$$V_0 = q_{H_2} / \tau V_T n, \quad (8.6)$$

где  $V_0$  — объем газа, выделяющегося при нормальных условиях ( $m^3$ );  $q_{H_2}$  — количество газа ( $m^3$ ), выделяющегося при прохождении 1 кА · ч (электрохимический эквивалент);  $I$  — сила тока, проходящего через аппарат (кА);  $\tau$  — время обработки, ч;  $V_T$  — коэффициент использования тока (выход по току) доли единицы;  $n$  — число пар электродов;  $q_{H_2} = 0,418 m^3 / (кА \cdot ч)$ .

Объем влажного газа в реальных условиях определяют из уравнения:

$$V_T = \frac{V_0 \cdot 101,3 (273 + t)}{273(B - W)} \frac{1}{P}, \quad (8.7)$$

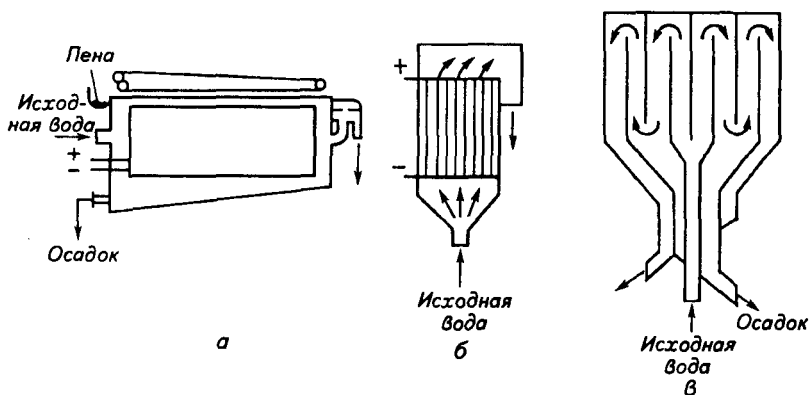
где  $W$  — парциальное давление насыщенных водяных паров при 20 °С, равное 2,3 кПа;  $B$  — давление в системе, кПа;  $P$  — атмосферное давление, кПа; 101,3 — давление при нормальных условиях, кПа.

### 8.3. УСТАНОВКИ ДЛЯ ЭЛЕКТРОКОАГУЛЯЦИИ

Стандартные, или типовые, конструкции аппаратов для электрокоагуляции отсутствуют. Существуют, однако, определенно сложившиеся схемы конструктивного оформления электрокоагуляторов.

Электрокоагулятор обычно представляет собой корпус прямоугольной или цилиндрической формы, в который помещают электродную систему — ряд электродов. Обрабатываемая вода протекает между электродами. По форме и расположению электродов электрокоагуляторы разделяют на аппараты с плоскими и цилиндрическими электродами, расположенными обычно вертикально, хотя известны конструкции и с горизонтальными плоскими электродами. Предпочтительно вертикальное положение электродов, что объясняется большей жесткостью конструкции и неизменностью размеров электродной системы, а также лучшими условиями удаления выделяющихся газов и протекания процесса флотации.

В зависимости от характера движения обрабатываемой воды электрокоагуляторы можно разделить на однопоточные, много-



**Рис. 8.6. Электрокоагуляторы:**

*a* — однопоточный; *б* — многопоточный с вертикальным движением воды; *в* — то же, со смешанным движением воды

поточные, с горизонтальным или вертикальным движением воды (рис. 8.6).

При вертикальном направлении движения воды электрокоагуляторы могут быть противоточные (подача воды сверху, т. е. в направлении, противоположном движению пузырьков газа, которые обеспечивают флотацию) и проточные (подача воды снизу).

Электрокоагуляторы снабжают вытяжным вентиляционным устройством для удаления газов, механическими устройствами для удаления флотируемых продуктов с поверхности очищаемой воды и осадка из нижней части аппарата, а также устройствами для очистки поверхности электродов и межэлектродного пространства.

При очистке сточных вод, содержащих вредные или опасные вещества, электрокоагулятор должен иметь герметичный корпус, в который можно подавать инертный газ, а также должен быть снабжен вытяжкой и уровнем. Аноды и катоды часто изготавливают из одного и того же материала, что позволяет повысить ресурс работы аппарата, периодически изменяя полярность электродов (реверс тока).

С внешней стороны к корпусу на изоляторах крепят две токоподводящие медные шины, которые соединяют с электродами. Подключение электродов к шине, а следовательно, и к источнику питания может быть параллельным или последовательным. В первом случае каждый электрод выполняет функции либо анода, либо катода, т. е. является монополярным, и подключается поочередно к анодной и катодной шинам источника тока. Во втором случае ток подводится только к двум крайним электродам. Промежуточные электроды работают как биполярные: если с одной

стороны электрод является анодом, то на противоположной стороне его протекают катодные процессы.

При параллельном подключении электродов общая нагрузка складывается из суммы сил тока, протекающего через каждую пару электродов, и общая сила тока определяется как

$$I_{\text{общ}} = nI_{\text{эл}},$$

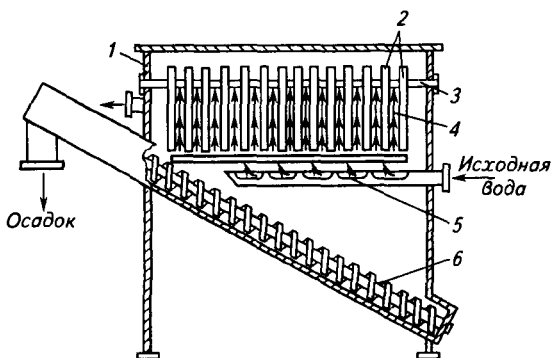
где  $n$  — число пар электродов.

Последовательное подключение электродов позволяет упростить конструкцию электродной схемы и работать с токами меньшей силы, поскольку увеличивается напряжение, что дает возможность сократить размеры и уменьшить стоимость токоподводящих шин. Однако с увеличением напряжения на аппаратах возрастают токи утечки, что приводит к увеличению расхода энергии на обработку. Для предотвращения коротких замыканий электродов предусматривают разделительные прокладки из диэлектрика (текстолита, винипласта и др.).

Степень использования металла электродов (50—90%) зависит от конструкции коагулятора, материала анода и состава очищаемой воды.

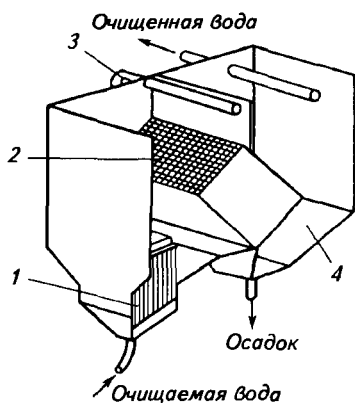
Как правило, электрокоагулятор служит только для образования гидроксидов металлов и агрегации частиц; процесс разделения фаз проводят в других аппаратах — отстойниках, гидроциклонах и др. Есть конструкции, в которых эти процессы совмещены и протекают в одной камере. Пример конструктивного оформления электрокоагулятора с вертикальным расположением электродов для извлечения из сточных вод полимерных соединений, которые после осуществления процесса коагуляции удается отделить седиментацией, представлен на рис. 8.7.

Аппарат имеет герметичный прямоугольный корпус  $1$  с гуммированной внутренней поверхностью. Блок электродов представляет собой набор чередующихся пластин анодов (Al) и катодов (нержавеющая сталь).



**Рис. 8.7. Электрокоагулятор для очистки воды от полимерных соединений:**

$1$  — корпус;  $2$  — электроды;  $3$  — вал;  $4$  — скребок;  $5$  — перфорированная труба;  $6$  — шнек



**Рис. 8.8. Электрокоагулятор с тонкослойным отстойником:**

1 — блок электродов; 2 — отстойник; 3 — сборная труба; 4 — бункер

Подача воды осуществляется в нижнюю часть аппарата через перфорированную трубу 5, что позволяет равномерно распределять суспензию по длине аппарата. Содержащиеся в воде мелкодисперсные примеси после коагуляции оседают на дно аппарата, откуда непрерывно удаляются лопастным шнеком. Лопастные шнеки имеют сечение Г-образной формы, что обеспечивает захват осадка и части жидкой массы, не взмучивая осевший полимер.

Для очистки поверхности электродов от полимерных продуктов между каждой парой электродов установлен скребок 4, который перемещается при вращении вала 3. Шнек и скребки имеют общий

привод, и их работа согласована. Верхняя часть шнека поднята выше уровня воды в аппарате, так что через разгрузочный патрубок шнека вода не выливается.

Аппарат, показанный на рис. 8.8, предназначен для удаления из сточной воды нефтепродуктов; в нем объединены электрокоагуляция, флотация и тонкослойное отстаивание.

В левой нижней части аппарата установлен блок электродов 1 с вертикальными электродами, в правой — тонкослойный отстойник 2. Очищаемая вода поступает снизу; после коагуляции часть флотирующих примесей удаляется с поверхности по сборной трубе 3, а частично очищенная вода направляется в тонкослойный отстойник. Отстойник наклонен к левой части аппарата под углом 50°. Под блоком отстаивания находится бункер 4 для сбора коагулянта. Такая комбинация электрокоагуляторов с высокоэффективным отстойником позволяет отказаться от применения громоздких отстойных сооружений в установках средней производительности (500 м<sup>3</sup>/сут).

Разработаны конструкции электрокоагуляторов, позволяющих использовать в качестве анодов отходы металла. Аноды в таких аппаратах помещены в вертикально расположенные перфорированные кассеты из полимерного материала (полипропилена). В качестве отходов металла используют, в частности, металлическую стружку, которую добавляют в кассеты по мере ее расходования. Анод, работающий в таком режиме, называют насыпным электродом. Такое решение позволяет избежать использования в качестве электродных материалов листовой стали, являющейся дефицитным материалом.

Процессы, протекающие в электрокоагуляторах на электродах и в объеме раствора, определяются природой материала электродов, рН раствора и примесей, содержащихся в воде.

При наложении электрического поля металлический анод (железо, алюминий, магний) растворяется:



На катоде происходит преимущественно выделение водорода по уравнению (8.1). Скорость электролитического растворения металлов зависит от потенциала электрода. Зависимость силы тока от потенциала, определяемая экспериментально, имеет сложный вид, и в области определенных потенциалов происходит характерное снижение скорости процесса (пассивация электрода). Это явление необходимо учитывать при рассмотрении процессов электрокоагуляции.

Казалось бы, наиболее эффективно ведение процесса при высоких скоростях растворения электрода, так как при этом более интенсивно используются емкость аппарата и рабочая поверхность электродов. Однако с повышением нагрузки по току возрастает потенциал электрода, и наряду с растворением анодов идет их пассивация. К тому же резкое увеличение потенциала приводит к увеличению расхода энергии на обработку. Обычно оптимальные режимы ведения процесса предусматривают осуществление анодного растворения металла в области потенциалов, меньших критического потенциала пассивации. Для предотвращения отрицательных последствий пассивации электродов периодически изменяют полярность электродов, что обеспечивает также более равномерное их растворение. Для нормального протекания процесса коагуляции необходимо, чтобы образовавшиеся в результате электродной реакции ионы металла подверглись гидролизу.

Область существования различных гидроксидных форм металлов в зависимости от условий проведения электролитического растворения металла и рН среды определяется из диаграммы Пурбе. На основании анализа таких диаграмм (они имеются в справочной литературе) можно оценить условия: интервал значений рН обрабатываемой воды и значения потенциалов электродов, отвечающие оптимальному режиму процесса коагуляции при использовании в качестве анода того или иного материала.

Суть электродных процессов при электрокоагуляции сводится к следующему:

— генерация в процессе анодного растворения металла коагулянта — гидроксида соответствующего металла;

— подщелачивание воды в процессе электролиза [реакция (8.1)];

— получение на катоде газообразного водорода, который может быть использован для обеспечения флотации скоагулированных примесей.

Количество коагулянта, генерируемого в электрокоагуляторе, из расчета на металл можно определить из выражения:

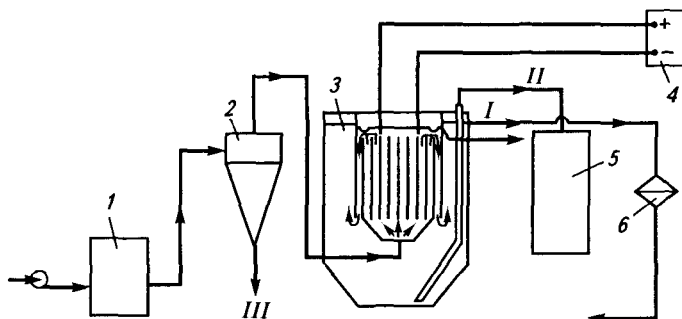
$$m_{\text{Me}} = I\tau q_{\text{Me}} B_{\tau}, \quad (8.9)$$

где  $m_{\text{Me}}$  — количество металла, переходящего в раствор, г;  $I$  — сила тока, протекающего через аппарат, А;  $\tau$  — время обработки, ч;  $q_{\text{Me}}$  — электрохимический эквивалент металла, г/(А · ч);  $B_{\tau}$  — выход по току, доли единицы.

Электрокоагуляцию применяют преимущественно в системах локальной очистки сточных вод, загрязненных тонкодисперсными и коллоидными примесями, от масел, нефтепродуктов, некоторых полимеров, соединений хрома и других тяжелых металлов. Она находит применение в процессах осветления, обесцвечивания, обеззараживания и умягчения воды в системах водоподготовки. Электрокоагуляция применима главным образом для очистки нейтральных и слабощелочных вод.

Технологическая установка для очистки сточных вод электрокоагуляцией содержит: очистное устройство, аппарат, в котором происходит разделение фаз, емкость для сбора воды и выделенной дисперсной фазы, насосы и трубопроводы, а также источник постоянного тока.

В качестве примера можно рассмотреть электрокоагуляционную установку непрерывного действия для очистки сточных вод, содержащих нефтепродукты и другие загрязнения в мелкодисперсном состоянии (рис. 8.9). Обрабатываемая вода проходит сначала предварительную грубую очистку в механическом фильтре *1* и гидроциклоне *2*. Процесс электрокоагуляционной очистки происходит в аппарате *3*, который является флотатором-отстойником со встроенной в него электродной системой. Часть скоагулиро-



**Рис. 8.9.** Электрокоагуляционная установка для очистки воды от нефтепродуктов: *I* — поток воды, прошедшей очистку; *II* — линия удаления осадка из электрокоагулятора; *III* — удаление осадка из гидроциклона; *1* — фильтр; *2* — гидроциклон; *3* — электрокоагулятор; *4* — источник тока; *5* — сборник; *6* — фильтр

ванных примесей флотируется, другая осаждается в нижней части аппарата. Флотируемые продукты из верхней части аппарата, а также осадок из нижней части отводятся в сборник 5, а осветленная вода после фильтрации поступает в оборот. Нефтепродукты из сборника 5 выводятся на последующую переработку.

#### 8.4. ЭЛЕКТРОХИМИЧЕСКИЕ УСТАНОВКИ ДЛЯ ИЗВЛЕЧЕНИЯ МЕТАЛЛОВ

Использованию электролиза для извлечения металлов из разбавленных растворов препятствует низкая удельная производительность электролизеров, особенно с плоскими электродами, по сравнению с такими процессами очистки металлов, как цементация или химическое выделение.

Для увеличения интенсивности процессов электроизвлечения металлов из сильно разбавленных по ионам металла растворов используют объемные электроды. Принцип работы электролизеров с такими электродами заключается в том, что подвергаемый обработке раствор пропускают через каналы в теле объемного электрода, потенциал которого поддерживают на уровне, обеспечивающем протекание процесса извлечения с максимально возможной скоростью, т. е. при предельной силе диффузионного тока.

Имеется три типа объемных электродов: пластинчатые, объемно-пористые и псевдооживленные. В электродах первых двух типов очищенный раствор проходит через каналы электродов.

Пластинчатый электрод (рис. 8.10) представляет собой блок из пластин, расположенных перпендикулярно аноду и разделенных шайбами таким образом, что между соседними пластинами остается зазор для продвижения раствора в направлении, перпендикулярном протеканию электрического тока. Условия электролиза выбирают такими, чтобы было возможно получать металлы в порошкообразной форме. Металл удаляют из нижней части аппарата, где осаждаются частицы, оторвавшиеся от катода под действием силы тяжести.

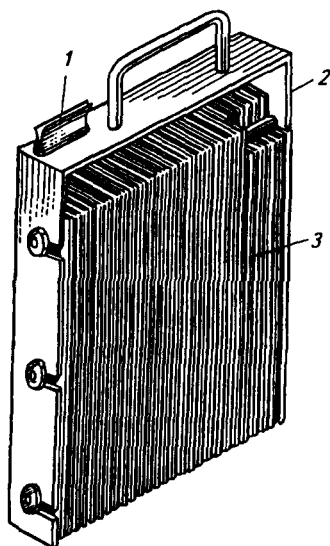
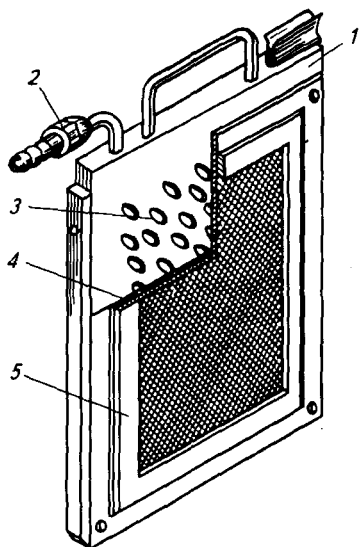


Рис. 8.10. Трехмерный катод пластинчатого типа:  
1 — токоподвод; 2 — рама; 3 — пластина



**Рис. 8.11. Катодный блок электрода из углеграфитового материала (конструкция Р. Ю. Бека):**

- 1 — камера; 2 — штуцер для подачи раствора; 3 — перфорированная стенка; 4 — графитовый материал; 5 — прижимная рама

К объемно-пористым относят электроды (насыпные) из измельченного электропроводного материала, гранул металла, частиц или волокон графита. Катодный блок с объемно-пористым электродным материалом представлен на рис. 8.11. Он состоит из камеры, к боковым перфорированным стенкам которой прижат слой углеграфитового материала, служащего катодом. Волокнистые углеграфитовые материалы получают прокаливанием текстильных материалов на основе вискозы. Основные характеристики подобного типа материалов представлены в табл. 8.1.

Обрабатываемый раствор подается через штуцер внутрь блока и, проходя через поры между углеродными нитями в направлении, параллельном протеканию электрического тока, подвергается электролизу. Металл (обычно благородный), осажденный на такой электрод, при возможности

подвергается прямой плавке вместе с основой.

Электроды третьего типа — так называемые псевдооживленные — представляют собой подвижные слои электропроводного дисперсного материала (графита, металла), контактирующие с расположенными в объеме слоя токосборниками. Диаметр отверстий в токосборнике меньше среднего размера частиц подвижного слоя. Скорость движения потока такова, что основная масса частиц циркулирует от вершины слоя к основанию, постоянно контактируя с токосборником.

**Таблица 8.1. Характеристика углеграфитовых материалов**

Масса 1 см <sup>2</sup> , г	Удельная поверхность, м <sup>2</sup> /г	Диаметр графитовых нитей, мкм	Толщина материала, мм
<i>Материал ВТ</i>			
0,018	17,8	10,0	3—4
<i>Материал ВНГ-двухслойный</i>			
0,082	13,9	12,5	7—8



Для расчета производительности аппаратов с объемно-пористыми электродами, работающими в диффузионном режиме извлечения металла, достаточно знать величину доступной электролизу поверхности  $S$  и коэффициент массопередачи  $K_m$ . Первая величина зависит от пористости электрода и распределения потенциала внутри него; определяется гидродинамическим режимом и структурой пористого электрода. Распределение потенциала зависит от соотношения электропроводности раствора и материала электрода, а также от конструкции и расположения токоподводящей клеммы (шины).

При подведении тока к катоду с фронтальной стороны (со стороны, обращенной к аноду) по мере продвижения в глубь электрода потенциал уменьшается. Чем большее значение потенциала задается на фронтальной части электрода, тем на большую глубину будет работать электрод. Однако значение этого потенциала ограничено и не должно превышать определенной величины, которая лимитируется началом какого-либо нежелательного побочного процесса, мешающего нормальному течению электролитического извлечения. Обычно этот потенциал на фронтальной стороне электрода не должен превышать потенциала начала выделения водорода. Выделяющийся водород снижает выход по току, блокирует внутреннюю поверхность электрода и препятствует работе всего объема электрода.

Значение потенциала на противоположной стороне электрода (тыльной) в зависимости от токоподвода электрода можно определить с учетом сопротивления раствора. Величина этого потенциала также имеет принципиальное значение, поскольку она определяет остаточную концентрацию ионов металла, которую можно достичь при использовании объемного электрода. Предполагается, что находящиеся ионы в растворе при контакте с электродом приходят с ним в равновесие, и тогда концентрацию ионов металла на выходе из электрода можно рассчитать, зная зависимость равновесного потенциала от содержания ионов в растворе. Поэтому чем более отрицательного потенциала удается достичь на фронтальной стороне, а следовательно, и на тыльной, тем более полным будет извлечение. Так, с помощью объемного электрода удастся извлечь медь до остаточной концентрации 0,05 мг/л, ртуть — до 0,005 мг/л, серебро — до 40 мг/л и сурьму — до 5 мг/л. Как видно из ранее сказанного, степень извлечения во многом определяется составом раствора.

Для определения производительности аппарата, когда вся поверхность объемного электрода характеризуется предельным диффузионным током, получены относительно простые зависимости.

При диффузионном контроле работы объемного электрода рассматривают два различных режима электролиза.

*Режим I.* Время прохождения раствора в электроде  $\tau_1$  больше времени распространения диффузионной волны  $\tau_2$  на расстояние, сравнимое с радиусом пор;  $\tau_1$  определяется как  $\tau_1 = L/v$ , где  $v$  —

линейная скорость движения раствора в порах электрода;  $L$  — толщина электрода;  $\tau_2$  — определяется как  $\tau_2 = r^2/(2D)$ , где  $r$  — среднее значение радиуса пор в электроде;  $D$  — коэффициент диффузии разряжающихся ионов. При условии  $\tau_1 \gg \tau_2$  ионы металла полностью переходят в осадок, и суммарное значение предельной плотности тока определяется из выражения:

$$i_{\text{пред}} = nFm_v C_0, \quad (8.10)$$

где  $n$  — число электронов в электродной реакции;  $F$  — число Фарадея;  $m_v$  — объемная скорость протекания раствора;  $C_0$  — концентрация ионов металла в очищаемом растворе.

*Режим II.* Если  $\tau_1 < \tau_2$ , то процесс лимитируется радиальной диффузией разряжающихся ионов металла к стенкам пор. Тогда значение предельного тока будет изменяться по глубине электрода в связи с изменением концентрации разряжающихся ионов металла. Локальное значение предельной плотности тока в установленном режиме работы электрода будет определяться как

$$j = nFK_m C_x, \quad (8.11)$$

где  $K_m$  — коэффициент массопереноса;  $C_x$  — концентрация ионов металла на расстоянии  $x$  от электрода.

Зависимость концентрации ионов металла по координате  $x$  (в направлении движения раствора) определяется экспонентой:

$$C_x = C_0 \exp(-K_m S_x / m_v), \quad (8.12)$$

где  $S_x$  — элемент поверхности электрода на расстоянии  $x$  в глубь электрода.

Суммарная величина предельного тока извлечения металла равна:

$$j_{\text{пред}} = \int_L j_x S dx. \quad (8.13)$$

После интегрирования получаем:

$$j_{\text{пред}} = nFC_0 m_v [1 - \exp(-K_m SL / m_v)]. \quad (8.14)$$

Коэффициент массопередачи зависит от скорости потока и может быть определен из эмпирического выражения:

для волокон

$$K_m = a m_v^n, \quad (8.15)$$

где  $n = 0,4$  для интервала скорости движения потока  $0,2-0,4$ , мл/(см<sup>2</sup> · с);  $a$  — константа;

для гранул

$$K_m = av^n, \quad (8.16)$$

где  $n = 0,4+0,5$ ;  $a$  — увеличивается с уменьшением диаметра гранул.

Эффективность работы объемно-пористого электрода при извлечении металлов оценивается количественной характеристикой  $W_q$  — количеством раствора, из которого в единицу времени извлекается металл до заданной степени извлечения  $q = C_k/C_n$  (здесь  $C_k$  и  $C_n$  — концентрации ионов металла после и до обработки раствора соответственно). Величина  $W_q$  для режима  $\tau_1 \gg \tau_2$  определяется как

$$W_q = m_v / \ln q, \quad (8.17)$$

для режима  $\tau_1 < \tau_2$ :

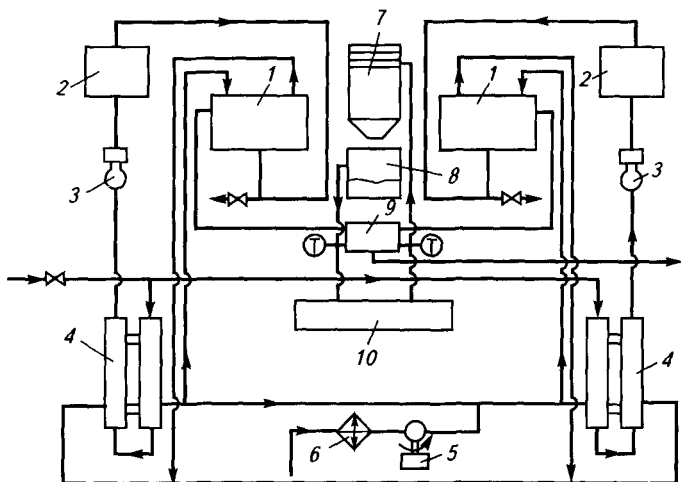
$$W_q = \frac{m_v}{\ln q} \left( 1 - \exp \frac{K_m SL}{m_v} \right). \quad (8.18)$$

Проанализируем зависимость  $W_q$  от параметров процесса. Как видно из приведенных рассуждений, величина  $W_q$  не зависит от абсолютного значения концентрации ионов металла, а определяется только степенью их извлечения  $q$ ; она зависит от температуры процесса, вязкости раствора (через коэффициент диффузии  $D$ ), а также от скорости прохождения раствора через электрод. С увеличением этой скорости толщина диффузионного слоя  $\delta$  уменьшается, а следовательно, возрастает коэффициент массопередачи  $K_m$ . Наконец, величина  $W_q$  зависит от удельной поверхности и толщины объемного электрода. Обычно оценивают эффективность работы  $W_q$  аппаратов с объемными электродами при  $q = 35$ , что отвечает степени очистки от ионов металла 97—98 %.

Рассмотренная аппаратура нашла применение в установках, обеспечивающих выделение металлов из сточных вод и жидких отходов различных производств. На электрохимической установке (рис. 8.12) можно выделять металлическую медь из растворов, используемых для травления металла.

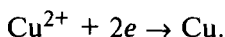
Процессы удаления меди с части изделий (травление) получили широкое распространение, например в производстве печатных плат. Травильные растворы содержат обычно как минимум два компонента: окислитель ( $\text{FeCl}_3$ ) и соляную кислоту.

Отработанный раствор, содержащий ионы меди и восстановленную форму окислителя ( $\text{FeCl}_2$ ), поступает в теплообменник 4, где его охлаждают рассолом, циркулирующим с помощью насоса 5 от холодильной машины 6. Из теплообменных аппаратов через гидрозатворы 3 и дозирующие емкости 2 раствор подается в элек-



**Рис. 8.12. Установка электрохимической регенерации раствора для травления меди:**  
 1 — электролизеры; 2 — напорные баки; 3 — гидрозатворы; 4, 9 — теплообменники; 5 — насос; 6 — холодильная машина; 7 — аппарат для снятия осадка меди; 8 — сборник медного порошка; 10 — емкость с 2%-м раствором соляной кислоты

тролизеры 1. Под действием электрического тока в электролизерах на катоде выделяется из раствора металлическая медь:



Анодная реакция сопровождается окислением ионов двухвалентного железа в трехвалентное:



Суммарная (катодная и анодная) реакция обеспечивают регенерацию раствора, который может быть возвращен на повторное использование.

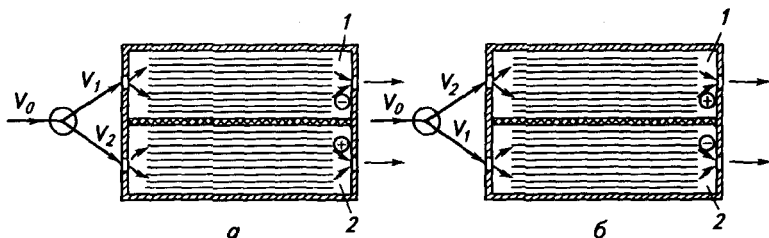
Металлическая медь выделяется на катоде в виде мелкодисперсного порошка, периодически удаляемого с его поверхности.

Наличие в установке двух электролизеров позволяет обеспечить ее непрерывную работу. Цикл осаждения меди продолжается в течение 2 мин, после этого блок катодов извлекают и переносят в аппарат 10, снабженный механизмом для очистки катодов от осадка металла. Более полному удалению меди с титановых катодов способствует подача в аппарат раствора соляной кислоты.

После очистки осадка катодный блок возвращают обратно в электролизер. Работа электролизеров согласована, в период удаления осадка в одном из них другой работает в режиме осаждения металла. Установка работает в автоматическом режиме, что обеспечивает выделение меди и поддержание постоянной ее концентрации в растворе.

Электрохимические установки подобного рода позволяют решать задачи, связанные с концентрированием солей металлов, содержащихся в сточных водах, и возвратом концентрированных растворов для повторного использования. Принцип действия такой установки поясняется схемой, представленной на рис. 8.13. Электролиз сточной воды проводят в аппарате, разделенном диафрагмой или ионообменной мембраной на две камеры — 1 и 2. В каждой камере установлены пластинчатые электроды. В процессе обработки воды периодически изменяют направление тока, с тем чтобы изменялась полярность электродов в камерах 1 и 2.

Сточная вода, направляемая на очистку, разделяется на два потока. Один поток — большая часть сточной воды — направляется в камеру 1, в которой электроды работают в режиме катода (рис. 8.13, а), и происходит разряд ионов металла с образованием осадка. Очищенная вода в этом случае выходит из камеры 1. Второй поток — меньшая часть сточной воды — поступает в камеру 2, где на аноде происходит растворение металла, осажденного в предыдущем цикле его работы как катода (рис. 8.13, б). При смене полярности электродов одновременно перераспределяют и потоки воды. Таким образом, например, удастся повысить содержание серноокислых солей меди в промывочных водах с 0,8 г/л до нескольких десятков г/л и вернуть раствор солей на повторное использование.



**Рис. 8.13. Установка для концентрирования растворов солей металлов:**  
 а: в камере 1 выделяется металл на электродах, в камере 2 происходит растворение металла;  
 б: в камере 1 растворяется металл, в камере 2 выделяется металл на электродах;  
 $V_0$  — поток сточной воды;  $V_1, V_2$  — сточная вода, направляемая в катодную и анодную камеры электролизера соответственно

## 8.5. ВЫБОР МАТЕРИАЛА ЭЛЕКТРОДОВ

Природа материала электродов, а во многих случаях и подготовка их оказывают большое влияние на направление и ход реакций при очистке воды от загрязнителей. При выборе электродного материала необходимо соблюдение следующих условий:

- 1) обеспечение устойчивости электрода в процессе обработки и его длительной эксплуатации;
- 2) продукты разрушения электродов не должны быть токсичными;
- 3) обеспечение высокой электропроводности и механической прочности;
- 4) доступность и невысокая стоимость материала.

**Аноды.** Аноды можно изготавливать из металлов, которые устойчивы в водных растворах при потенциалах выделения кислорода. В кислых растворах эти потенциалы выше +1,23 В, а в щелочных выше +0,4 В. В этой области потенциалов устойчивы металлы платиновой группы, графит, а также оксиды некоторых металлов. Металлы платиновой группы не применяют, так как они очень дороги. Удовлетворяют перечисленным требованиям некоторые модификации графита. Недостатком графитовых электродов является их медленное разрушение вследствие постепенного окисления графитовой поверхности до диоксида и оксида углерода. Скорость разрушения анодов из графита определяется пористостью графита. Для устранения отрицательного влияния пор аноды пропитывают различными материалами, уменьшающими смачиваемость поверхности и препятствующими попаданию электролита в поры.

Выбор анодного материала из высших оксидов металлов в значительной степени ограничен, так как большинство этих соединений при нормальных температурах является диэлектриками или полупроводниками с широкой запрещенной зоной. Высокую электропроводность и достаточную химическую стойкость электродов в щелочных средах обеспечивают оксиды таких металлов, как медь, никель, кобальт, железо. Так, в процессах очистки воды часто используют магнетит  $\text{FeO} \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3$ . Электроды получают отливкой из шихты, представляющей собой природный магнетит. Наибольшей механической прочностью обладает литой магнетит, содержащий небольшой избыток свободного оксида железа  $\text{Fe}_2\text{O}_3$ .

В последние годы для очистки воды применяют также и другие оксидные аноды. Основой для таких электродов служит титан, на поверхность которого наносят слой высших оксидов рутения или кобальта. Для получения таких электродов на поверхность титана наносят легкоразлагающиеся соли металлов (карбонаты, нитраты), а затем изделие подвергают термической обработке при 350—400 °С. Слой оксидов, нанесенный таким образом, имеет

толщину несколько микрометров. Основное преимущество этих электродов заключается в том, что они практически неразрушаемы, а после износа могут быть регенерированы.

**Катоды.** К катодным материалам предъявляют менее жесткие требования в отношении их коррозионной устойчивости, чем к анодным материалам. Выбор катодного материала зависит от назначения и условий проведения очистки; основным показателем, служащим для выбора материала катода, является величина перенапряжения при выделении водорода —  $\eta_{H_2}$ :

Материал электрода . . .	Pt	Fe	Ni	Zn	Pb	C	Cu
$\eta_{H_2}$ , В . . . . .	0,35	0,70	0,63	1,30	1,47	1,10—1,34	0,80

По величине перенапряжения электродные материалы разделяются на две группы: с низким (железо, никель и др.) и высоким (графит, цинк и др.) перенапряжением. Для процессов очистки воды, в которых определяющую роль играет анодный процесс (деструктивные методы), а катодный процесс в большинстве случаев имеет второстепенное значение, в качестве катодного материала выбирают металлы из первой группы, руководствуясь энергетическими затратами. Поскольку величина перенапряжения при выделении водорода входит как составляющая в баланс напряжения на электролизере, ее снижение позволяет уменьшить расход энергии на обработку.

Для процессов обработки воды, в которых катодная реакция обеспечивает удаление загрязнителей (выделение металлов, перевод вещества в менее токсичное соединение и др.), целесообразно использовать электроды с высоким перенапряжением при выделении водорода, что позволяет облегчить протекание таких реакций.

## 8.6. РАСЧЕТ ЭЛЕКТРОЛИЗЕРОВ

При расчете определяют полезный объем электролизера, поверхность электродов, нагрузку по току и расход энергии на обработку воды. Для расчета исходными данными являются: расход сточной воды, общее содержание минеральных солей и загрязняющих компонентов в ней, время обработки воды. Объем электролизера определяют из выражения:

$$V = Qt, \quad (8.19)$$

где  $Q$  — расход сточной воды, м<sup>3</sup>/с;  $t$  — время обработки, с.

Нагрузку по току находят ориентировочно по формуле:

$$I = qC_0B_T Q/t, \quad (8.20)$$

где  $q$  — теоретическое количество электричества, необходимое для обезвреживания или очистки загрязнителя и определяемое по закону Фарадея;  $B_T$  — коэф-

коэффициент полезного использования электроэнергии (выход по току), доли единицы.

Общая поверхность электродов равна:

$$S = V/(2d), \quad (8.21)$$

где  $d$  — расстояние между электродами, м.

Часто из предварительных экспериментов известны коэффициент полезного использования энергии  $V_T$  (выход по току), а также оптимальные значения удельной силы тока, приходящейся на единицу поверхности электрода (плотность тока). В этом случае размеры электродов анода и катода могут быть определены из выражения:

$$S = I/j, \quad (8.22)$$

где  $I$  — общая нагрузка на аппарате;  $A$ ;  $j$  — плотность тока,  $A/m^2$ .

При извлечении металлов, а также в том случае, когда загрязняющий компонент претерпевает изменения исключительно в результате электродной реакции и скорость процесса лимитируется доставкой разряжающихся частиц к электроду, поверхность электрода можно определить из выражения:

$$S_k = \frac{m_v}{K_m} \ln \frac{C_n}{C_k}, \quad (8.23)$$

где  $m_v$  — объемная скорость движения воды через аппарат,  $m^3/c$ ;  $K_m$  — коэффициент массопередачи, равный отношению  $D/\delta$ ,  $m \cdot c$  ( $D$  — коэффициент диффузии ионов;  $\delta$  — толщина диффузионного слоя, м);  $C_n$  — начальная концентрация металлов;  $C_k$  — конечная концентрация металлов на выходе из аппарата.

Расход энергии на электрохимическую обработку является основной величиной, определяющей эксплуатационные затраты на установки и их конкурентоспособность. Расход энергии  $W$  обычно относят к  $1 m^3$  очищаемой воды или (при утилизации ценных компонентов) к единице массы извлеченного вещества. Величина  $W$  определяется напряжением на электродах, расстоянием между ними, удельным сопротивлением и другими характеристиками обрабатываемой воды.

Рассмотрим вклад каждой из перечисленных составляющих в расход электроэнергии. Величину  $W$  можно выразить как

$$W = Q_{эл} U_{эл}, \quad (8.24)$$

где  $Q_{эл}$  — количество электричества, затраченное на обработку  $1 m^3$  воды;  $U_{эл}$  — напряжение на электролизере.

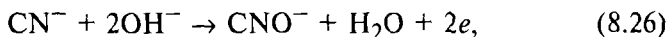


Необходимое для обработки воды количество электричества зависит от содержания загрязнителя и вида электрохимической очистки. В процессах электрохимического окисления его удастся оценить, если предположить, что для осуществления анодной деструкции до необходимой степени окисления органических соединений достаточно получить в результате электродной реакции количество кислорода, равное величине ХПК; тогда значение  $Q_{эл}$  (в  $A \cdot ч/м^3$ ) определяется из выражения:

$$Q_{эл} = \frac{26,8 \text{ ХПК}}{8 \cdot 10^5 B_T} \quad (8.25)$$

Приближенность такого определения заключается в допущении, что как при химическом окислении (определение ХПК), так и при электрохимической деструкции окисление идет до одинаковой глубины, а также одинаковы состав и количество продуктов, уносимых с газовой фазой.

Если известна анодная реакция и присутствует один токсичный компонент, например в случае окисления в сточных водах цианид-ионов



то количество электричества, необходимое для обезвреживания ионов  $CN^-$ , можно рассчитать (в  $A/ч$ ) из уравнения:

$$Q_{эл} = 2,06 C_0 V / B_T, \quad (8.27)$$

где  $C_0$  — исходная концентрация цианидов в сточных водах,  $г/м^3$ ;  $V$  — объем сточных вод в электролизере,  $м^3$ ; 2,06 — электрохимический эквивалент окисления ионов  $CN^-$ ,  $A \cdot ч/г$ .

Необходимость предварительного расчета количества электричества, потребляемого для очистки, обусловлена высокой химической активностью и токсичностью окислителей, которые образуются в ходе электродных реакций (в частности, хлора), и стремлением избежать накопления их в избыточных количествах. В некоторых случаях величина  $Q_{эл}$  известна из предварительных исследований.

Общее напряжение в аппаратах электрохимической очистки воды складывается из теоретического напряжения, перенапряжения на электродах, концентрационной поляризации, падения напряжения в электролите, диафрагме, электродах и контактах. Напряжение на одной секции аппарата (одна пара электродов) определяется из выражения:

$$U = E_a - E_k + \eta_a + \eta_k + \Delta E_{\text{конц}} + \Delta U_{\text{эл}} + \Delta U_d + \Delta U_1 + \Delta U_2, \quad (8.28)$$

где  $E_a$  и  $E_k$  — термодинамические (обратимые) значения потенциалов анода и катода, В;  $\eta_a$  и  $\eta_k$  — перенапряжение на аноде и катоде, В;  $\Delta E_{\text{конц}}$  — величина концентрационной поляризации, В;  $\Delta U_{\text{эл}}$  — падение напряжения в электролите, В;  $\Delta U_d$  — падение напряжения в диафрагме или мембране, В;  $\Delta U_1$  и  $\Delta U_2$  — падение напряжения в электродах и контактах соответственно, В.

Для отдельных видов обработки вклад каждой составляющей  $U$  будет различным. Для электрофлотаторов и электрокоагуляторов, а также для аппаратов электрохимической очистки окислением и восстановлением в общем балансе напряжения будут преобладать значения  $E_a$ ,  $E_k$ ,  $\eta_a$ ,  $\eta_k$ . Для электродиализаторов основной составляющей баланса является падение напряжения на мембранах и в растворе —  $\Delta U_d$ ,  $\Delta U_{\text{эл}}$ .

Теоретическое напряжение разложения  $E_T = E_a - E_k$  на электролизере можно определить, исходя из термодинамических данных:

$$E_T = -\frac{\Delta H^\circ}{nF} + T\left(\frac{dE}{dT}\right)_p, \quad (8.29)$$

где  $\Delta H^\circ$  — энтальпия реакции разложения;  $n$  — число электронов, участвующих в реакции;  $F$  — число Фарадея;  $dE/dT$  — температурный коэффициент, В/К.

Для реакции разряда молекул воды величина теоретического напряжения разложения воды в изотермических условиях  $E_T = 1,481$  В, а величина  $(dE/dT)_p$  составляет 0,00085 В/К. Для условий, отличных от стандартных, значения  $E_a$  и  $E_k$  определяются в зависимости от рН обрабатываемой воды из уравнений (при  $T = 293$  К):

$$E_a = 1,23 - 0,059\text{pH}; \quad (8.30)$$

$$E_k = -0,059\text{pH}. \quad (8.31)$$

Величины перенапряжения на катоде ( $\eta_k$ ) и аноде ( $\eta_a$ ) зависят от реакции, протекающей на электроде. Для реакции выделения водорода используют уравнение Тафеля:

$$\eta_{\text{H}_2} = a + b \lg j, \quad (8.32)$$

где  $a$  и  $b$  — константы, зависящие от природы материала катода (справочные данные).

Многие электродные реакции, имеющие практическое значение в процессах очистки воды, в частности реакция растворения

железа, дают сложные кинетические зависимости перенапряжения как функции силы тока, поэтому в расчетах используют экспериментальные данные.

Величина  $\Delta E_{\text{конц}}$  характерна для аппаратов, в которых удаление ионов металлов происходит в результате катодной реакции восстановления. В этом случае скорость процесса обусловлена замедленностью массопереноса удаляемых ионов к электроду. Точный расчет концентрационной поляризации возможен лишь для аппаратов, в которых массоперенос можно контролировать. Приближенную оценку  $\Delta E_{\text{конц}}$  для случая стационарной диффузии можно дать на основании уравнения:

$$\Delta E_{\text{конц}} = \frac{RT}{nF} \lg \frac{j}{j_{\text{пр(к)}}}, \quad (8.33)$$

где  $n$  — число электронов, участвующих в реакции;  $j, j_{\text{пр(к)}}$  — плотности тока и предельного тока диффузии электродной катодной реакции соответственно,  $\text{А/м}^2$ .

Величину  $\Delta U_{\text{д}}$  определяют для аппаратов, в которых анодное пространство отделено от катодного диафрагмой или ионообменной мембраной. Для электролизеров с диафрагмой справедливо выражение:

$$\Delta U = IR_{\text{д}}, \quad (8.34)$$

где  $I$  — сила тока (в А), протекающего через электролизер;  $R_{\text{д}}$  — сопротивление диафрагмы:

$$R_{\text{д}} = \rho \frac{\delta \beta^2}{S n_{\text{д}}}; \quad (8.35)$$

$\rho$  — удельное электрическое сопротивление электролита в порах диафрагмы с учетом газонаполнения,  $\text{Ом} \cdot \text{м}$ ;  $\delta$  — толщина диафрагмы, м;  $\beta$  — коэффициент извилистости пор ( $\beta = 1, 2+1, 3$ );  $S$  — поверхность диафрагмы,  $\text{м}^2$ ;  $n_{\text{д}}$  — объемная пористость диафрагмы.

Падение напряжения, возникающее при прохождении тока через раствор, для аппаратов с плоскопараллельными электродами рассчитывают по закону Ома:

$$\Delta U_{\text{эл}} = j \rho l, \quad (8.36)$$

где  $j$  — плотность тока,  $\text{А/м}^2$ ;  $\rho$  — удельное сопротивление электролита,  $\text{Ом} \cdot \text{м}$ ;  $l$  — расстояние между электродами, м.

Падение напряжения в проводниках первого рода  $\Delta U_1$  рассчитывают по закону Ома; падение напряжения в контактах определяют с учетом материала контактирующих пар металлов (по справочной литературе).

# ГЛАВА 9

## СООРУЖЕНИЯ И АППАРАТЫ ДЛЯ БИОХИМИЧЕСКОЙ ОБРАБОТКИ ПРОМЫШЛЕННЫХ ВОД

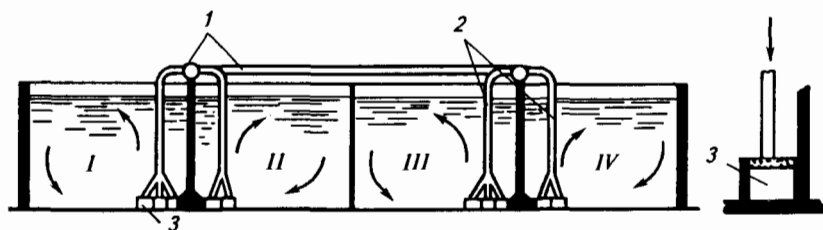


### 9.1. СООРУЖЕНИЯ ДЛЯ БИОХИМИЧЕСКОЙ ОЧИСТКИ В АЭРОБНЫХ УСЛОВИЯХ

**Аэротенки. Основы расчетов при технологическом проектировании.** Процессы очистки вод от многих органических и некоторых неорганических загрязнений сложным сообществом бактерий, простейших и некоторых высших организмов (в условиях аэробноза) являются основными из применяемых в общем комплексе обычных сооружений канализационной очистной станции предприятия, района, города. Нередко их используют и на локальных промплощадочных установках обработки вод. Эти процессы основаны на реакциях биохимического окисления загрязнителей (например,  $C_xH_yO_zN$ ) вод: окисления для удовлетворения энергетических потребностей микроорганизмов и окисления с продуцированием биомассы, имеющей среднестатистический состав клеточного вещества  $C_5H_7NO_2$ .

Аэробная биологическая очистка больших количеств сточных вод обычно осуществляется в аэротенках — емкостных проточных сооружениях со свободно плавающим в объеме обрабатываемой воды активным илом, бионаселение которого использует загрязнения сточных вод для своей жизнедеятельности. Непременным условием эффективности биологических процессов метаболизма в аэротенке является обеспечение их растворенным в воде кислородом, что достигается аэрацией и перемешиванием смеси воды и активного ила пневматическими, механическими или смешанного типа устройствами.

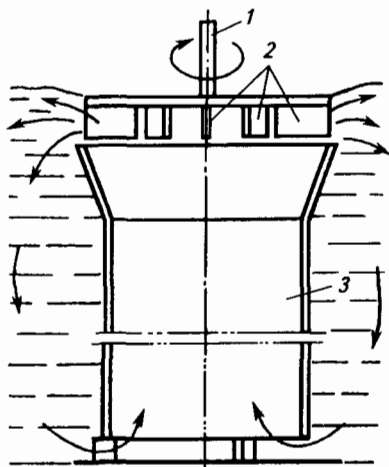
Обычно аэротенк представляет собой прямоугольный (в плане) железобетонный резервуар (рис. 9.1), оборудованный воздуховодами 1, из которых по стоякам 2 воздух подается в фильтросные каналы 3, закрытые (заделкой на цементном растворе) фильтросами — пористыми шамотными или пластиковыми пластинами (обычно их размер 300 × 300 × 40 мм). Через такие пластины происходит мелкопузырчатая (размер пузырьков 1—4 мм) аэрация смеси в аэротенке. При использовании для пневматической аэрации вместо фильтросов дырчатых труб или труб с открытыми концами размер пузырьков барботируемого воздуха составляет 5—10 мм и более (средне- и крупнопузырчатая аэрация).



**Рис. 9.1. Типовой четырехкоридорный (I—IV) аэротенк:**  
 1 — воздуховоды; 2 — стояки; 3 — фильтросный канал

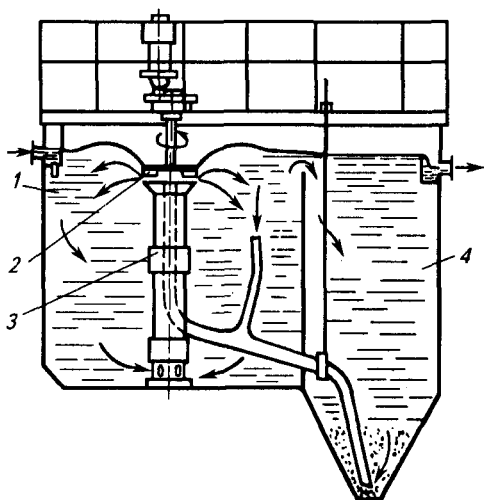
Широко используют и механические аэраторы, в которые воздух поступает из окружающей атмосферы (а не сжатый от компрессоров). Применяют вращающиеся щетки с горизонтальной осью, расположенной над поверхностью жидкости, и поверхностные аэраторы дискового типа (рис. 9.2). По сравнению с пневматическими механические аэраторы конструктивно сложнее, но менее энергоемки (на 10—15%) и позволяют значительно уменьшить дефицит кислорода в воде.

Разработана конструкция аэротенка, совмещенного со вторичным отстойником (рис. 9.3). Различают аэротенки-смесители (рис. 9.4, а), аэротенки-вытеснители (рис. 9.4, б) и аэротенки с рассредоточенным впуском воды (рис. 9.4, в). В первых нагрузка загрязнений на ил и скорость окисления загрязнений практически неизменны по длине сооружения. Аэротенки-смесители наиболее пригодны для очистки концентрированных (БПК<sub>полн</sub> до 1000 мг/л) производственных сточных вод при значительных колебаниях их расхода и концентрации загрязнений. В аэротенках-вытеснителях нагрузка загрязнений на ил и скорость окисления загрязнений изменяются от наибольших значений в начале сооружения до наименьших — в его конце. Такие сооружения применяют в том случае, если обеспечивается достаточно легкая адаптация активного ила,

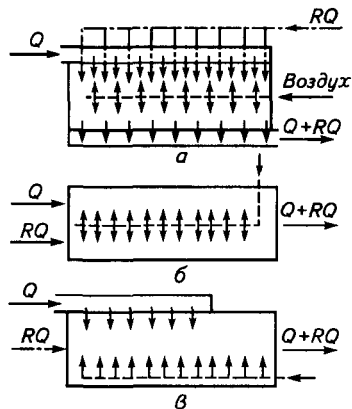


**Рис. 9.2. Механический поверхностный аэратор дискового типа:**

1 — вал; 2 — лопасти аэратора; 3 — направляющий аппарат для циркуляции



**Рис. 9.3. Аэротенк-отстойник с использованием механического аэратора для транспортирования ила из вторичного отстойника:**  
 1 — аэротенк; 2 — аэратор; 3 — циркуляционная труба; 4 — вторичный отстойник



**Рис. 9.4. Аэротенки:**  
 а — аэротенк-смеситель; б — аэротенк-вытеснитель; в — аэротенк с рассредоточенным впуском воды

единичные нагрузки на ил уменьшаются и становятся более равномерными. Такие сооружения используют для очистки смесей промышленных и городских сточных вод.

При расчете аэротенков основным параметром является необходимое время пребывания воды в аэротенке. Рассмотрим материальные балансы сооружений с разной структурой потоков по окисляемому веществу. Для элементарного объема  $dV$  аэротенка-вытеснителя можно записать:

$$LdQ = (L - dL)dQ + rdV, \quad (9.1)$$

где  $dQ$  — дифференциально малый расход воды, поступающий в элементарный объем  $dV$ ;  $L$  — концентрация загрязнений в воде на входе в элемент  $dV$ ;  $dL$  — изменение концентрации загрязнений за время пребывания  $d\tau = dV/dQ$  в объеме  $dV$ ;  $r$  — скорость реакций окисления загрязнений, имеющих концентрацию  $L$ .

Из уравнения (9.1) следует:

$$dLdQ = rdV; \quad dL \frac{dQ}{dV} = r; \quad r = \frac{dL}{d\tau},$$

причем в общем виде

$$\frac{dL}{d\tau} = -kL^n, \quad (9.2)$$

где  $k$  — константа скорости реакции;  $n$  — показатель степени, определяющий порядок реакции биохимического окисления.

Для реакции первого порядка ( $n = 1$ ) интегрированием уравнения (9.2) можно получить функцию изменения концентрации загрязнений  $L_\tau$  по объему  $V$  аэротенка (или по его длине):

$$L_\tau = L_H e^{-kV/Q},$$

где  $V/Q = \tau$  — время пребывания воды в сооружении;  $L_H$  и  $L_\tau$  — начальная и конечная (к любому времени  $\tau$ ) концентрация в воде загрязнений.

Для реакции  $n$ -го порядка функции

$$L_\tau(\tau) = L_\tau \frac{V}{Q}$$

имеет вид:

$$L_\tau^{1-n} = L_H^{1-n} - \tau k(1-n).$$

Время пребывания воды в аэротенке, необходимое для достижения заданной концентрации  $L_\tau$ , составит:

$$\tau = \frac{1}{k(1-n)} (L_H^{1-n} - L_\tau^{1-n}) = \frac{V}{Q}.$$

Материальный баланс для бесконечно малого времени  $d\tau$  пребывания воды в аэротенке-смесителе имеет вид:

$$V \frac{dL}{d\tau} = L_H Q - L_\tau Q - k L_\tau^n V,$$

откуда

$$\frac{dL}{d\tau} = \frac{1}{\tau} (L_H - L_\tau) - k L_\tau^n. \quad (9.3)$$

Для реакции окисления  $n$ -го порядка при условии, что  $dL/d\tau = 0$  (смещение идеальное),

$$\tau = \frac{V}{Q} = \frac{L_H - L_\tau}{k L_\tau^n}. \quad (9.4)$$

Для промышленных аэротенков  $\tau$  равно 8—12 ч, а иногда достигает 20 ч. Уравнение (9.4) принято нормами и правилами проектирования для определения продолжительности аэрации воды

в аэротенках всех типов. В этом выражении уравнение скорости реакции окисления загрязнений имеет вид:

$$kL_{\tau}^n = r = \rho a(1 - s), \quad (9.5)$$

где  $\rho$  — удельная скорость окисления загрязнений, г  $O_2$ /ч на 1 кг беззольного органического вещества активного ила (по БПК<sub>полн</sub>);  $\rho$  определяется экспериментально для разных видов загрязнений и различных условий очистки, колеблется приблизительно в интервале 12—30 г  $O_2$ /(кг·ч);  $a \approx 2+4$  кг/м<sup>3</sup> — доза (концентрация) активного ила (по сухой его части) в аэротенке;  $s = 0,1+0,3$  — зольность ила, доли единицы.

Константа скорости  $k$  является, таким образом, функцией многих переменных.

В практике расчета аэротенков величину  $r$  [в г  $O_2$ /(м<sup>3</sup>·сут)] называют окислительной мощностью (ОМ) аэротенка. Объем аэротенка в зависимости от ОМ определяют по формуле:

$$V = Q_{\text{сут}}(L_n - L_{\tau})/\text{ОМ}, \quad (9.6)$$

где  $Q_{\text{сут}}$  — суточная производительность аэротенка, м<sup>3</sup>/сут.

При очистке, например, от спиртов, органических кислот, бензола (а также от анилина, формальдегида), фенола опытные значения ОМ соответственно составляют 720—1200, 400—1400, 600—700, 2000 г  $O_2$ /(м<sup>3</sup>·сут) при  $a = 3$  кг/м<sup>3</sup>.

Для увеличения окислительной мощности аэротенка можно использовать кислород вместо воздуха. Такой технологический прием реализуется в окситенках — герметизированных сооружениях, оборудованных системами механических перемешивающих устройств (аэраторами) и циркуляции кислорода. ОМ окситенков в 5—6 раз выше ОМ аэротенков, а капитальные затраты в 1,5—2 раза ниже. Однако такие сооружения следует применять на предприятиях, имеющих кислородную станцию, когда кислород используется не только для очистки сточных вод, но и для других нужд.

На рис. 9.5 представлены типичные кривые снижения концентрации  $L$  загрязнений в очищаемой воде (кривая 1) и изменения массы  $a$  микрофлоры (кривая 2) в зависимости от продолжительности процесса. В течение весьма короткого времени  $\tau_1$  от момента введения активного ила происходит резкое снижение концентрации загрязнений от  $L_n$  до  $L_1$  в результате их сорбции активным илом.

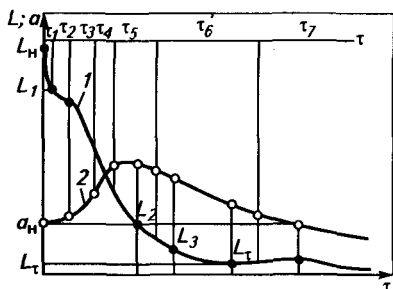


Рис. 9.5. Зависимость концентрации загрязнений  $L$  в очищаемой воде (1) и массы микрофлоры  $a$  (2) от продолжительности процесса  $\tau$



Отрезок времени  $\tau_2$  характеризуется адаптацией микрофлоры ила к загрязнениям, после этого в течение времени  $\tau_3$  наблюдается бурный рост микроорганизмов (кривая 2) и интенсивное изъятие загрязнений. В течение времени  $\tau_4$  скорость роста микроорганизмов снижается (самое «питательное» из загрязнений изъято). В течение  $\tau_5$  происходит стабилизация концентрации ила. К этому времени (считая от начала процесса) обычно заканчивается так называемая «частичная очистка». Концентрация загрязнений  $L_2$  при этом снижается на 60–80% по сравнению с  $L_H$ .

В течение отрезка времени  $\tau_6$  вследствие недостатка питания наблюдается самоокисление (отмирание микрофлоры ила). На этом отрезке заканчиваются неполная ( $L_3$ ) и полная ( $L_T$ ) очистки. (Для промышленных стоков очистку условно считают полной при доведении концентрации загрязнений по БПК<sub>полн</sub> до 15–20 мг/л.) Следующий период времени характеризуется окончательным замиранием культуры микроорганизмов.

Реальные кривые снижения концентрации загрязнений (рис. 9.6, кривая 1) часто сглажены (отметить резкое проявление отдельных периодов не удастся). Кроме того, изъятие загрязнений обычно не означает их окисления активным илом. Лишь часть загрязнений окисляется в процессе изъятия, остальная часть накапливается внутри и вне клеток тела микроорганизмов ила. Если окончательное окисление (регенерация ила) проводится в аэротенке, то этот процесс требует добавочного времени пребывания в нем сточной воды с илом. Ход окисления часто оказывается возможным представить прямой линией (см. рис. 9.6, кривая 2). Отметим, кстати, что при БПК<sub>полн</sub> сточных вод  $> 200$  мг/л доокисление, которое можно считать регенерацией ила, проводят в специальных регенераторах после отвода основной массы очищенной сточной воды. Время пребывания непосредственно в аэротенке при этом может быть уменьшено.

Таким образом, уравнение процесса окисления (для аэротенков без регенераторов) имеет вид, аналогичный выражению (9.4):

$$L_\tau = L_H - r\tau, \text{ или } \tau = (L_H - L_\tau)/r,$$

где  $r$  — скорость процесса окисления (окислительная мощность), определяемая углом наклона прямой окисления.

В главе 13 показаны другие приемы проектировочных расчетов аэротенков: с использованием обобщенных (критериальных) уравнений кинетики окисления, опытных констант скорости про-

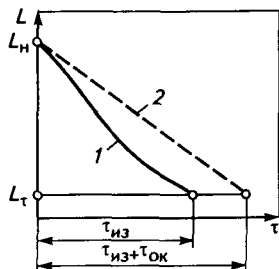


Рис. 9.6. Кривые изъятия (1) и окисления (2) загрязнений в аэротенке

цесса по Эккенфельдеру и эмпирических уравнений времени пребывания (по методу С. В. Яковлева).

Расход воздуха  $D$  ( $\text{м}^3/\text{м}^3$  воды) в аэротенке при пневматической аэрации определяется из условия равенства скоростей потребления кислорода (при изменении БПК<sub>полн</sub> сточной воды от  $L_H$  до  $L_T$ ) и его растворения.

В соответствии с основным уравнением массопередачи (для кислорода воздуха в процессе аэрации жидкости в аэротенке):

$$\frac{dM}{V} = K_c \frac{F}{V} (c^* - c) d\tau, \quad (9.7)$$

где  $dM$  — масса кислорода, переходящего из пузырьков воздуха при аэрации в воде за время  $d\tau$ ;  $K_c$  — коэффициент массопередачи;  $F$  — поверхность контакта фаз (общая поверхность пузырьков воздуха при аэрации);  $c$  — рабочая концентрация кислорода в сточной воде;  $c^*$  — растворимость кислорода в воде при условиях аэрации;

$$c^* = c_T \frac{10,33 + H/2}{10,33};$$

$c_T$  — табличное значение растворимости кислорода в воде при заданной температуре и известном парциальном давлении кислорода в воздухе;  $H$  — глубина погружения аэраторов; 10,33 м вод. ст. — атмосферное давление.

Величина  $F$  поверхности контакта фаз зависит от объемного расхода  $Q_{\text{возд}}$  воздуха, пропускаемого через аэраторы, высоты  $H$  барботажа в аэротенке и типа диспергатора (аэратора) воздуха:

$$F = K_a Q_{\text{возд}} H, \quad (9.8)$$

где  $K_a$  — коэффициент, учитывающий влияние типа аэратора на величину  $F$ .

Подставляя значение  $F$  из (9.8) в (9.7) и учитывая, что  $dM/V = dc$ , получим:

$$\frac{dc}{d\tau} = K_c K_a Q_{\text{возд}} H \frac{c^* - c}{V}. \quad (9.9)$$

Пусть  $(c^* - c)/c^* = d$  — дефицит кислорода в воде, доли от насыщения. При  $c^* \approx 10$  мг/л, температуре 20 °С и обычно минимально достаточной величине  $c = 2$  мг/л значение  $d$  составляет 0,8. Вообще дефицит кислорода в сооружениях аэрации изменяется в пределах 0,2—1,0, часто приближаясь к максимальным значениям.

С учетом дефицита кислорода  $d$  уравнение (9.9) можно представить в виде:

$$\frac{dc}{d\tau} = K Q_{\text{возд}} H \frac{d}{V}, \quad (9.10)$$

где  $K = K_c K_a c^*$ .

Скорость растворения кислорода из выражения (9.10) равна скорости потребления кислорода  $dL/d\tau$ . Поэтому

$$\frac{dL}{d\tau} = KQ_{\text{возд}} H \frac{d}{V};$$

$$\int_{L_H}^{L_\tau} dL = KQ_{\text{возд}} H \frac{d}{V} \int_0^\tau d\tau;$$

$$|L_H - L_\tau| = KQ_{\text{возд}} H \frac{d\tau}{V}.$$

Таким образом,

$$Q_{\text{возд}} = \frac{V(L_H - L_\tau)}{KHd\tau} = \frac{Q(L_H - L_\tau)}{KHd}; \quad (9.11)$$

$$\frac{Q_{\text{возд}}}{Q} = D = \frac{L_H - L_\tau}{KHd},$$

где  $Q = V/\tau$  — расход воды, подаваемой на очистку в сооружение.

Частный пример расчета расхода воздуха приведен в главе 13.

Значения обобщенного коэффициента  $K$  массопередачи в реальных условиях аэрации составляют 6—7 г  $O_2/m^4$  для аэраторов в виде дырчатых труб и 15—18 г  $O_2/m^4$  для фильтросных пластин. С ростом глубины  $H$  аэротенка дефицит  $d$  кислорода в воде уменьшается, что используется на практике при сооружении так называемых «шахтных» глубоких (до 300 м) аэротенков.

На воздуходувных станциях для подачи сжатого воздуха в канализационные сооружения (в том числе и аэротенки) используют в основном центробежные воздуходувки (типа ТВ) и нагнетатели (при производительности от 3000 до 50 000 м<sup>3</sup>/ч воздуха) сравнительно низкого давления: 0,16—0,19 МПа. При расходах воздуха 90—1500 м<sup>3</sup>/ч используют водокольцевые нагнетатели типа ВК.

При проектировании аэрационных сооружений необходимо учитывать возможность различной степени очистки сточных вод: неполную (до БПК<sub>полн</sub> очищенной воды > 20 мг/л), полную (до БПК<sub>полн</sub> < 20 мг/л) и полную с нитрификацией аммонийного азота. При этом различна и степень минерализации активного ила. Та или иная степень очистки воды и минерализации ила достигается изменением нагрузки загрязнений на ил [~300 мг  $O_2$  на 1 г беззольного вещества ила в сутки (по БПК<sub>полн</sub>); ~100—300 мг  $O_2/(г \cdot \text{сут})$ ]

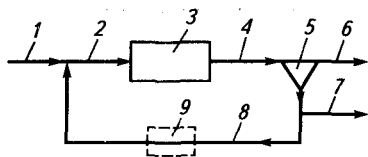


Рис. 9.7. Схема очистки воды в аэротенке:

1 — подача сточной воды; 2 — смесь сточной воды и рециркулянта возвратного ила; 3 — аэротенк; 4 — иловая смесь из аэротенка; 5 — вторичный отстойник; 6 — выход очищенной воды; 7 — избыточный активный ил (прирост ила в процессе использования загрязнений сточной воды); 8 — возвратный ил; 9 — регенератор

и менее  $100 \text{ мг О}_2/(\text{г} \cdot \text{сут})$ ], что обеспечивается изменением дозы ила в сооружении.

Нагрузку на ил при работе аэротенка в системе (рис. 9.7) нельзя изменять в широких пределах. Поэтому приходится изменять качество ила, его физиологическую активность, управляя, например, «возрастом» ила. Такое управление осуществляется в основном применением регенераторов и изменением количества ила  $Q_r$ , возвращаемого (в единицу времени) в аэротенк из вторичного отстойника.

Возраст ила (ВИ) — это среднее время его пребывания в системе аэрационных сооружений, определяемое как частное от деления общей массы ила в системе на его суточный прирост. Прирост ила (Пр) оценивается суммарным количеством вынесенного ила из системы в сутки (с очищенной водой, с избыточной иловой смесью на дальнейшую переработку в илоуплотнителях и т. д.).

Таким образом,  $ВИ_{\text{сут}}$  равен массе вещества ила в системе аэрации, деленной на массу этого же вещества ила, теряемую системой за сутки. Ориентировочно можно принять, что для неполной очистки стоков при эффективной аэрации достаточен ил двухсуточного возраста. Возраст же ила при полной биологической очистке изменяется в пределах от 2 до 8 сут. При возрасте ила более 8 сут одновременно обеспечивается эффективная нитрификация аммонийного азота и аэробная минерализация органического вещества ила в аэротенке.

Этими данными можно было бы воспользоваться для определения необходимой массы вещества ила во всей системе аэрации и дозы ила  $a$  в аэротенке (для заданной кратности циркуляции  $R = Q_r/Q$ ) при известной величине Пр. В первом приближении для сточных вод типа городских

$$\text{Пр} \approx 0,8B - 0,3L_n, \quad (9.12)$$

где  $B$  — количество взвешенных веществ, поступающих в аэротенк,  $\text{г}/\text{м}^3$ ;  $L_n$  — начальная концентрация загрязнений в воде.

Однако с изменением ВИ величина Пр не остается постоянной: «молодой» ил более способен к конструктивному обмену. Поэтому показатели  $a$  и Пр приходится выбирать по результатам опытных наблюдений за работой промышленных аэротенков.

Пусть питательная среда расходуется на образование энергии и синтез новых клеток соответственно в долях  $f_e$  и  $f_s$ , причем  $f_e + f_s = 1$ . Экспериментально установлено, что

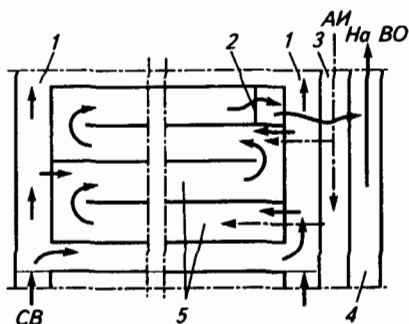
$$f_s = A \left( 1 - \frac{0,8 b \text{ВИ}}{1 + b \text{ВИ}} \right), \quad (9.13)$$

где  $A$  — коэффициент выхода клеток, который изменяется в широких пределах для разных питательных сред (доноров) и окислителей ( $\text{O}_2$ ,  $\text{NO}_2$ ,  $\text{CO}_2$  — акцепторов в разных условиях гетеротрофных и автотрофных реакций).

В гетеротрофных процессах с акцептором  $\text{O}_2$  величина  $A \approx 0,5-0,8$ . Величина  $b$  в выражении (9.13) характеризует отмирание клеток и близка к 0,03. Уменьшение среднего возраста клеток («омоложение» ила в аэротенке) приводит к увеличению превращения питательной среды в новую клеточную массу (Пр в аэротенке). Молодой быстрорастущий активный ил способен к более активному конструктивному обмену и интенсивнее минерализует загрязнения. Для работы с таким илом необходимы сооружения с интенсифицированным разделением ила и воды после аэрации и относительно невысокие значения  $R$ . С этой целью используют центрифугирование иловой смеси, флотацию и некоторые другие способы разделения иловой смеси вместе с вторичным отстаиванием или без него.

При разработке и выборе типоразмеров аэротенков рекомендуется использовать типовые проекты Союзводоканалпроекта, ЦНИИЭП инженерного оборудования и других организаций. Расчетный объем аэротенка должен быть не больше объема сооружения, выбранного из предусмотренных типовыми проектами. Следует отметить, что весь объем очистного сооружения разделяют на секции с определенным числом коридоров для прохождения через них смеси воды с илом (рис. 9.8).

**Расчет аэротенков смешения на основе общих уравнений скорости биохимических процессов.** Выше были рассмотрены в основном эмпирические способы определения времени пребывания сточных вод в аэротенках, основанные на богатом опыте эксплуатации промышленных сооружений. Эти



**Рис. 9.8. Многокоридорный аэротенк смешения:**

- 1 — каналы подвода сточных вод (СВ);
- 2 — водослив смеси ила и воды; 3 — канал подвода активного ила (АИ) с рециркулятом из вторичного отстойника (ВО);
- 4 — канал отвода иловой смеси во вторичный отстойник; 5 — коридоры секции

способы позволяют надежно и сравнительно легко рассчитать объем сооружения, но лишь в малой степени дают возможность анализа взаимосвязанного изменения параметров процесса во времени, что снижает их ценность при выборе оптимального варианта. В этом отношении интересно рассмотреть математические модели работы биохимических аппаратов и сооружений, основанные на том факте, что время, необходимое для биологического превращения питательного субстрата среды (например, загрязнений сточных вод в азотенке), определяется временем, требуемым для выращивания микроорганизмов, количество которых стехиометрически связано с количеством загрязнений.

Рассмотрим ход кривых  $L$  и  $a$  (см. рис. 9.5) на участке  $\tau_1 + \tau_2 + \tau_3$ . Рост организмов и изъятие загрязнений на этом участке могут быть описаны зависимостями  $a = f_1(\tau)$  и  $L = \text{const} - f_2(\tau)$ . Согласно многим исследованиям  $f_1 \approx f_2 \approx f$ . Аналогичны будут и производные  $dL/d\tau$  и  $da/d\tau$  — скорости изъятия загрязнений и роста организмов, — что объясняется стехиометрическим соотношением между ростом одних и изъятием других органических веществ. Поэтому зависимости  $dL/d\tau$  и  $da/d\tau$  от  $L$  (а не от  $\tau$ ) также принято описывать аналогичными выражениями:

$$\frac{dL}{d\tau} = -\frac{k_L La}{K_m + L}; \quad (9.14)$$

$$\frac{da}{d\tau} = \frac{k_a La}{K_m + L}, \quad (9.15)$$

где  $k_L$  и  $k_a$  — константы скорости извлечения загрязнений и роста микроорганизмов соответственно;  $K_m$  — коэффициент, значение которого равно  $L$  при  $da/d\tau = 0,5k_a a$ ; величина  $k_a a$  имеет смысл максимальной скорости  $da/d\tau$  роста микроорганизмов при больших концентрациях  $L$  питания для них (загрязнений вод в данном случае).

Выражение (9.14) является общим уравнением скорости биохимического изъятия загрязнений, выражение (9.15) — общим уравнением скорости роста микроорганизмов. Уравнение (9.14) чаще и успешнее других используют для описания скорости биохимического окисления загрязнений вод.

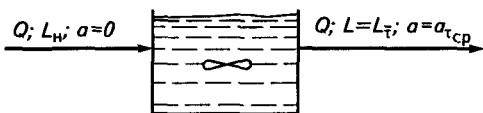


Рис. 9.9. Реактор полного перемешивания для биохимического превращения органических веществ сточных вод

Для реактора с полным перемешиванием (рис. 9.9) без рециркуляции можно составить материальный баланс превращений органических веществ загрязнений вод в органические вещества клеток микро-

организмов за промежуток времени  $dt$  от любого момента времени  $\tau$ . Примем, что при времени пребывания воды в аэротенке  $\tau$  концентрация активной части ила в аэротенке равна  $a$ , а загрязнений  $L$ . Тогда

$$V \frac{da}{d\tau} = Y \left| \frac{dL}{d\tau} \right| V - baV - Qa, \quad (9.16)$$

где  $Y$  — коэффициент роста — выхода клеток, мг на 1 мг питательного вещества (мг активной части микроорганизмов/мг  $O_2$  по БПК или ХПК);  $b$  — доля отмирающей в единицу времени части микроорганизмов, мг/(мг · сут).

Левая часть уравнения (9.16) представляет собой прирост микроорганизмов в реакторе в единицу времени (скорость роста активной части ила в аэротенке); первое слагаемое правой части характеризует убыль питательного субстрата в реакторе в единицу времени (скорость изъятия загрязнений сточных вод в аэротенке для конструктивного обмена); второе слагаемое — скорость отмирания микроорганизмов в реакторе; третье слагаемое — скорость отвода микроорганизмов из реактора.

Величина  $dL/d\tau$  определяется общей формой кинетического уравнения изъятия загрязнений (9.14). Подставив значение  $|dL/d\tau|$  из (9.14) в уравнение (9.16) и решив его относительно  $L$  при условии  $da/d\tau \approx 0$  (установившийся режим в реакторе с полным перемешиванием фазы микроорганизмов), найдем  $L$ :

$$L = \frac{K_m(1 + bV/Q)}{(V/Q)(k_L Y - b) - 1}.$$

Поскольку  $V/Q = \bar{\tau}$  — среднее время пребывания воды в аэротенке (среднее время удержания органических веществ — загрязнений жидкости), в окончательном виде уравнение имеет вид:

$$L = L_{\bar{\tau}} = \frac{K_m(1 + b\bar{\tau})}{\bar{\tau}(k_L Y - b) - 1}. \quad (9.17)$$

Отметим, что в данном случае (см. рис. 9.9) среднее время  $\bar{\tau}$  удержания загрязнений в реакторе (без рециркуляции) равно среднему времени  $\tau_{cp}$  удержания клеток микроорганизмов:

$$\bar{\tau} = \frac{V}{Q} = \tau_{cp} = \frac{Va}{Qa}. \quad (9.18)$$

На основании баланса органических веществ загрязнений и микроорганизмов в реакторе за все время ( $\bar{\tau} = \tau_{cp}$ )

$$a + ab\tau_{cp} = Y(L_H - L)$$

можно записать зависимость изменения дозы микроорганизмов (активной части ила в аэротенке) от среднего времени пребывания воды в аэротенке  $\bar{\tau}$ :

$$a = a_{\text{тср}} = Y \frac{L_{\text{н}} - L}{1 + b\bar{\tau}}. \quad (9.19)$$

Уравнения (9.17) и (9.19) дают возможность при проектировании анализировать зависимости  $L = L_{\bar{\tau}}$ ,  $a = a_{\text{тср}}$  и  $(L_{\text{н}} - L)/L_{\text{н}}$  (убыли загрязнений и прироста ила) от назначаемого среднего времени пребывания воды в аэротенке, а также оптимизировать  $\bar{\tau}$  по  $L$  и  $a$ . Из выражения (9.17) легко видеть также, что функция  $L$  от  $\bar{\tau}$  приобретает физический смысл только при условии:

$$\bar{\tau} > \frac{1}{k_L Y - b}. \quad (9.20)$$

Выражение  $\bar{\tau}_0 = 1/(k_L Y - b)$  имеет смысл предельного минимального времени пребывания воды и ее загрязнений в сооружении. Другими словами, только при определенном соотношении между «рождаемостью» ( $k_L Y$ ) и «смертностью» ( $b$ ) популяции микроорганизмов обеспечивается устойчивая работа биохимического реактора (в частности, аэротенка) после времени  $\bar{\tau}_0$ . Как видно из выражения (9.19), очень большие значения  $\bar{\tau}$  нежелательны, так как при этом заметно уменьшаются выход ила и активность «старого» ила.

Таким образом, если задано  $L_{\bar{\tau}} = L$ , то по кривой  $L = L(\bar{\tau})$ , построенной по уравнению (9.17), можно найти необходимое  $\tau$ , а затем  $V = Q\bar{\tau}$ .

К сожалению, данных для определения значений кинетических коэффициентов  $k_L$ ,  $K_m$ ,  $b$ , а также  $Y$ , относящихся к промышленным сточным водам и их смесям с бытовыми водами, недостаточно. Тем не менее проектировщик, заинтересованный в максимальной информации о биохимическом процессе, имеет все основания потребовать от исследователей представления результатов испытаний намеченного к проектированию объекта в виде уравнений (9.17) и (9.19) с числовыми кинетическими коэффициентами.

Для аэробной очистки бытовых сточных вод при 20 °С в аэротенке смещения  $k_L = 5,6 \text{ сут}^{-1}$ ;  $K_m = 22 \text{ мг О}_2 \text{ (по ХПК)/л}$ ;  $b = 0,07 \text{ сут}^{-1}$ ;  $Y = 0,67 \text{ мг органических веществ ила на 1 мг О}_2 \text{ (по ХПК)}$ ;  $\bar{\tau}_0 = 0,27 \text{ сут}$ .

Выражения (9.17) и (9.19) получены без учета специфики конкретных способов биохимической обработки (например, аэробной и анаэробной), поэтому они вполне пригодны для описания динамики любого биохимического процесса с суспендированной в жидкости культурой микроорганизмов. Каждому конкретному процессу соответствуют индивидуальные кинетические коэффици-



циенты и значения коэффициента выхода клеток  $Y$ . Например, при анаэробном сбраживании уксусной кислоты в реакторе с перемешиванием  $k_L = 3,6 \text{ сут}^{-1}$ ;  $K_m = 2130 \text{ мг О}_2/\text{л}$  (по ХПК);  $b =$

$= 0,015 \text{ сут}^{-1}$ ;  $Y = 0,040 \text{ мг/мг О}_2$  (по ХПК) и  $\bar{\tau}_0 = 7,8 \text{ сут}$ . Коэффициенты  $k_L$  и  $K_m$  учитывают и диффузионное торможение скорости биохимического процесса.

В системах биохимической обработки воды с рециркуляцией микроорганизмов (рис. 9.10), когда избыточный активный ил отводится вместе с очищенной водой, выражение материального баланса сохраняется прежним [см. уравнение (9.16)]:

$$V \frac{da}{d\tau} + Q_R a_R - Q_R a_R = Y \left| \frac{dL}{d\tau} \right| V - baV - Qa,$$

где  $Q_R$  — расход рециркулирующей воды;  $a_R$  — концентрация активной части ила в рециркуляте.

Поэтому функция  $L = L(\bar{\tau})$  не изменяется:

$$L = L_{\bar{\tau}} = \frac{K_m(1 + b\bar{\tau})}{\bar{\tau}(k_L Y - b) - 1}. \quad (9.21)$$

Однако в данном случае

$$\bar{\tau} = \frac{V}{Q} \neq \tau_{\text{ср}} = \frac{Va}{Qa + Q_R a - Q_R a_R}.$$

Если  $Q_R/Q = R$  (кратность циркуляции), то

$$\bar{\tau} = \tau_{\text{ср}} \left( 1 + R - R \frac{a_R}{a} \right). \quad (9.22)$$

Поэтому выход ила  $a$  в данном случае изменяется в зависимости от  $\tau_{\text{ср}}$  в соответствии с выражением:

$$a = a_{\text{ср}} = \frac{Y(L_H - L)\tau_{\text{ср}}}{(1 + b\tau_{\text{ср}})\bar{\tau}}. \quad (9.23)$$

Для системы с рециркуляцией ила среднее время пребывания микроорганизмов в сооружении не равно среднему времени пребывания очищаемой воды в нем, т. е. среднему времени удержания органических веществ в аэротенке. В этом случае  $\tau_{\text{ср}} > \bar{\tau}$ , поскольку

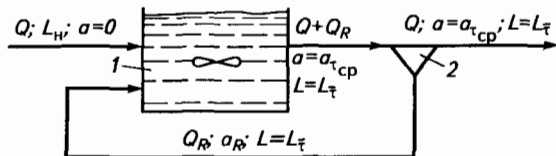


Рис. 9.10. Реактор смешения для биохимического превращения с рециркуляцией: 1 — реактор (аэротенк); 2 — вторичный отстойник

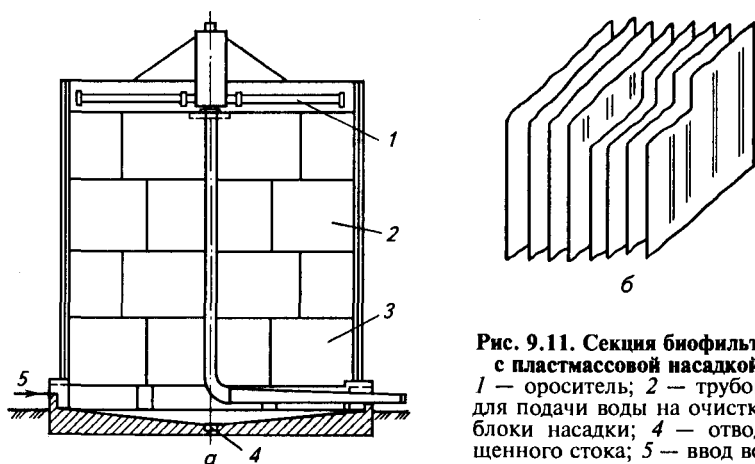
$$a_R > a \text{ и } \left(1 + R - R \frac{a_R}{a}\right) < 1$$

и концентрация микроорганизмов в системе возрастает, что дает возможность увеличить производительность сооружения и уменьшить его размеры.

**Биофильтры.** В этих сооружениях биоразлагаемые органические вещества жидких отходов сорбируются и окисляются в аэробных условиях популяций гетеротрофных факультативных бактерий, образующих биологическую пленку на поверхности насадки (загрузочного материала, субстрата). Для орошения насадки вода с загрязнениями периодически или непрерывно подается в верхнюю часть сооружения через неподвижные разбрызгиватели (спринклеры) или реактивные вращающиеся водораспределители.

На рис. 9.11, *а* показана схема устройства секции биофильтра, в котором насадкой служат блоки из листовой пластмассы с развитой удельной поверхностью ( $90\text{--}110 \text{ м}^2/\text{м}^3$ ) и высокой долей свободного объема ( $93\text{--}96\%$ ). Блоки могут быть выполнены из поливинилхлорида, полистирола, полиэтилена, полипропилена, полиамида и других материалов, компоненты которых не отравляют активную биопленку. Для насадки часто используют также щебень, гальку, керамзит, асбестоцемент.

Небольшие биофильтры для локальной очистки можно устраивать и без стенок — в виде засыпки под углом естественного откоса. Днище биофильтров обычно двойное: нижнее — сплошное и верхнее — решетчатое (колосниковая решетка из керамических дрен для поддержания насадки и прохода воздуха). В пределах междонного пространства устраивают окна для естественной конвекции воздуха; иногда воздух подают вентилятором. Через ко-



**Рис. 9.11.** Секция биофильтра (*а*) с пластмассовой насадкой (*б*): 1 — ороситель; 2 — трубопровод для подачи воды на очистку; 3 — блоки насадки; 4 — отвод очищенного стока; 5 — ввод воздуха

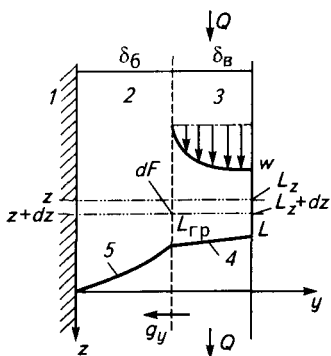
лосниковую решетку вместе с водой отводится и смывается с насадки часть биопленки.

Активная часть биопленки распространяется на глубину 70—100 мкм. В слоях пленки, прилегающих к насадке, создаются анаэробные условия, образуются органические кислоты (и газы  $\text{CH}_4$  и  $\text{H}_2\text{S}$ ), величина pH снижается, происходит частичное отмирание клеток. Под воздействием гидравлической нагрузки такие части пленки отрываются от субстрата и выносятся с водой.

Различают биофильтраты с малой пропускной способностью [ $0,9\text{--}9 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{сут})$ ] — капельные и с большой пропускной способностью [ $9\text{--}40 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{сут})$ ] — высоконагружаемые. Последние используют в процессах с рециркуляцией (кратность 1—5) части очищенной воды из вторичного отстойника или другого типа сооружения, в котором вынесенная из фильтра часть биопленки отделяется от воды. Рециркуляцию биологически активного материала обычно не предусматривают, что обусловлено высокой удерживающей способностью сооружения в отношении массы биопленки.

Биофильтры представляют собой системы для биологической обработки воды в условиях замедленного роста клеток (см. рис. 9.5) или стационарного их состояния. Поэтому скорость биохимического окисления в биопленке невелика, и этот процесс обычно является лимитирующей стадией массопередачи загрязнений из фазы очищаемой воды в биопленку. При невысокой скорости изъятия органических загрязнений нагрузка насадки биофильтров по органическим веществам составляет 110—370 г  $\text{O}_2$  (по БПК<sub>5</sub>) на  $1 \text{ м}^3$  насадки в сутки в обычных условиях работы биофильтров, т. е. при полной очистке. В высоконагружаемых фильтрах эта нагрузка иногда достигает  $1850 \text{ г O}_2/(\text{м}^3 \cdot \text{сут})$  при частичной очистке. Поэтому применяют рециркуляцию части очищаемой воды, позволяющую разбавить исходный сток до  $\sim 220 \text{ мг O}_2/\text{л}$  по БПК<sub>полн</sub> для капельных биофильтров и до  $300 \text{ мг O}_2/\text{л}$  для высоконагруженных биофильтров.

При расчете биофильтров принимают, что транспорт загрязнений в движущейся и относительно хорошо перемешанной водной пленке не лимитирует общей скорости диффузионного переноса в водной пленке  $\delta_b$  и биопленке  $\delta_b$  [рис. 9.12, кривая  $L = L(y)$ ]. Поэтому концентрация загрязнений  $L_{гр}$  на границе



**Рис. 9.12. Схема к расчету биофильтра:**  
 1 — насадка; 2 — биопленка; 3 — стекающая пленка очищаемой воды; 4 — профиль концентрации  $L = L(y)$  в водной фазе; 5 — профиль концентрации  $L_b = L_b(y)$  в биопленке ( $L_{гр} = L_{б,гр}$ );  $w$  — эпюра скорости водной пленки

воды и биопленки может быть принята равной  $L$  (на границе воды и воздуха).

В биопленке должен соблюдаться баланс массы загрязнений, переданных в эту пленку в результате молекулярной диффузии и израсходованных в биохимической реакции:

$$D_L \frac{d^2 L_6}{dy^2} = r_L, \quad (9.24)$$

где  $D_L$  — коэффициент диффузии в биопленке ( $< 10^{-5} + 10^{-6}$  см<sup>2</sup>/с);  $y$  — координата, нормальная к поверхности, через которую осуществляется транспорт массы;  $r_L = dL_6/dt$  — скорость переработки загрязнений в результате биохимической реакции.

Если предположить, что концентрация  $a$  активного субстрата по толщине биопленки постоянна ( $k_L a = k_L^*$ ), то в соответствии с выражением (9.14)

$$r_L = - \frac{k_L^* L_6}{K_m + L_6} \quad (9.25)$$

и уравнение (9.24) с учетом (9.25)

$$\frac{D_L d^2 L_6}{dy^2} = - \frac{k_L^* L_6}{K_m + L_6}$$

можно привести к безразмерному виду, вводя безразмерные переменные:

$$L'_6 = \frac{L_6}{L_{гр}}; \quad y' = \frac{y}{\delta_6}; \quad \beta = \frac{L_{гр}}{K_m}; \quad B = \delta_6 \left( \frac{k_L^*}{D_L K_m} \right)^{1/2}.$$

Таким образом,

$$\frac{d^2 L'_6}{dy'^2} = \frac{B^2 L'_6}{1 + \beta L'_6}. \quad (9.26)$$

Уравнение (9.26) решается методом замены переменной при граничных условиях:

$$y' = 1; \quad L'_6 = 1 \quad \text{и} \quad y' = 0; \quad \frac{dL'_6}{dy'} = 0. \quad (9.27)$$

Найденную функцию  $L'_6 = f'(y')$  можно привести к  $L_6 = f(y)$  и, определив  $dL_6/dy|_{y=\delta_6}$  (т. е. определив значение  $dL_6/dy$  на гра-

нице биопленки и воды), найти (по первому закону Фика) величину  $g_y$  потока массы загрязнителя в биопленку:

$$g_y = -D_L \frac{dL_6}{dy} \Big|_{y=\delta_6}. \quad (9.28)$$

Такое решение дает следующее выражение для  $g_y$ :

$$g_y = E \frac{\delta_6 k_L^* L_{гр}}{K_m + L_{гр}}, \quad (9.29)$$

где  $E$  — так называемый фактор эффективности, являющийся сложной функцией безразмерных кинетических коэффициентов  $B$  и  $\beta$  в уравнении (9.26). Экспериментально найдено, что величина  $E$  в первом приближении пропорциональна  $L_{гр}$ , т. е.  $E = fL_{гр}$ ; коэффициент  $f$  имеет размерность [масса<sup>-1</sup> · длина<sup>+3</sup>].

Поэтому

$$g_y \approx \frac{f \delta_6 k_L^* L_{гр}^2}{K_m + L_{гр}}. \quad (9.30)$$

Рассматривая далее материальный баланс по загрязнителю элемента  $dz$  водной пленки (с поверхностью массопередачи  $dF$ ), можно получить:

$$QL_z - g_y dF = QL_{z+dz}$$

Поскольку  $dF = dz \cdot \Pi$ , где  $\Pi$  — смоченный водой периметр биопленки (или насадки в первом приближении), а  $L_{z+dz} - L_z = dL$ , можем записать:

$$-Q \frac{dL}{dz} = g_y \Pi = \frac{f \delta_6 k_L^* L_{гр}^2 \Pi}{K_m + L_{гр}}. \quad (9.31)$$

При  $L_{гр} \approx L$ ,  $L/(K_m + L) \approx 1$  и  $K_m \ll L$  получим:

$$\frac{dL}{dz} = -\frac{f \delta_6 k_L^* L \Pi}{Q},$$

откуда (после интегрирования в пределах от 0 до  $z$  и от заданного  $L_H$  до заданного  $L_T$ )

$$\frac{L_T}{L_H} = \exp\left(-\frac{f \delta_6 k_L^* z \Pi}{Q}\right). \quad (9.32)$$

Для проектирования биофильтров (при расчете их высоты  $z$ ) с использованием уравнения (9.32) необходимо знать кинетические параметры  $f$ ,  $k_L^*$ , а также  $\delta_6$ . Остальные величины ( $L_H$ ,  $L_T$ ,  $Q$ ,  $\Pi$ ) должны быть известны из задания и по характеристике вы-

бранной насадки фильтра. Из предшествующего проектированию экспериментального исследования находят комплекс  $f\delta_6 k_L^*$  как тангенс угла наклона прямой линии:

$$-\ln(L_\tau/L_H) = f\delta_6 k_L^* (P/Q)z.$$

Такой вид исходных данных наиболее приемлем для проектирования и проектного исследования процесса.

Интервалы наблюдаемых на практике изменений величин  $f$ ,  $k_L^*$  и  $\delta_6$  следующие:  $f = 0,006 \pm 0,01$  л/мг;  $k_L^* = 0,2 \pm 0,5$  мг/(л · с);  $\delta_6 = 0,1 \pm 0,5$  см.

Значения  $P$  определить трудно. Например, для пластмассовой насадки, широко используемой в последнее время,  $P$  можно принять равным  $\sim 1$  см/см<sup>2</sup> поверхности насадки.

Для обеспечения надежности результатов проектирования требуются нормированные методы расчета объема загрузки насадки в фильтр. В таких методах обычно используются экспериментальные значения окислительной мощности ОМ. Объем загрузки  $V$  для очистки 1 м<sup>3</sup> сточной воды определяется по выражению:

$$V = (L_H - L_\tau)/OM. \quad (9.33)$$

Согласно СНиП при расчете биофильтров определяют  $L_H/L_\tau = K$ . Зная коэффициент  $K$  и заданную температуру сточной воды, по таблицам опытных данных выбирают основные параметры биофильтра: рабочую высоту загрузки  $H$  (в м) и удельную гидравлическую нагрузку на сооружение  $q$  [в м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup> · сут)].

Транспорт воздуха в капельном биофильтре обусловлен разностью плотностей (и, следовательно, температур) окружающего воздуха и воздуха внутри загрузки. Меньшая температура наружного воздуха определяет восходящий поток в биофильтре. В высоконагружаемых сооружениях часто используют принудительную аэрацию (аэрофильтры). Изменяя расход воздуха, можно регулировать время пребывания очищаемой воды в загрузке. Перенос кислорода к наружным слоям активной биопленки обычно не является контролирующей стадией переноса в биофильтре.

Использование систем биохимической обработки для площадочной (локальной) очистки вод во многом зависит от наличия необходимого оборудования.

Биохимическое окисление органических загрязнений относительно небольшого (до  $\sim 1000$  м<sup>3</sup>/сут) количества производственных сточных вод успешно проводят в погружных дисковых вращающихся биофильтрах (рис. 9.13). Обычно пластмассовые диски диаметром 2—3,5 м и толщиной 10—20 мм наполовину погружены в очищаемую жидкость и вращаются со скоростью 1—2 мин<sup>-1</sup>. Расстояние между дисками составляет 15—20 мм, зазор между ними и цилиндрическим днищем аппарата 25—50 мм.

Микробиологическая пленка развивается на поверхности дисков, непрерывно опадает и воспроизводится, сохраняя примерно постоянную свою среднюю толщину. Органические загрязнения сорбируются биопленкой при погружении дисков в воду и эффективно окисляются в условиях аэробного процесса в биопленке при ее прямом контакте с воздухом.

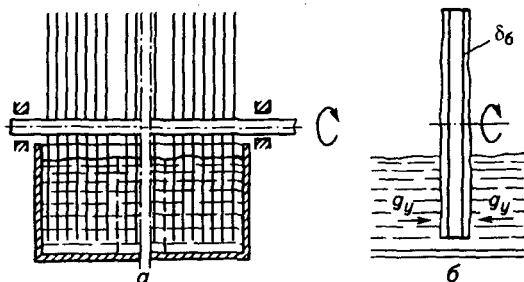
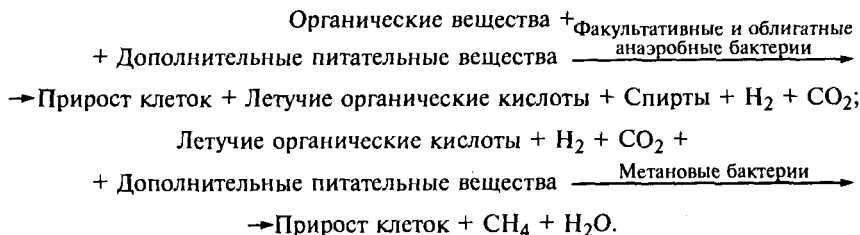


Рис. 9.13. Дискový вращающийся биофильтр (а) и схема движения потока массы загрязнений  $g_v$  в биопленке (б)

Очевидно, что дискóвые биофильтры можно с успехом применять для выращивания специальных стойких и эффективных культур бактерий и обработки высококонцентрированных производственных вод с однородным составом загрязнений. Такие аппараты уже используют для обработки стоков пищевой промышленности, в производстве бумаги и стоков ряда химических производств. Известны примеры эффективной переработки стоков с БПК<sub>5</sub> = 13 г/л. Интервал возможных предельных нагрузок по БПК<sub>5</sub> определяется многими факторами (прежде всего качеством загрязнений) и составляет 7—100 г O<sub>2</sub>/сут на 1 м<sup>2</sup> дискóвых аппаратов.

## 9.2. СООРУЖЕНИЯ ДЛЯ БИОХИМИЧЕСКОЙ ПЕРЕРАБОТКИ ОТХОДОВ В АНАЭРОБНЫХ УСЛОВИЯХ

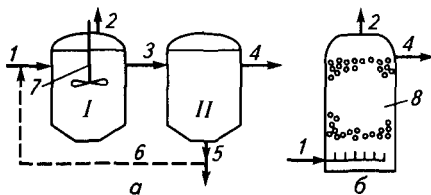
В системах очистки концентрированных биоразлагаемых стоков и переработки органических твердых, полужидких веществ и осадков в анаэробных условиях нет внешних акцепторов водорода. Цель анаэробного окисления — стабилизация органических соединений, содержащихся в необработанных отходах. Окисление происходит в процессах брожения и анаэробного дыхания по следующей схеме:



Выход клеток в таких процессах чрезвычайно мал:  $0,1-0,25$  г/г  $O_2$  по БПК<sub>полн</sub> для углеводов и  $\sim(0,03-0,08)$  г/г  $O_2$  по БПК<sub>полн</sub> для жирных кислот и протеинов. Практически только жиры, белки и углеводы перерабатываемых органических веществ обеспечивают выход газа при анаэробной переработке. Одно из основных преимуществ анаэробного сбраживания — минимальное образование биологически активных твердых веществ. Другие преимущества заключаются в возможности получения полезных конечных продуктов — горючего газа и сброженного ила. Более высокую норму нагрузки также следует отнести к достоинствам анаэробных процессов (анаэробное разложение становится рентабельным при концентрации поступающих сточных вод  $> 4$  г  $O_2$ /л по ХПК, и это становится наиболее очевидным при ХПК  $\approx 20$  г  $O_2$ /л и выше). Недостатки анаэробных систем — малая скорость роста микробов и очень высокая (по сравнению с системами аэробной обработки) минимально необходимая для стабильного воспроизводства клеток продолжительность пребывания биологически активных веществ в сооружениях (2—6 сут).

Обычно анаэробные системы применяют для сбраживания осадков первичных отстойников и избыточного активного ила аэробных биохимических систем очистки бытовых вод и их смесей с некоторыми производственными стоками. Успешно используют такие системы и для переработки промышленных и сельскохозяйственных отходов с высоким содержанием твердых веществ (отходов боен, отходов процессов переработки овощей и фруктов и т. д.). В большинстве случаев удается получить достаточно стабилизированный биологически неразлагаемый после обезвоживания осадок, горючий газ (по крайней мере для собственных нужд) и жидкий сток, обычно требующий доочистки (например, окислением в аэробных условиях). В таких системах используют одно- и двухступенчатые емкостные сооружения с перемешиванием.

В двухступенчатой системе (рис. 9.14, а) первое сооружение представляет собой биологическую установку непрерывного действия с полным перемешиванием, а второе сооружение может быть использовано для отделения и концентрирования твердых веществ (эту функцию могут также выполнять отстойники, центрифуги и др.). В таких системах возможен возврат (рециркуляция) части осадка из второй ступ-



**Рис. 9.14. Двухступенчатая система анаэробного разложения (а) и анаэробный фильтр (б):**

1 — вход отходов; 2 — отвод газа; 3 — иловая смесь; 4 — жидкий сток; 5 — суспензия; 6 — возврат ила; 7 — устройство для перемешивания; 8 — насадка (субстрат)



пени в первую для увеличения в ней дозы биологически активных микроорганизмов и интенсификации процесса (напомним, что без рециркуляции среднее время удерживания клеток и отходов в первой ступени одинаковы, см. раздел 9.1). Однако применение обычных отстойников на второй ступени возможно только при условии предварительной дегазификации потока первой ступени, поскольку газовыделение препятствует отстаиванию. Поэтому двухступенчатые системы в основном используют для частичного разделения двух стадий анаэробной обработки: получения летучих органических кислот и метанового брожения.

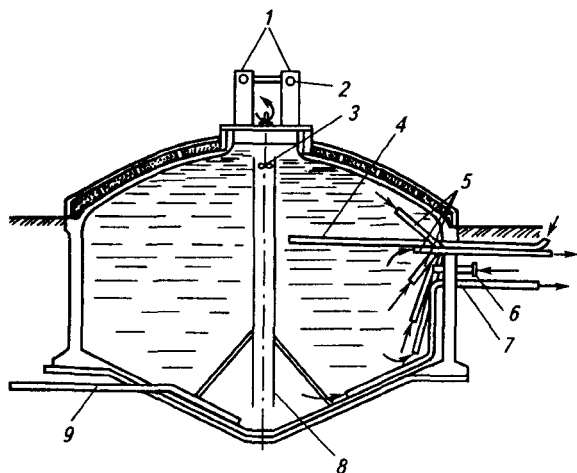
Для выращивания метановых бактерий необходимо поддерживать оптимальные для их развития условия во второй ступени (рН 6,0—8,5; температура 37—40 °С для мезофильного брожения и 55 °С — для термофильного).

Сооружения для анаэробного сбраживания, работающие по принципу реакторов с полным перемешиванием (метантенки), можно рассчитывать по общим уравнениям (9.17) и (9.19). Однако для этого необходимо располагать значениями кинетических параметров  $K_m$ ,  $k_L$ ,  $b$  и  $Y$ , относящихся к различным процессам, поскольку они существенно различаются. Для отходов консервных заводов, например,  $k_L = 0,32 \text{ сут}^{-1}$ ,  $K_m = 5,5 \text{ мг/л}$ ,  $b = 0,17 \text{ сут}^{-1}$  и  $Y = 0,76 \text{ мг/мг}$  (базовая концентрация органических веществ выражена в единицах БПК). Те же величины при сбраживании уксусной кислоты имеют значения 3,6; 2130; 0,015 и 0,040 (при выражении концентрации в единицах ХПК).

Сложность увеличения продолжительности удерживания клеток при рециркуляции и необходимость интенсификации процесса привели к созданию аппаратов с насадкой (см. рис. 9.14, б), в которых анаэробные организмы растут, закрепляясь на насадке (лучше — на округлых камнях), или в заполненных жидкостью порах. При этом значительно увеличивается время пребывания активных микроорганизмов (их «возраст») и более эффективно (как при фильтрации через зернистый слой) отделяется жидкость от твердой фазы. Такие аппараты интенсивно изучаются и внедряются для анаэробной очистки сравнительно низкоконцентрированных стоков (< 750 мг/л), поскольку в этом случае не требуется интенсификации развития микробной популяции с помощью высоких доз «питания». Следует отметить, что необходимое время пребывания очищаемой жидкости в таких аппаратах нередко измеряется несколькими десятками часов.

Рассмотрим устройство, принцип работы, приемы нормированного расчета и выбора основных применяемых для анаэробных процессов сооружений — метантенков.

Различают метантенки открытого и закрытого типов (последние — с жестким или плавающим перекрытием). В сооружении с неподвижным жестким перекрытием (рис. 9.15) уровень бродящей массы поддерживается выше основания горловины, так как



**Рис. 9.15. Метантенк:**  
 1 — газовый колпак для сбора газа; 2 — газопровод от газового колпака; 3 — пропеллерная мешалка; 4 — трубопровод для загрузки (например, сырого осадка и активного ила); 5 — трубопроводы для удаления иловой воды или выгрузки сброженного осадка с разных уровней; 6 — инжектор подачи острого пара для подогрева содержимого метантенка и перемешивания; 7 — трубопровод выгрузки суспензии твердофазных продуктов сбраживания (например, сброженного осадка); 8 — циркуляционная труба; 9 — трубопровод для опорожнения метантенка

в этом случае зеркало массы мало, велика интенсивность отвода газов и не образуется корка. Для ускорения процесса массу перемешивают и подогревают до 30—40 °С (при мезофильном сбраживании) острым паром низкого давления (0,2—0,46 МПа). Пар подают через инжектор, рабочей жидкостью в котором является сама сбраживаемая масса. Основная циркуляция в метантенке осуществляется пропеллерной мешалкой.

Метантенки и газгольдеры для сбора выделяющихся газов (~65% метана и ~33% диоксида углерода) — взрывоопасные сооружения, поэтому их располагают обычно на расстоянии не менее 40 м от других объектов.

Объем  $V_M$  метантенка определяют по суточному количеству  $M$  (в м<sup>3</sup>/сут) предназначенной для сбраживания массы:

$$V_M = \frac{M}{D/100}, \quad (9.34)$$

где  $D$  — суточная доза загружаемого с целью переработки в метантенк материала, % от объема сооружения;  $D$  зависит от термического режима обработки и влажности загружаемого осадка (табл. 9.1).

**Таблица 9.1. Суточная доза  $D$  загрузки материала в метантенк (в % от объема сооружения)**

Режим сбраживания	Значение $D$ при влажности загружаемой массы (в %)				
	93	94	95	96	97
30—35 °С (мезофильный)	7	8	9	10	11
50—55 °С (термофильный)	14	16	18	20	22

Максимально возможная суточная доза загрузки в метантенк  $D/100$  (в  $\text{м}^3/\text{сут}$  на  $1 \text{ м}^3$  сооружения) определяется тем обстоятельством, что увеличение этой дозы вызовет превышение выноса с выходящим потоком из сооружения активных бактериальных клеток над их ростом, и через определенное время в системе не останется достаточного количества действующих организмов.

Типовые метантенки имеют полезный объем одного резервуара  $1000-8000 \text{ м}^3$ . Условно этот объем можно разделить на четыре выполняющие разные функции части: объем для образования плавающей корки, объем для иловой воды, объем для собственно сбраживания, объем для уплотнения и дополнительной стабилизации осадка при хранении (до 60 сут).

Для расчета выхода газа (около  $8-15 \text{ м}^3$  на  $1 \text{ м}^3$  осадка бытовых стоков) используют результаты опытного сбраживания основных компонентов перерабатываемых материалов. При сбраживании углеводов из  $1 \text{ г}$  расплавленного вещества выделяется  $0,985 \text{ г}$  газа, при переработке жиров и белков —  $1,31$  и  $0,71 \text{ г}$  газа соответственно. Учитывая, что распадаются эти вещества при брожении на  $62,5$ ;  $70$  и  $48\%$  соответственно, можно подсчитать общий выход газа  $\Gamma$ , если заданы содержания жиров ( $ж$ ), белков ( $б$ ) и углеводов ( $у$ ) в  $1 \text{ г}$  беззольного вещества сбраживаемой жидкости:

$$\Gamma = у \cdot 0,985 \cdot 0,625 + ж \cdot 1,31 \cdot 0,7 + б \cdot 0,71 \cdot 0,48$$

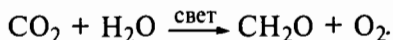
(г газа/г беззольного вещества жидкости). (9.35)

При практических расчетах выхода газа  $V_{\text{газа}}$  (в  $\text{м}^3$  на  $1 \text{ кг}$  беззольного вещества) вводят экспериментальный коэффициент  $n = 0,17 + 1,05$ , зависящий от влажности массы и температуры брожения. При плотности газа, близкой к  $1 \text{ кг}/\text{м}^3$ ,

$$V_{\text{газа}} = \Gamma - nD/100. \quad (9.36)$$

### 9.3. ОСНОВНЫЕ СООРУЖЕНИЯ ДЛЯ БИОХИМИЧЕСКОЙ ПЕРЕРАБОТКИ СТОЧНЫХ ВОД В ЕСТЕСТВЕННЫХ УСЛОВИЯХ

В окислительных прудах переработка органических и ряда других примесей сточных вод и отходов обеспечивается анаэробным разложением осадка в придонной зоне и окислением растворенных и коллоидных органических веществ при аэробном метаболизме бактерий в средней части объема воды (рис. 9.16). Продукты этих процессов утилизируются водорослями, растущими у поверхности и вырабатывающими кислород для обеспечения аэробной деструкции органических веществ. Скорость этой третьей стадии — по существу, это скорость производства кислорода при фотосинтезе



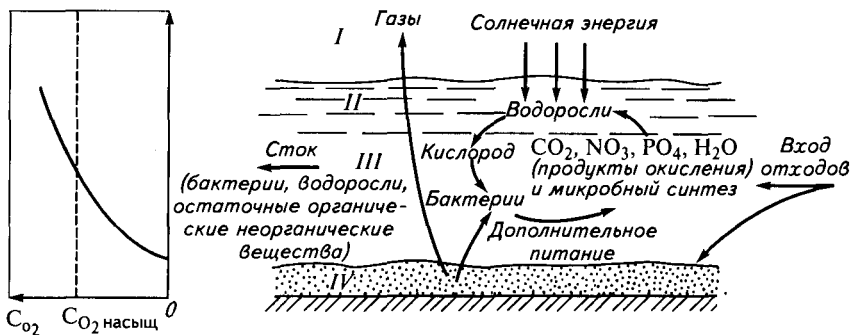


Рис. 9.16. Схема биохимических взаимодействий в окислительном пруду:

*I* — воздух; *II* — зона роста водорослей; *III* — зона аэробной переработки растворимых и коллоидных органических примесей; *IV* — ил (зона анаэробного разложения)

— обычно лимитирует общую скорость превращения органических веществ стоков в окислительных прудах и зависит от интенсивности освещения и температуры. Окислительные пруды поэтому обычно неглубоки (0,9—1,5 м), а процессы фотосинтеза наиболее эффективны при ясной и теплой погоде. В холодное время года пруды работают в основном как емкостные сооружения сбора оседающих примесей, а не как биологические реакторы.

Вследствие сложности предсказания скорости фотосинтеза и роста водорослей при переменной интенсивности солнечной радиации, различной скорости роста клеток и переменном количестве загрязнений для проектирования пруда используют практические данные по эффективности переработки органических веществ.

Более широко, чем окислительные пруды, используют искусственные *азрируемые пруды* с плавающими и стационарными механическими аэраторами или с пневматической аэрацией. Рекомендуемые нагрузки для поверхности такого пруда (по БПК<sub>5</sub>) составляют в среднем 4,5—11,2 г O<sub>2</sub>/(м<sup>2</sup>·сут), эффективность очистки 80—95%.

В аэробных высоконагружаемых по органическим компонентам прудах фотосинтез является основным источником кислорода для биологического разложения органических отходов. В этом случае происходит интенсивный рост водорослей, в протоплазму которых и переходит основная масса органических веществ сточных вод. Водоросли выделяют из стока пруда фильтрацией (например, через сетчатый микрофильтр) или методами физико-химического осаждения.

*Анаэробные пруды* (лагуны) предназначены для разрушения и стабилизации концентрированных жидких, полужидких и твердых отходов при нагрузках (по БПК<sub>5</sub>) 300—2300 кг O<sub>2</sub>/га. Как и в метантенках, в этих прудах анаэробное брожение сложных веществ отходов происходит в два этапа: превращение сложных органических веществ в летучие жирные кислоты с последующим их преобразованием в газообразные продукты (преимущественно метан и диоксид углерода). Анаэробные пруды используют в основном в условиях теплого климата для переработки отходов производства мяса и птицы, консервных заводов, боен, для переработки картофельных и свекольных отходов, навоза и пр. Для получения стока, пригодного для сброса в естественные водоемы, за анаэробной лагуной обычно предусматривают аэробное сооружение, например окислительный пруд или аэрируемую лагуну. Глубина анаэробного пруда не лимитируется глубиной проникновения света и обычно составляет 1,5—4,5 м.

При проектировании таких сооружений в качестве основных принимают удовлетворительные опытные нормы нагрузки (по БПК<sub>полн</sub>): для большинства отходов минимальные нормы нагрузки составляют 24—32 кг O<sub>2</sub>/100 м<sup>3</sup> объема лагуны в сутки.

В нашей стране широко используют окислительные биологические пруды с естественной или искусственной аэрацией для доочистки биологически очищенных сточных вод. При этом согласно СНиП предусматривают не менее двух окислительных секций сооружения.

Химические, физические и биологические свойства почвы как перерабатывающей среды для отходов также используют в некоторых методах биохимической очистки сточных вод в естественных условиях. Специально спланированные и подготовленные земельные участки для полива их сточными водами напуском, по бороздам или методом дождевания предназначаются для очистки сточных вод и выращивания сельскохозяйственных культур и называются *полями орошения*. Земельные участки, предназначенные только для очистки стоков, называются *полями фильтрации*. Возможными механизмами почвенной обработки компонентов сточных вод в общем случае являются: биологическое окисление в аэробных и анаэробных условиях на разных почвенных уровнях и в разные периоды подачи сточных вод и «отдыха» земельного участка; адсорбция, ионный обмен и комплексообразование; химическое осаждение; ассимиляция растениями, микроорганизмами, животными.

На полях фильтрации обработка небольшого объема отходов с относительно большой величиной БПК обычно лимитируется сорбцией и окислительной способностью микроорганизмов. Переработка больших объемов сравнительно малозагрязненных стоков ограничивается инфильтрацией в почву. Для полей орошения кроме общих норм подачи стоков и норм нагрузки единицы пло-

щадя земельного участка по загрязнениям существенны нормы и периодичность подачи вод [в  $\text{м}^3/(\text{га} \cdot \text{сут})$ ] для орошения и полива (40—60%-е заполнение пор почвы водой обеспечивает оптимальную для роста растений влажность почвы). При этом подача примесей (загрязнений) вод определяется нормой, зависящей от состава вод и удобрительных свойств их компонентов, степенью выноса этих компонентов культивируемыми растениями.

Расчетную площадь  $F$  полей орошения определяют по формуле:

$$F = (F_{\text{пол}} + F_{\text{р}}) + k(F_{\text{пол}} + F_{\text{р}}), \quad (9.37)$$

где  $F_{\text{пол}}$  и  $F_{\text{р}}$  — полезная и резервная площади полей орошения соответственно;  $k=0,15 + 0,25$  — коэффициент, зависящий от суммы  $F_{\text{пол}} + F_{\text{р}}$  и учитывающий дополнительную площадь для устройства оградительных валов, разводящих и осушительных канав, дорог, построек и пр.

Величину  $F_{\text{пол}}$  определяют по заданному расходу  $Q$  сточных вод (в  $\text{м}^3/\text{сут}$ ) и расчетной норме нагрузки  $q_0$  [в  $\text{м}^3/(\text{га} \cdot \text{сут})$ ]:

$$F_{\text{пол}} = Q/q_0. \quad (9.38)$$

Значение  $q_0$  выбирают в зависимости от качества грунта, вида выращиваемой на полях культуры, среднегодовой температуры воздуха, среднегодового количества осадков. Значения  $q_0$  составляют 10—70  $\text{м}^3/(\text{га} \cdot \text{сут})$  по среднесуточной норме за год. Значения  $q_0$  для полей фильтрации можно найти в СНиП II-32.

Резервная площадь обычно не превышает 25% полезной и предусматривается в проектах для приема сточных вод в периоды времени, когда не допускается выпуск стоков на поля орошения (обычно при подготовке полей к вегетационному периоду весной, во время сбора урожая, дождей и пр.).

Такие расчеты приемлемы при проектировании так называемых коммунальных полей орошения, основным назначением которых является очистка сточных вод (в основном городских), а использование для сельскохозяйственных целей играет вспомогательную роль. Сельскохозяйственные поля орошения (в отличие от коммунальных) в равной мере служат как для очистки сточных вод, так и для выращивания отдельных видов растений, причем оба процесса идут одновременно. Для расчета таких полей используют нормы внесения с компонентами стоков различных удобрительных элементов, а также элементов и веществ, влияющих на качество и структуру почвы. Для городских сточных вод приемлемая норма нагрузки составляет ~12,5 мм/га в неделю.

Контролируемое удаление отходов консервирования, переработки молока и мяса, других производств исследовано при выращивании многих растений, в том числе и в лесах. Выбор удельных нагрузок в каждом случае, приемы предварительной очистки и санитарной обработки большинства стоков для использования на сельскохозяйственных полях орошения требуют индивидуальных

исследований и изысканий. Наиболее целесообразно изучение баланса вносимых веществ с учетом основных направлений их использования при почвенной переработке отходов. Органический углерод, внесенный с отходами, в конечном счете переходит в протоплазму растений и почвенных микроорганизмов, а также в состав медленно преобразующегося почвенного гумуса. Часть углерода в виде  $\text{CO}_2$  выделяется в атмосферу.

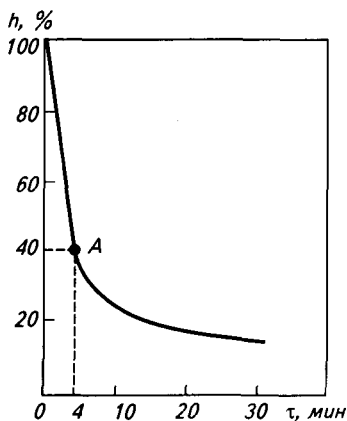
В процессах преобразования азота основную роль играют его минерализация, иммобилизация, нитрификация и денитрификация. Фосфор обычно быстро фиксируется в почвах в виде водонерастворимых форм. Многие минеральные вещества сорбируются на почвенных частицах. Натрий, например, в больших концентрациях отрицательно влияет на структуру почвы, снижая ее проницаемость. Эти и многие другие балансовые соотношения необходимо изучать, с тем чтобы иметь возможность создания удовлетворительных систем почвенной обработки отходов.

Процессы почвенной очистки сточных вод, а также приемы контролируемого использования почвы для переработки некоторых твердых и газообразных отходов (определенный опыт уже имеется) могут быть включены в агропромышленные системы с повторным использованием воды и рекуперацией ВМР. Для этого необходимо предусматривать дренажную сеть для перехвата и транспортирования очищенной воды и почвенных растворов в производство.

#### **9.4. СООРУЖЕНИЯ, МАШИНЫ И АППАРАТЫ ДЛЯ ОТСТАИВАНИЯ, СТАБИЛИЗАЦИИ И ОБЕЗВОЖИВАНИЯ АКТИВНОГО ИЛА**

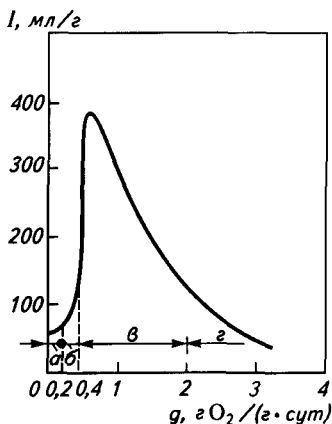
**Вторичные отстойники.** Гравитационное разделение смеси воды и активного ила из сооружений биохимической обработки обычно проводят во вторичных отстойниках радиального, горизонтального или вертикального типов. Характеристики отстаивания в первичных (см. главу 6) и вторичных отстойниках различаются прежде всего концентрацией взвеси в разделяемой суспензии (около 0,5—5 г/л в случае иловой смеси), химическим и биологическим составом взвешенных веществ, степенью дисперсности и разной способностью частиц этих веществ к флокуляции и седиментации.

На рис. 9.17 представлена типичная кривая осаждения активного ила. В первом периоде при практически постоянной скорости осаждения происходит коллективное осаждение с получением светлой жидкости над довольно резко выраженной границей слоя оседающего ила. Точка А характеризует переход к режиму падающей скорости осаждения: начинается уплотнение осадка выдавливанием вверх его флокулами содержащейся в осадке жидкости.



**Рис. 9.17. Кривая осаждения и уплотнения типичного активного ила (начальная доза ила 2 г/л):**  $h$  — положение верхней границы слоя ила, % от общей высоты отстойника;  $\tau$  — время осаждения активного ила;  $A$  — переход к режиму падающей скорости осаждения

рационном сооружении. Интервал  $a$  нагрузок на ил в аэротенке характеризует низконагружаемый процесс полного окисления; интервал  $b$  — область средних нагрузок (окисление с регенерацией ила); интервал  $\sigma$  — нагрузки, при



**Рис. 9.18. Зависимость илового индекса  $I$  от нагрузки на ил  $g$**

Во вторичных отстойниках обычно полностью реализуется лишь первый режим осаждения, уплотнение ила (например, избыточного) осуществляют в специальных илоуплотнителях. Естественно, что время, в течение которого скорость осаждения постоянная (по существу — время пребывания иловой смеси во вторичном отстойнике), зависит в первую очередь от биологического состава и функционирования активного ила, т. е. определяется нагрузкой на ил и другими параметрами режима работы основного сооружения биохимической обработки воды (например, аэротенка).

На рис. 9.18 показана зависимость основной характеристики седиментационных свойств активного ила — илового индекса\*  $I$  от нагрузки  $g$  загрязнений (по БПК<sub>5</sub>) на ил [ $\text{г O}_2/(\text{г} \cdot \text{сут})$ ] в основном аэротенке. Интервал  $a$  нагрузок на ил в аэротенке характеризует низконагружаемый процесс полного окисления; интервал  $b$  — область средних нагрузок (окисление с регенерацией ила); интервал  $\sigma$  — нагрузки, при которых в активном иле преобладают нитчатые бактерии («вспухший» ил). Высоконагружаемые процессы (хлопья ила имеют запас сорбированной непереработанной массы загрязнений) определяются интервалом нагрузок  $z$ . При значениях илового индекса, соответствующих интервалу  $\sigma$  нагрузок на ил, обычно не применяют отстаивание, а выделяют активный ил фильтрацией его суспензии через взвешенный слой того же ила (например, в аэ-

\*Иловый индекс (в мл/г) — объем, занимаемый отстоенной в течение 30 мин иловой смесью, содержащей единицу сухой массы ила при заданной исходной концентрации иловой смеси.



ротенках-осветлителях). В этом случае взвешенный слой выполняет функции реактора-окислителя, поскольку нитчатые бактерии являются хорошими окислителями.

Естественно, что для каждого вида загрязнений производственных сточных вод, обрабатываемых в аэрационном сооружении, зависимость  $I = f(g)$  должна быть задана.

Максимально допустимая величина «охватывающей» гидравлической нагрузки вторичного отстойника [ $q_F$ ,  $\text{м}^3$  иловой смеси из аэрационного сооружения / ( $\text{м}^2$  поверхности отстаивания  $\cdot \text{ч}$ )] зависит от илового индекса и определяется по опытным данным. Примерная кривая такого рода функции показана на рис. 9.19, где  $q_F$  определяется величиной  $Ia$  ( $a$  — концентрация ила по его сухому веществу в иловой смеси). Величина  $Ia$  — часть первоначального объема этой смеси, занимаемая илом после 30-минутного отстаивания. Очевидно, что чем больше эта часть, тем хуже отстаивание и тем меньше возможная величина  $q_F$ , которая при заданной суточной производительности  $Q_{\text{сут}}$  иловой смеси определяет необходимую поверхность отстаивания  $F$ :

$$F = \frac{Q_{\text{сут}}}{24q_F}. \quad (9.39)$$

Согласно нормам проектирования вторичные отстойники для станций биологической очистки сточных вод следует рассчитывать исходя из заданной продолжительности отстаивания (0,75—2 ч) по рекомендуемой максимальной скорости протекания воды (5—7 мм/с для радиальных и горизонтальных отстойников).

Некоторые конструктивные особенности вторичных, например горизонтальных, отстойников (рис. 9.20), позволяющие увеличить их эффективность, следующие: прямое соединение (без специальных каналов и труб) отстойника с аэротенком, отвод осветленной воды через водосливы по желобам, размещение последних вблизи зоны начала уплотнения осевшего ила (точка  $A$  на рис. 9.20), создание приямка для осевшего и частично уплотненного ила в конце сооружения. Эти особенности позволяют предотвратить деструкцию флокул ила и отводить наиболее чистую (по взвешенным веществам) воду. При этом восходящие токи жидкости из уплотняющегося в приямке осадка не влияют на качество ос-

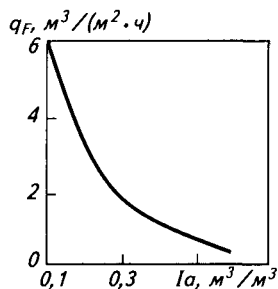


Рис. 9.19. Зависимость максимально возможной «охватывающей» скорости (гидравлической нагрузки) от относительного объема ила после 30 мин отстаивания во вторичном отстойнике

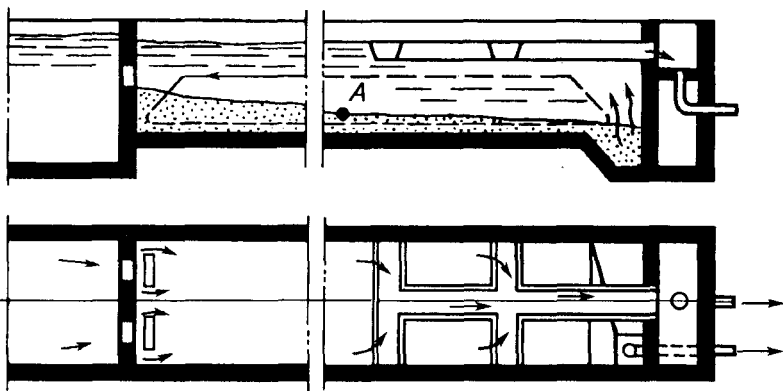


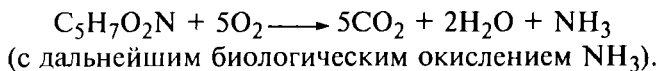
Рис. 9.20. Горизонтальный отстойник для отстаивания активного ила

ветленного стока. В общем случае выбор сооружений из сборного железобетона для отстаивания активного ила производится в соответствии с рассчитанной величиной  $F$  по типовым проектам.

**Основы проектных решений по рекуперации осадков избыточного активного ила.** В процессах биохимической обработки сточных вод и других отходов органические вещества преобразуются микроорганизмами и концентрируются в форме синтезируемых микробных твердых веществ. Эти вещества вместе с определенным количеством адсорбированных и частично окисленных примесей обрабатываемых вод отделяются от основной массы очищенной воды и составляют суспензии — вторичные продукты (осадки) биохимических процессов. На долю активного ила приходится 60—70% всех осадков обычных станций водоочистки, причем общий их объем не превышает 1% объема обрабатываемых стоков.

Обработка избыточного активного ила и его смесей с сырым осадком из первичных отстойников заключается в стабилизации, обеззараживании и максимальном снижении его влажности и объема. Достаточно сказать, что количество иловой воды в осадке (в м<sup>3</sup> на 1 т сухого осадка) составляет 199, 99, 49 и 19 при влажности осадка 99,5; 99; 98 и 95% соответственно.

Микробиологический процесс уменьшения количества биохимически разлагаемого вещества осадка (его стабилизацию) осуществляют в аэробных или анаэробных условиях. В первом случае процесс ведут в сооружениях типа аэротенков; его протекание обеспечивается преобладающей метаболической реакцией эндогенного дыхания и «самопотребления» культуры микроорганизмов:



Необходимая продолжительность аэрации неуплотненного активного ила в таких стабилизаторах зависит от его возраста (времени пребывания в системе, предшествующей аэробной обработке сточных вод) и состава; продолжительность может изменяться в широких пределах: от 7 до 25 сут. Распад беззольного вещества ила осуществляется на 20—50% при среднем удельном расходе воздуха  $1 \text{ м}^3/\text{ч}$  на каждый  $1 \text{ м}^3$  объема сооружения — стабилизатора.

Сбраживание осадков (предварительно уплотненных) в анаэробных условиях (в том числе и осадков после аэробной стабилизации) проводят главным образом в метантенках.

Аэробные процессы стабилизации не требуют герметизации сооружения, дополнительного нагрева, успешно реализуются при сравнительно низких концентрациях осадков, дают твердый продукт и жидкий сток с низкой биологической потребностью в кислороде. Аэробно стабилизированный ил характеризуется лучшей водоотдачей при уплотнении и механическом обезвоживании. Преимуществами анаэробных процессов являются: образование метана, отсутствие необходимости в кислороде, низкие интенсивность синтеза и выход новых клеток, а значит, и новых осадков.

Уплотнение осадков активного ила из вторичных отстойников и других суспензий (см. рис. 9.16, вторая часть кривой осаждения) проводят в *гравитационных илоуплотнителях* типа вертикальных или радиальных отстойников, оборудованных медленно вращающейся (2—4 об/ч) стержневой решетчатой мешалкой-илоскребом. Такое перемешивание в течение длительного времени (9—14 ч) способствует образованию каналов в уплотняющемся осадке для вывода воды и газов, а также коагуляции частиц осадка. Влажность ила после илоуплотнителей обычно не ниже 97% (вместо 99,5—99,7%, например, для исходных осадков вторичных отстойников после аэротенков). В ряде случаев используют *флотационные илоуплотнители*, работающие по принципу напорных флотаторов (см. главу 7). Гидравлическую нагрузку (охватывающую скорость) для расчета величины поверхности в плане таких сооружений можно принять равной  $6—12 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$  для изменения безразмерного критерия  $I_c$  (где  $I$  — иловый индекс,  $\text{см}^3/\text{г}$ ;  $c$  — концентрация иловой смеси,  $\text{г}/\text{см}^3$ ) от 0,6 до 0,1. Удельный расход растворенного в иловой смеси воздуха (для флотации) составляет  $\sim 5 \text{ л}/\text{кг}$  твердого вещества смеси.

Дальнейшее снижение влажности и уменьшение объема осадков проводят методами механического обезвоживания с использованием известных конструкций вакуум-фильтров (барабанных, дисковых, ленточных), фильтр-прессов (в том числе автоматических типа ФПАКМ), виброфильтров, отстойных центрифуг со шнековой выгрузкой осадка, жидкостных сепараторов. Влажность полученного в таких агрегатах кека обычно составляет 70—85%

для вакуум-фильтров, 50—70% для центрифуг и 40—75% для фильтр-прессов. Обезвоживание наиболее эффективно после проведения определенных операций, кондиционирующих осадок: коагуляции и флокуляции с использованием химических реагентов (обычно солей железа или алюминия, а также извести), тепловой обработки, замораживания с последующим оттаиванием, аэрации, добавки примесей, обеспечивающих несжимаемость осадков при фильтровании. Выбор способа кондиционирования определяется величиной «водоотдачи» осадка, которая характеризуется удельным сопротивлением при фильтровании.

Сушку и обеззараживание кека осуществляют в конвективных (иногда в контактных) сушилках, например барабанного или полочного типа, с кипящим слоем, распылительных.

Для дегельминтизации сгущенные жидкие осадки нагревают до 60—65 °С острым паром или подвергают пастеризации в различного типа теплообменных устройствах. Дегельминтизацию проводят также на специальных установках, в которых на обезвоженный осадок, находящийся на транспортере, воздействуют инфракрасным излучением газовых горелок.

В конечном счете усилия проектировщиков и исследователей должны быть направлены на создание рациональных способов утилизации активного ила и других осадков сточных вод. Активный ил и продукты на его основе характеризуются высокой кормовой ценностью (в иле в пересчете на сухое вещество содержится 37—52% белковых веществ), удобриельными и кондиционирующими свойствами. В тех случаях, когда определенные примеси не позволяют использовать осадки по указанному направлению, рациональны приемы сухой перегонки и пиролиза этих осадков совместно с другими (например, бытовыми) отходами.

В технике защиты окружающей среды имеются большие возможности использования активного ила в качестве эффективного сорбента. Примеси токсичных металлов (в частности, меди и цинка) адсорбируются из сточных вод активным илом при аэрации с получением продуктов, содержащих, например, до 4% меди в расчете на сухую массу органической части ила. Извлечение примесей обеспечивается органической частью ила, причем 70—80% примесей поглощается уже в первые 10—15 мин контакта при дозе ила 1—2 г/л. В результате такой сорбции на 50—60% уменьшается иловый индекс и осадок хорошо отстаивается.

Известны и другие процессы сорбции активным илом (сорбция примесей газов, радиоактивных веществ и пр.). Следует полагать, что с развитием исследований по использованию биомассы активного ила потребность в нем возрастет. Имеется много технических предложений по использованию ила в промышленных целях.

В тех случаях, когда экономически нецелесообразно утилизировать осадки (при отсутствии мест их складирования, а также

по санитарно-гигиеническим соображениям), их сжигают (теплота сгорания активного ила составляет 15—19 МДж на 1 кг сухого вещества). При этом в 80—100 раз сокращается объем осадков, достигается их полное обезвреживание, но получаются дымовые газы, часто требующие дополнительной очистки от вредных примесей. Осадки сжигают в многоподовых, барабанных, циклонных и другого типа печах (см. главу 10) с рекуператорами при 700—1050 °С.

Наряду с использованием механических, термических и других способов переработки осадков широко применяют их естественное обезвоживание, подсушку и предварительное складирование на иловых площадках. В таких сооружениях иловая вода фильтруется через естественное или искусственно изготовленное основание или отстаивается. В первом случае эту воду часто отводят (возвращают на очистные сооружения) через дренажные устройства, во втором — через устройства отбора осветленной жидкости. Подсушка осадка (иногда с ворошением) до 70—80%-й влажности осуществляется в результате естественного испарения влаги. Такие сооружения проектируют, исходя из допустимой нагрузки осадка (в м<sup>3</sup> на 1 м<sup>2</sup> в год), с учетом климатического коэффициента района строительства и объема зимнего намораживания (см. СНиП II-32).

Отметим в заключение, что биохимические процессы используют и в практике очистки и переработки отходящих газов.

Органические вещества этих газов окисляют, например, в почвенных биофильтрах или биоскрубберах (при барботаже газа через суспензию активного ила).

Диоксид серы поглощают щелочными растворами, вслед за чем сульфитный раствор подвергают воздействию сульфит-сульфат-редуцирующих бактерий в анаэробных условиях, а полученные сульфиды с помощью сероокисляющих микроорганизмов превращают в серу; после отбора серы поглощительный раствор возвращают на абсорбцию SO<sub>2</sub>. Сульфиды растворов, полученных, например, после абсорбции сероводорода также могут быть окислены до серы в аэробных условиях.

Практически нерастворимый в воде оксид азота улавливают раствором комплексоната железа (II) и этилендиаминтетрауксусной кислоты с последующей анаэробной денитрификацией NO в смешанном комплексе. Регенерированный таким образом раствор комплексоната возвращают на абсорбцию.

Такого рода биохимические процессы (совмещенные с абсорбционными технологиями) в разных вариантах широко используются и внедряются в производство\*.

---

\* См., например: В. Cetinkaya, R.K. Sahlin et al. Control FCC flue-gas emissions // *Hydrocarbon Processing*, July 2000, P. 55—62.

# ГЛАВА 10

## УСТАНОВКИ ТЕРМИЧЕСКОГО ОБЕЗВРЕЖИВАНИЯ ОТХОДОВ

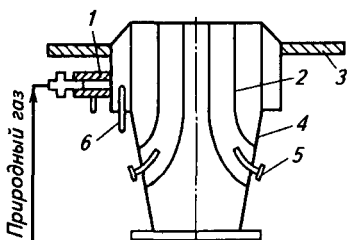
### 10.1. УСТАНОВКИ ДЛЯ ОБЕЗВРЕЖИВАНИЯ ГАЗООБРАЗНЫХ ОТХОДОВ

Для обезвреживания газовых промышленных выбросов используют термические методы прямого и каталитического сжигания. Метод прямого сжигания применяют для обезвреживания промышленных газов, содержащих легко окисляющиеся органические примеси, например пары углеводородов. Продуктами сгорания углеводородов являются диоксид углерода и вода, а органических сульфидов — диоксид серы и вода.

Газы сжигают на установках с открытым факелом или в печах различных конструкций. Прямое сжигание осуществляют при  $700\text{--}800\text{ }^{\circ}\text{C}$  с использованием газообразного или жидкого топлива. Для сжигания необходим избыток кислорода на  $10\text{--}15\%$  больше стехиометрического количества. Если теплота сгорания углеводородов превышает теплоту реакции на  $1,9\text{ МДж/м}^3$ , то газы сжигают в факеле. Чтобы пламя факела было некоптящим, добавляют воду в виде пара. В этом случае происходит реакция водяного пара с углеводородами, сопровождаемая образованием водорода и оксида углерода. Количество пара в зависимости от концентрации углеводородов колеблется от  $0,05$  до  $0,33\text{ кг/кг}$ . Одна

из конструкций факельной горелки с паровыми дюзами показана на рис. 10.1, горелка для сжигания галогенсодержащих примесей представлена на рис. 10.2.

Если концентрация горючих газов мала и выделяющегося тепла недостаточно для реакции сгорания, то газы предварительно подогревают. На рис. 10.3—10.5 показаны различные схемы факельных установок. Установка, представленная на рис. 10.3, работает при избыточном давлении  $0,15\text{ МПа}$ . На рис. 10.4 показана установка для факельного сжигания газов, смонтированная на

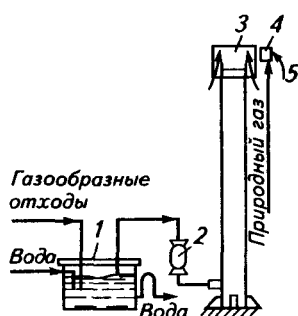
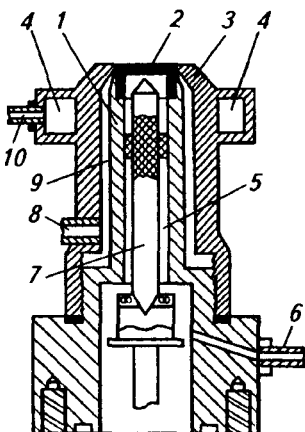


**Рис. 10.1. Факельная горелка с паровыми дюзами:**

1 — дежурная горелка; 2 — воздушная труба; 3 — защитный козырек; 4 — корпус факельной горелки; 5 — паровая дюза; 6 — карман для термопары

**Рис. 10.2. Горелка для сжигания галогенсодержащих газов в атмосфере инертного газа:**

1 — внутренний корпус горелки; 2 — отверстие для выхода газообразных отходов; 3 — внешний корпус горелки; 4 — кольцевое пространство с выходом для инертного газа; 5 — канал для смеси инертного газа и газовых отходов; 6 — ввод инертного газа; 7 — игла; 8 — ввод природного газа; 9 — кольцевое пространство для природного газа; 10 — штуцер для подачи инертного газа



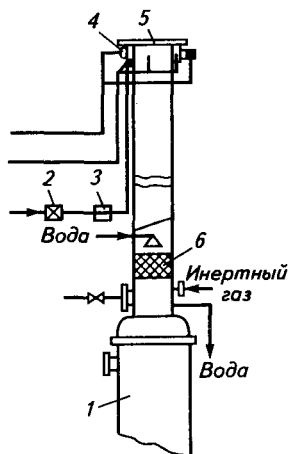
**Рис. 10.3. Установка для факельного сжигания газообразных отходов:**

1 — гидрозатвор; 2 — огнепреградитель; 3 — основная горелка; 4 — дежурная горелка; 5 — система зажигания дежурной горелки

технологическом аппарате, на рис. 10.5 — установка для сжигания газов, содержащих ацетилен. Горение таких газов сопровождается образованием значительного количества технического углерода, поэтому предусмотрена подача пара в газовый поток. Для поджигания основной горелки во всех установках предусмотрена дежурная горелка, работающая на природном газе.

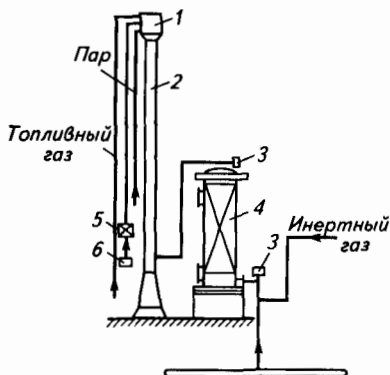
Печь для сжигания газовых отходов представлена на рис. 10.6. В камере сгорания происходит равномерное смешение компонентов; время пребывания этих компонентов в камере составляет 0,2—0,7 с. Печь для сжигания газовых отходов с теплотой сгорания 630—1260 кДж/м<sup>3</sup> показана на рис. 10.7. В установках более совершенных конструкций используются горелки с предварительным смешением газа с воздухом (рис. 10.8). Достоинствами таких горелок являются короткое пламя и полное смешение компонентов.

На рис. 10.9, а показан дожигатель, в котором газы отталкиваются от распределителя пламени и проходят через пламя вверх. На рис. 10.9, б представлен дожигатель с тангенциальной подачей



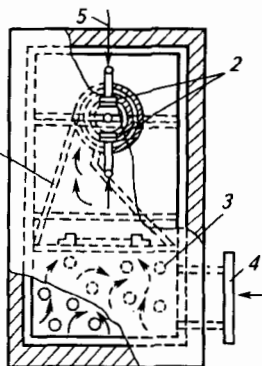
**Рис. 10.4. Установка для факельного сжигания газообразных отходов, смонтированная на реакторе:**

1 — реактор; 2 — эжекционный смеситель; 3 — электрозапал; 4 — дежурная горелка; 5 — основная горелка; 6 — насадка-огнепреградитель



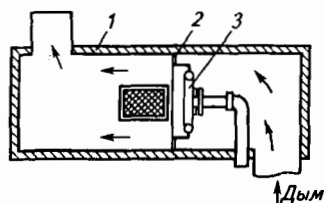
**Рис. 10.5. Установка для факельного сжигания газов, содержащих ацетилен:**

1 — факельная горелка; 2 — труба; 3 — разрывные мембраны; 4 — огнепреградитель; 5 — инжекционный смеситель с электрозапалом; 6 — система зажигания дежурной горелки



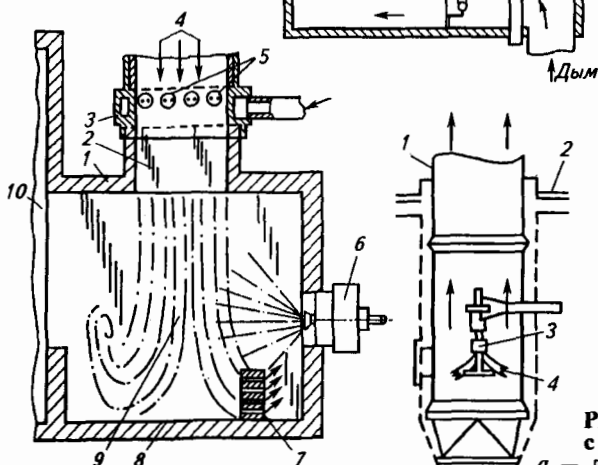
**Рис. 10.6. Печь для сжигания газообразных отходов:**

1 — спиральный распределитель; 2 — горелка; 3 — теплообменник; 4 — штуцер для подачи газовых отходов; 5 — подача природного газа



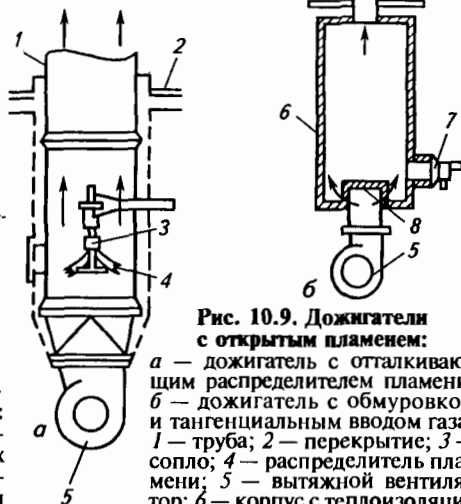
**Рис. 10.8. Грелка с предварительным смешением газа и воздуха:**

1 — корпус с теплоизоляцией; 2 — боковая плита; 3 — горелка



**Рис. 10.7. Печь для сжигания газообразных отходов с рекуперацией тепла:**

1 — корпус печи; 2 — отверстие; 3 — коллектор; 4 — подача газообразных отходов; 5 — распределительные трубки; 6 — горелка; 7 — перфорированная стенка; 8 — под; 9 — камера сгорания; 10 — камера для утилизации тепла



**Рис. 10.9. Дожигатели с открытым пламенем:**

а — дожигатель с оттапливающим распределителем пламени; б — дожигатель с обмуровкой и тангенциальным вводом газа; 1 — труба; 2 — перекрытие; 3 — сопло; 4 — распределитель пламени; 5 — вытяжной вентилятор; 6 — корпус с теплоизоляцией; 7 — тангенциальная горелка; 8 — отражательная плита



газов. Такие дожигатели применяют в тех случаях, когда концентрация кислорода в сжигаемых газах мала (<15%), а объемная скорость газов изменяется в широких пределах.

Более простым является дожигатель, имеющий камеру сгорания и насадку из огнеупорных материалов. Время пребывания газа в камере 0,05 с, температура 800—1000 °С, что позволяет достичь высоких степеней окисления углеводородов. Выходящие из камеры сгорания газы либо выбрасываются в атмосферу, либо пропускаются через теплообменник для рекуперации тепла.

Методы каталитического обезвреживания газов рассмотрены в главе 5.

Для обезвреживания жидких отходов используют: 1) концентрирование сточных вод с последующим выделением растворенных веществ; 2) окисление органических веществ в присутствии катализатора при атмосферном или повышенном давлении; 3) жидкофазное окисление органических веществ; 4) огневой метод; 5) выделение растворенных веществ.

## 10.2. УСТАНОВКИ ДЛЯ ОБЕЗВРЕЖИВАНИЯ ЖИДКИХ ОТХОДОВ КОНЦЕНТРИРОВАНИЕМ

Концентрирование сточных вод с последующим выделением растворенных веществ используется для обезвреживания минерализованных сточных вод. Процесс состоит из двух стадий: концентрирования сточных вод (в испарительных, вымораживающих и кристаллогидратных установках) и выделения сухого остатка (кристаллизацией, сушкой, сжиганием в печах). Метод позволяет использовать как полученную опресненную воду, так и выделенные твердые вещества (соли).

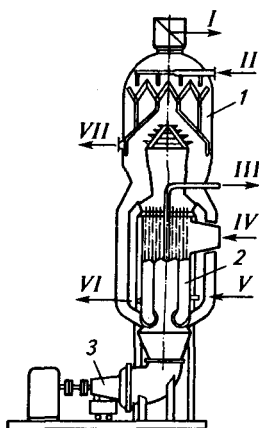
Для концентрирования растворов в промышленности наиболее распространены выпарные установки: одноступенчатые и многоступенчатые с выпарными аппаратами различной конструкции.

При выпаривании малоконцентрированных растворов с кристаллизацией удельная энергия процесса равна разности теплот испарения  $r$  и кристаллизации  $r_{кр}$ :

$$q' \approx r - r_{кр}. \quad (10.1)$$

При производительности до 2000 кг/ч сточной воды можно применять выпарные аппараты с паровым нагревом и перемешиванием, кипение в них происходит в большом объеме. Они имеют следующие недостатки: небольшая производительность, низкий коэффициент теплопередачи, большая металлоемкость, а также необходимость периодических остановок для очистки поверхности нагрева от отложений солей.

Для концентрирования минерализованных вод перспективны аппараты с вынесенной поверхностью нагрева и принудительной



**Рис. 10.10. Выпарной аппарат с принудительной циркуляцией:**

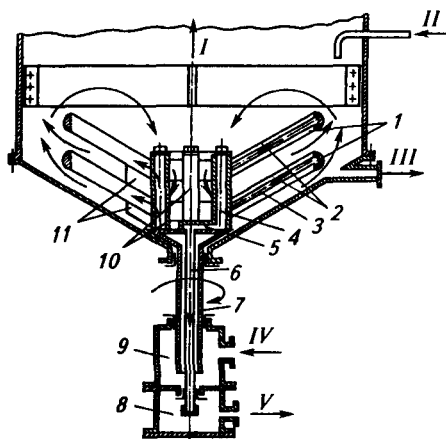
*I* — вторичный пар; *II* — промывная жидкость; *III* — неконденсирующиеся газы; *IV* — пар; *V* — транзитный дистиллят; *VI* — дистиллят; *VII* — упаренная сточная вода;  
*1* — сепаратор; *2* — циркуляционные трубы; *3* — циркуляционный насос

циркуляцией при скорости сточной воды 2—3 м/с; при таких условиях значительно уменьшается отложение солей на поверхности нагрева.

В последние годы для опреснения минерализованных вод получили распространение аппараты с вынесенной зоной испарения и естественной или принудительной циркуляцией. В этих аппаратах раствор подогревается в трубах, а испарение происходит вне поверхности нагрева. Схема аппарата с принудительной циркуляцией показана на рис. 10.10. Греющая камера имеет диаметр 3,4 м, высоту 6 м и поверхность нагрева 1600 м<sup>2</sup>. Для равномерного подвода пара к трубкам между корпусом и крайними трубками имеется кольцевое пространство. Дистиллят отводится из корпуса в корпус из нижней части греющей камеры. В сепараторе капли отделяются в ловушках с наклонными жалюзи. Для более глубокой очистки пара от солей в первых двух корпусах аппарата установлены барботажные тарелки.

Могут быть использованы также пленочные выпарные аппараты: вертикально-трубчатые с нисходящей и восходящей пленками, горизонтально-трубчатые с растекающейся пленкой и роторные.

Схема центробежного аппарата с погружной поверхностью нагрева показана на рис. 10.11. При вращении ротора возникает значительная скорость движения жид-



**Рис. 10.11. Центробежный выпарной аппарат:**

*I* — вторичный пар; *II* — исходный раствор; *III* — концентрированный раствор; *IV* — пар; *V* — конденсат;  
*1* — нижние диски поверхности нагрева; *2* — верхние диски поверхности нагрева; *3—6* — трубы для отвода конденсата; *7* — вал ротора; *8* — камера для конденсата; *9* — паровая камера; *10* — паровые трубки; *11* — лопасти

кости. Это способствует интенсификации теплообмена при испарении и конденсации пара, снижению отложения солей. Пар подается в греющие камеры секций поверхности нагрева через полый вал. Поверхность нагрева ротора  $7,85 \text{ м}^2$ ; давление пара в греющей камере до  $0,4 \text{ МПа}$ ; диаметр ротора  $0,92 \text{ м}$ ; частота вращения ротора  $450 \text{ об/мин}$ ; коэффициент теплопередачи (при медной поверхности нагрева) до  $12 \text{ кВт/(м}^2 \cdot \text{К)}$ .

Для отвода конденсата из аппарата должно соблюдаться условие:

$$P_0 \geq P_k + 1,013 \cdot 10^5,$$

или

$$P_0 \geq 2\pi^2 n_p^2 R_p^2 \rho_k + 1,013 \cdot 10^5,$$

где  $P_0$  — давление греющего пара, Па;  $P_k$  — давление, создаваемое центробежной силой столба конденсата в трубке 6 (см. рис. 10.11), Па;  $n_p$  — частота вращения ротора,  $\text{с}^{-1}$ ;  $R_p$  — наружный радиус ротора, м;  $\rho_k$  — плотность конденсата,  $\text{кг/м}^3$ .

Методы расчета выпарных установок даны в ряде монографий и учебных пособий.

При проектировании выпарной установки определяют производительность и поверхности нагрева отдельных аппаратов, устанавливают конструктивные параметры, выполняют технико-экономические расчеты, обеспечивающие оптимальные условия проведения процесса.

При поверочных расчетах выявляется возможность использования имеющихся аппаратов в заданных условиях работы, определяется фактическая производительность действующей установки и устанавливаются рациональные режимы работы.

**Установки мгновенного адиабатного испарения (УМИ).** В этих установках вода испаряется в каналах, где давление ниже давления насыщения, соответствующего температуре поступающей жидкости.

Адиабатные испарительные установки широко используют для опреснения морской воды. Схемы современных опреснительных установок показаны на рис. 10.12. По числу ступеней они делятся

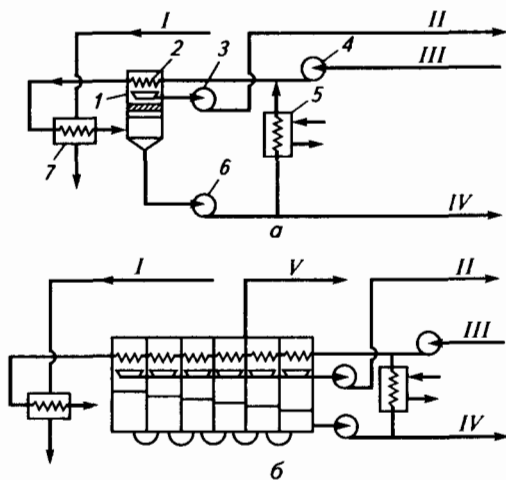


Рис. 10.12. Схемы установок мгновенного адиабатного испарения (УМИ):

*a* — одноступенчатая; *б* — многоступенчатая; *I* — теплоноситель; *II* — дистиллят; *III* — сточная вода; *IV* — раствор; *V* — сброс; *1* — испаритель; *2* — конденсатор; *3, 4, 6* — насосы; *5* — теплообменник; *7* — подогреватель

на одноступенчатые и многоступенчатые; по числу контуров циркуляции — на одноконтурные и многоконтурные; по числу каскадов испарения — на однокаскадные и многокаскадные; они могут быть с поверхностным или с контактным подогревателем.

Производительность одноступенчатой УМИ (количество дистиллята) определяется по соотношению:

$$W = \frac{S_0 c (t' - t_n)}{r_{ст}}, \quad (10.2)$$

где  $S_0$  — расход сточной воды;  $c$  — теплоемкость сточной воды;  $t'$  — температура воды на выходе из головного подогревателя;  $t_n$  — температура раствора в камере испарения;  $r_{ст}$  — теплота испарения пара в ступени.

Удельный расход пара на испарение 1 кг воды равен:

$$d = \frac{D}{W} = \frac{t' - t_n + \Delta + \Delta t_H}{t' - t_n} \frac{r_{ст}}{r_n} = \left( 1 + \frac{\Delta + \Delta t_H}{t' - t_n} \right) \frac{r_{ср}}{r_n}, \quad (10.3)$$

где  $D$  — расход греющего пара;  $r_n$  — теплота испарения в головном подогревателе;  $\Delta$  — температурная депрессия;  $\Delta t_H$  — нагрев жидкости в конденсаторе.

Удельный расход пара для многоступенчатых УМИ находят по формуле:

$$d = \left( \frac{1}{n} + \frac{\sum \Delta + \Delta t_H}{t' - t_n} \right) \frac{r_{ср}}{r_n}, \quad (10.4)$$

где  $n$  — число ступеней в установке;  $\sum \Delta$  — сумма температурных депрессий;  $r_{ср}$  — средняя теплота испарения пара в ступенях.

С повышением числа ступеней удельный расход пара уменьшается и в конечном счете соответствует расходу пара в многоступенчатых выпарных установках.

Удельный расход тепла на получение 1 кг дистиллята в многоступенчатых установках УМИ составляет 240—280 кДж/кг.

Для снижения образования отложений солей сточную воду подкисляют раствором серной кислоты или вводят в нее кристаллическую затравку.

Приближенные методы расчета параметров УМИ основаны на совместном решении уравнений материального и теплового балансов, а также уравнений теплопередачи:

$$\sum W = S_0 (1 - b_0/b_k); \quad (10.5)$$

$$S_0 b_0 = S_k b_k; \quad (10.6)$$

$$S_0 c \theta_{вх} = (S_0 - \sum W) c \theta_n + \sum (W r_{ср}); \quad (10.7)$$

$$\theta_{вх} - \theta_n = n \Delta t_{ст}; \quad (10.8)$$

$$\vartheta = \theta_{\text{вх}} - \Delta t_{\text{ст}} - \Delta_{\text{н}} - \Delta_1; \quad (10.9)$$

$$\Sigma(Wr_{\text{ср}}) = K_{\text{ср}} F_{\text{ср}} \frac{\Delta t_{\text{ср}}}{\ln \frac{\Delta t_{\text{ср}} + \Delta_{\text{н}} + \Delta}{\Delta_{\text{н}} + \Delta}}, \quad (10.10)$$

где  $b_0$  и  $b_k$  — начальная и конечная концентрации раствора соответственно;  $S_k$  — расход концентрированной воды;  $\theta_{\text{вх}}$  и  $\theta_{\text{н}}$  — температура воды на входе в установку и выходе из нее;  $\vartheta$  — температура воды на выходе из конденсаторов ступеней испарения;  $\Delta t_{\text{ст}}$  — перепад температур в ступени испарения;  $\Delta_1$  — температурная депрессия в первой ступени;  $\Delta_{\text{н}}$  — средний недогрев раствора по ступеням УМИ в конденсаторе до температуры насыщения пара;  $F_{\text{ср}}$  — поверхность нагрева конденсаторов;  $K_{\text{ср}}$  — средний коэффициент теплопередачи;  $\Delta t_{\text{ср}}$  — средняя разность температур.

Средний коэффициент теплопередачи рассчитывают по уравнению:

$$K_{\text{ср}} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} \frac{d_{\text{в}}}{d_{\text{н}}} + \frac{d_{\text{в}}}{2\lambda} \ln \frac{d_{\text{в}}}{d_{\text{н}}} + \frac{\delta'_{\text{н}}}{\lambda'_{\text{н}}} + \frac{\delta''_{\text{н}}}{\lambda''_{\text{н}}} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (10.11)$$

где  $\alpha_1$  и  $\alpha_2$  — коэффициенты теплоотдачи;  $d_{\text{в}}$  и  $d_{\text{н}}$  — внутренний и наружный диаметры труб;  $\lambda$ ,  $\lambda'_{\text{н}}$ ,  $\lambda''_{\text{н}}$  — коэффициенты теплопроводности стали и слоев отложений;  $\delta'_{\text{н}}$  и  $\delta''_{\text{н}}$  — толщина слоя накипи со стороны греющего и нагреваемого теплоносителей.

При приближенных расчетах УМИ коэффициенты теплопередачи принимают постоянными, а поверхности нагрева конденсаторов-регенераторов равными. В действительности коэффициенты теплопередачи значительно изменяются по ступеням.

Расчет головного подогревателя производят по уравнениям теплопередачи.

Удельную поверхность  $i$ -го конденсатора определяют по соотношению:

$$f_{ki} = -\frac{S_{\text{вх}} c}{\Sigma(WK_i)} \ln \left( 1 - \frac{\Delta t_i}{\theta_n - \vartheta'_0 - \Delta} \right), \quad (10.12)$$

где  $S_{\text{вх}}$  — расход раствора на входе в  $i$ -ую ступень;  $\vartheta'_0$  — температура раствора на входе в подогреватель-конденсатор последней ступени;  $K_i$  — коэффициент теплопередачи в  $i$ -й ступени;  $\Delta t_i$  — перепад температур между смежными ступенями.

Суммарную поверхность нагрева конденсаторов-регенераторов определяют по формуле:

$$f_k = -\frac{S_{\text{вх}} c}{\Sigma W} \sum_{i=1}^n \left[ \frac{1}{K_i} \ln \left( 1 - \frac{\Delta t_i}{\theta_n - \vartheta'_0 - \Delta} \right) \right]. \quad (10.13)$$

Максимальная степень концентрирования раствора  $\omega = b_x/b_0$  равна:

$$\omega = \frac{1}{1 - \frac{c(\theta_{\text{вх}} - \theta_n)}{r_{\text{ср}}}(K^* + 1)}; \quad (10.14)$$

$$K^* = \frac{S_p}{S_0} = \frac{S_{\text{вх}}}{S_0} - 1; \quad (10.15)$$

$$S_{\text{вх}} = \sum W \frac{r}{c(\theta_{\text{вх}} - \theta_n)}, \quad (10.16)$$

где  $K^*$  — кратность рециркуляции раствора;  $S_0$ ,  $S_p$  и  $S_{\text{вх}}$  — расходы соответственно исходного, рециркулирующего и поступающего на испарение раствора.

Удельный расход тепла  $q$  на единицу испарившейся воды равен:

$$q = \frac{S_c}{\sum W} (\theta_{\text{вх}} - \theta_1); \quad (10.17)$$

$$\frac{S_0 c}{\sum W} = \frac{r_{\text{ср}}}{c(\theta_{\text{вх}} - \theta_n)} + 0,5, \quad (10.18)$$

где  $\theta_1$  — температура раствора на входе в подогреватель-конденсатор первой ступени.

Высота сепарационного пространства  $H_c$  равна:

$$H_c = H_0 - H', \quad (10.19)$$

где  $H_0$ ,  $H'$  — соответственно высота расположения сепаратора и видимый уровень воды.

Видимый уровень жидкости должен удовлетворять требованиям:

$$H_{\text{min}} \leq H' \leq H_{\text{max}}, \quad (10.20)$$

где  $H_{\text{min}}$  и  $H_{\text{max}}$  — соответственно минимальный и максимальный уровень жидкости в камере испарения.

Величина  $H_{\text{max}}$  при заданных габаритах определяется необходимой высотой сепарационного пространства и типом сепаратора. Величина  $H_{\text{min}}$  зависит от конструкции камеры испарения и переточного устройства:

$$H_{\text{min}} = h + \Delta H, \quad (10.21)$$

где  $h$  — характерный вертикальный размер переточного устройства, обеспечивающий отсутствие пропуска пара между соседними камерами;  $\Delta H$  — запас уровня, обеспечивающий устойчивую работу камеры при переменных и переходных режимах.

Для концентрирования растворов без выделения солей на поверхности нагрева можно использовать установки, в которых тепло к раствору подводится в процессе контактного теплообмена, т. е. при непосредственном соприкосновении теплоносителя и раствора. Теплоносителями могут быть газообразные, твердые и жидкие вещества.

В одноступенчатых установках пары жидкости поступают в греющий теплоноситель и уносятся с ним. Поэтому концентрирование сточных вод осуществляют в скрубберах, тарельчатых колоннах, сушилках, печах, аппаратах погружного горения. В установках другого типа раствор нагревается в контактном аппарате, а затем направляется в ступень адиабатного испарения.

В многоступенчатых аппаратах раствор подогревается в контактном аппарате, а упаривается в многоступенчатых адиабатных испарителях.

Основным недостатком одноступенчатых аппаратов является большой удельный расход тепла, который составляет 2800—8000 кДж/кг испарившейся воды. В многоступенчатых установках удельный расход тепла меньше: 360—1400 кДж/кг.

Схема одноступенчатой выпарной установки с замкнутым газовым контуром показана на рис. 10.13. Циркулирующий по контуру газовый теплоноситель нагревается в теплообменнике и поступает в контактный аппарат. Конструкция контактного аппарата может быть разной. Нагретый раствор направляется в испарительную камеру, в которой более низкое давление. После испарения концентрированный раствор выводится частично из установки, а частично циркулирует.

*Выпарные установки с гидрофобным теплоносителем.* В таких установках нагреваемый раствор контактирует с жидким гидрофобным теплоносителем. В качестве гидрофобных теплоносителей используются жидкий парафин, минеральные масла, силиконы и др.

Эти установки имеют следующие преимущества по сравнению с выпарными: отсутствие отложений на поверхности нагрева; меньшая коррозия оборудования; большой температурный напор; меньшие капитальные затраты. Их недостатки: необходимость

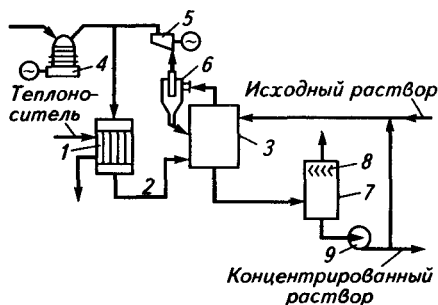


Рис. 10.13. Схема одноступенчатой выпарной установки с замкнутым газовым контуром: 1 — теплообменник; 2 — воздухопровод; 3 — контактный аппарат; 4 — компрессор; 5 — газодувка; 6 — циклон; 7 — камера испарения; 8 — сепаратор; 9 — насос

использования большого количества гидрофобной жидкости; сложность сепарации теплоносителя от раствора дистиллята и кристаллов солей от теплоносителя; большой расход энергии на концентрирование; низкая интенсивность теплообмена (вследствие малых скоростей движения жидкости); большие сечения трубопроводов для перекачивания гидрофобных теплоносителей. Схема установки с гидрофобным теплоносителем показана на рис. 10.14.

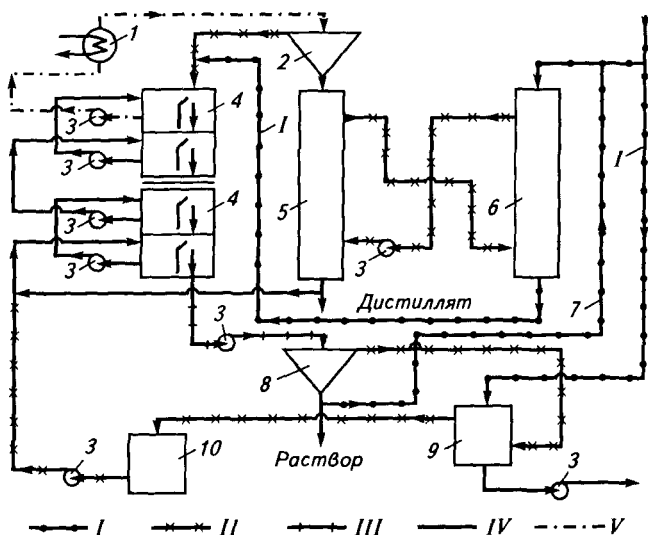
Расход гидрофобного теплоносителя  $S_{г.т}$  на единицу дистиллята  $\varphi$  можно определить из выражений:

$$\varphi = S_{г.т} / \Sigma W; \quad (10.22)$$

$$\Sigma W = c_B \Delta \theta S^* / r; \quad (10.23)$$

$$S_{г.т} = S^* \frac{c_B \Delta \theta_B}{c_{г.т} \Delta \theta_{г.т}}, \quad (10.24)$$

где  $r$  — теплота испарения воды;  $c_B$  и  $c_{г.т}$  — теплоемкость воды и гидрофобного теплоносителя соответственно;  $\Delta \theta$  — разность температур воды перед испарением и в последней ступени;  $S^*$  — расход воды на испарение;  $\Delta \theta_{г.т}$  и  $\Delta \theta_B$  — разности температур гидрофобного теплоносителя и воды на входе в теплообменник и на выходе из него.



**Рис. 10.14. Установка прямоточной контактной выпарки:**

*I* — исходная вода; *II* — гидрофобный теплоноситель; *III* — смесь гидрофобного теплоносителя и раствора; *IV* — дистиллят; *V* — смесь дистиллята и гидрофобного теплоносителя;

*1* — головной подогреватель; *2*, *8* — отделители; *3* — насосы; *4* — испарительно-конденсационные аппараты; *5*, *6* — теплообменники; *7* — трубопровод рециркуляции раствора; *9* — контактный охладитель; *10* — промежуточная емкость



Подставляя выражения (10.23) и (10.24) в (10.22), получают:

$$\varphi = \frac{r}{c_{г.т}} \frac{\Delta\theta_{в}}{\Delta\theta_{г.т}}. \quad (10.25)$$

Во многих случаях  $\varphi > 30$ .

Диаметр трубопроводов для передвижения гидрофобного теплоносителя определяется из соотношения:

$$\frac{d_{г.т}}{d_{в}} = \sqrt{\frac{v_{в} c_{в} \Delta\theta_{в}}{v_{г.т} c_{г.т} \Delta\theta_{г.т}}}, \quad (10.26)$$

где  $d_{г.т}$  и  $d_{в}$  — диаметр трубопроводов для перекачки гидрофобного теплоносителя и воды соответственно;  $v_{в}$  и  $v_{г.т}$  — скорость движения воды и гидрофобного теплоносителя соответственно.

Для увеличения интенсивности теплообмена предложено использовать в качестве теплоносителя твердые частицы — минеральные или металлические. Интенсивность теплообмена возрастает с увеличением скорости движения частиц, разности плотностей твердых частиц и воды и теплопроводности частиц. Однако такие теплоносители вызывают эрозию оборудования, трудно транспортируются под давлением, вызывают отложение солей на поверхности, что требует ее очистки.

### 10.3. ВЫДЕЛЕНИЕ ВЕЩЕСТВ ИЗ КОНЦЕНТРИРОВАННЫХ РАСТВОРОВ

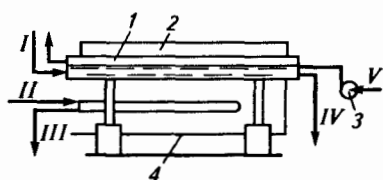
Для выделения веществ из концентрированных растворов используют термические методы кристаллизации и сушку.

**Кристаллизация.** Для выделения солей из растворов с положительными коэффициентами растворимости растворы охлаждают, а при отрицательных коэффициентах — нагревают. Кристаллизация растворов может осуществляться при выпаривании их в последних ступенях многоступенчатых выпарных установок и установок адиабатного испарения. Используются различные конструкции выпарных аппаратов, но наиболее надежны в эксплуатации выпарные аппараты-кристаллизаторы с выносной греющей камерой и принудительной циркуляцией раствора.

Для кристаллизации из пересыщенных растворов используют также кристаллизаторы с охлаждением раствора, вакуум-кристаллизаторы и кристаллизаторы с псевдооживленным слоем.

Имеются различные конструкции кристаллизаторов с воздушным и водяным охлаждением. Простейший кристаллизатор с воздушным охлаждением представляет собой емкость, в которой раствор охлаждается на воздухе. Схема барабанного кристаллизатора с воздушным охлаждением показана на рис. 10.15.

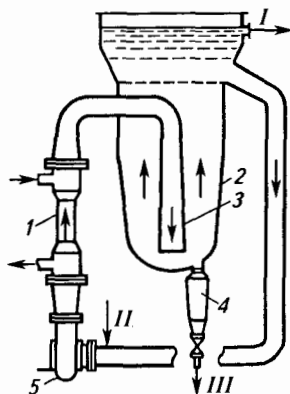
Цикл кристаллизации в кристаллизаторах с водяным охлаждением меньше, чем в кристаллизаторах с воздушным охлаждением.



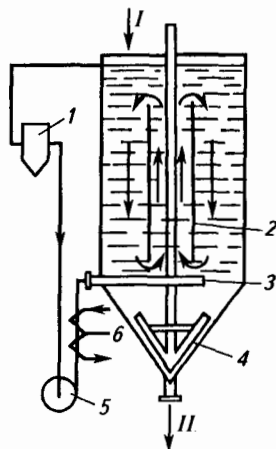
**Рис. 10.15. Барабанный кристаллизатор с воздушным охлаждением:**  
*I* — сточная вода; *II* — пар; *III* — конденсат; *IV* — суспензия; *V* — воздух;  
*1* — труба; *2* — термоизоляционный кожух; *3* — вентилятор; *4* — труба для обогрева

непосредственным соприкосновении раствора с инертным охлаждающим агентом, имеющим меньшую плотность, чем раствор, и не смешивающимся с раствором. Схема такого кристаллизатора для нитрата кальция показана на рис. 10.17. Охлаждающим агентом является нефть, не содержащая ненасыщенных и ароматических углеводородов.

Вакуум-кристаллизаторы могут быть периодического и непрерывного действия, с циркуляцией суспензии или с циркуляцией раствора. Схема кристаллизатора с циркулирующей суспензией по-



**Рис. 10.16. Кристаллизатор «Кристалл»:**  
*I* — маточный раствор; *II* — сточная вода; *III* — суспензия;  
*1* — трубчатый теплообменник; *2* — корпус; *3* — центральная труба; *4* — солеприемник; *5* — циркуляционный насос



**Рис. 10.17. Кристаллизатор с непосредственным контактом раствора и охлаждающего агента:**  
*I* — раствор; *II* — суспензия;  
*1* — сепаратор; *2* — центральная труба;  
*3* — распределитель; *4* — мешалка; *5* — насос; *6* — аммиачный теплообменник

казана на рис. 10.18. Циркуляция создается мешалкой. Кристаллизатор с естественной циркуляцией раствора показан на рис. 10.19.

Уравнение материального баланса растворенных солей имеет вид:

$$S_0 b_0 = S_1 b_1 + S_2 b_2, \quad (10.27)$$

где  $b_0$ ,  $b_1$  и  $b_2$  — концентрации исходной, обессоленной воды и суспензии соответственно;  $S_0$ ,  $S_1$  и  $S_2$  — расходы исходной, обессоленной воды и суспензии соответственно.

При условии  $S_2 = S_0 - S_1$

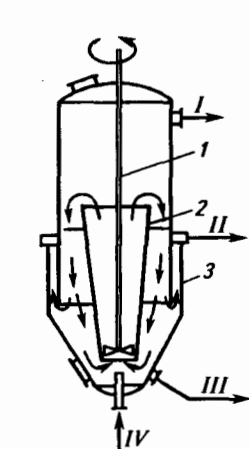


Рис. 10.18. Кристаллизатор с принудительной циркуляцией суспензии:

*I* — соковый пар; *II* — маточный раствор; *III* — суспензия; *IV* — сточная вода; *1* — мешалка; *2* — циркуляционная труба; *3* — осадительная камера

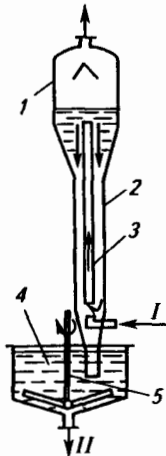


Рис. 10.19. Кристаллизатор с естественной циркуляцией раствора:

*I* — раствор; *II* — суспензия; *1* — сепаратор; *2* — корпус; *3* — центральная труба; *4* — гидрозатвор; *5* — мешалка

$$b_2 = \frac{b_0 - (S_1/S_2)b_1}{1 - S_1/S_0}. \quad (10.28)$$

Концентрация  $b_1$  находится из соотношения:

$$b_1 = b_0 + \int_{t_0}^{t_1} \gamma dt, \quad (10.29)$$

где  $\gamma = db/dt$  — коэффициент растворимости;  $t_0$  и  $t_1$  — температуры раствора до и после нагревания (охлаждения).

Подставляя (10.29) в (10.28), получаем:

$$b_2 = \frac{b_0 - \left(\frac{S_1}{S_0}\right) \left( b + \int_{t_0}^{t_1} \gamma dt \right)}{1 + \frac{S_1}{S_0}}. \quad (10.30)$$

Для удаления образовавшихся кристаллов используют фильтры и центрифуги.

**Сушка.** Раствор, сконцентрированный в выпарных установках или установках адиабатного испарения, может быть направлен на термическую сушку. Для этой цели используются сушилки различных типов: барабанные, ленточные, петлевые, распылительные, с кипящим слоем. В случае получения сухого вещества из сточных вод распылительные сушилки имеют ряд преимуществ перед другими сушилками: на сушку можно направлять суспензии с небольшой концентрацией твердых веществ; процесс характеризуется высокой интенсивностью; упрощается технологический процесс, поскольку исключается фильтрация или центрифугирование; возможны полная механизация и автоматизация процесса.

Основными недостатками таких сушилок являются большие габариты и большой расход энергии на удаление влаги (удельный расход тепла составляет 2500—6000 кДж/кг испарившейся воды).

Предложены различные схемы и конструкции распылительных сушилок. Распыление растворов осуществляют механическими или пневматическими форсунками, либо центробежными дисками. На рис. 10.20 показана схема распылительной дисковой сушилки. Начальная температура газов зависит от свойств материала и колеблется в пределах 70—1000 °С, на выходе из сушилки она составляет 50—120 °С. Среднюю скорость газов в камере принимают от 0,2 до 0,5 м/с. Для форсуночных сушилок отношение высоты сушильной камеры к ее диаметру  $H_K/D_K = 1,5+2,5$ ; для дисковых  $H_K/D_K = 0,8+1$ .

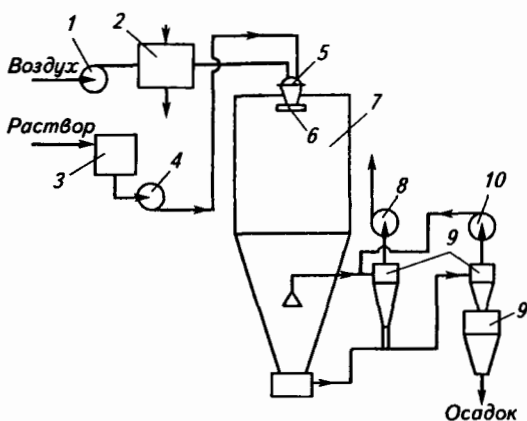
Расход раствора  $G$  через форсунку определяют по формуле (в кг/с):

$$G = \mu \pi R_0^2 \rho_p \times \sqrt{\frac{2g\Delta P}{\rho_p}}, \quad (10.31)$$

где  $\mu$  — коэффициент расхода, зависящий от геометрических размеров форсунки и вязкости раствора ( $\mu = 0,25 + 0,9$ );  $R_0$  — радиус выходного сечения;  $\rho_p$  — плотность раствора;  $\Delta P$  — перепад давлений.

Размер капель равен:

$$\delta_{2,3} = 2 \sqrt[3]{1,5 \frac{\sigma R_0^2}{\rho_p u_j^2}}, \quad (10.32)$$



**Рис. 10.20.** Распылительная дисковая сушилка: 1, 10 — вентиляторы; 2 — калорифер; 3 — емкость; 4 — насос; 5 — привод диска; 6 — распылительный диск; 7 — сушильная камера; 8 — дымосос; 9 — циклоны

где  $\sigma$  — коэффициент поверхностного натяжения;  $u_{ж}$  — окружная скорость вращения раствора;  $\rho_r$  — плотность газа.

Мощность, расходуемая на распыление механическими форсунками, составляет:

$$N = \frac{V \Delta P \rho_p}{100 \eta_n}, \quad (10.33)$$

где  $V$  — расход газа, м<sup>3</sup>/с;  $\eta_n$  — к. п. д. насоса.

Для расчета сушилки составляют ее материальный и тепловой балансы. Расход газов определяют из теплового баланса сушилки (в кг/ч):

$$L = \frac{Q_{и} + Q_{н} + Q_{п} + Q_{д} \pm Q_{х} + Q_{т}}{c_1 t_1 - c_2 t_2}, \quad (10.34)$$

где  $Q_{и}$ ,  $Q_{н}$  — расход тепла на испарение влаги и нагрев материала;  $Q_{п}$  — потери тепла;  $Q_{д}$  — расход тепла на дегидратацию;  $Q_{х}$  — теплота химических превращений;  $Q_{т}$  — расход тепла на транспортные средства;  $c_1$  и  $c_2$  — теплоемкость газов при температурах  $t_1$  и  $t_2$  и начальном влагосодержании.

Объем сушильной камеры  $V$  определяется из уравнения:

$$Q = \alpha_V V \Delta t_{ср}. \quad (10.35)$$

Объемный коэффициент теплообмена  $\alpha_V$  для форсуночных прямооточных сушилок находится по формуле:

$$\alpha_V = 1,58 \cdot 10^{-3} \frac{\lambda_r G_2}{\rho_2 F_k \delta_{3,2}^{1,6} (u_B - u_r)^{0,8}}, \quad (10.36)$$

а при распылении центробежным диском — по формуле:

$$\alpha_V = 160 \frac{b \lambda_r G_1}{\rho_p F_k \delta_{3,2}^{1,2} u_r^{0,4}} \left[ \frac{q(\rho_p - \rho_r)}{\rho_r} \right]^{0,2}, \quad (10.37)$$

где  $\lambda_r$  — коэффициент теплопроводности газа;  $G_1$ ,  $G_2$  — расход влажного и высушенного материала соответственно;  $\rho_2$ ,  $\rho_p$  — плотность сухих частиц и раствора соответственно;  $F_k$  — сечение камеры;  $u_B$ ,  $u_r$  — скорость витания частиц и газа в сушилке соответственно;  $b$  — степень заполнения сечения камеры факелом;  $\delta_{3,2}$  — диаметр сухих частиц.

Среднюю разность температур определяют из следующих соотношений:

при прямотоке сушильного агента и материала

$$\Delta t_{ср} = \frac{(t_1 - \vartheta_1) - (t_2 - \vartheta_2)}{2,31 g \frac{t_1 - \vartheta_1}{t_2 - \vartheta_2}}; \quad (10.38)$$

при противотоке

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{(t_1 - \vartheta_2) - (t_2 - \vartheta_1)}{2,31 \lg \frac{t_1 - \vartheta_2}{t_2 - \vartheta_1}}, \quad (10.39)$$

где  $t_1$  и  $t_2$  — начальная и конечная температуры теплоносителя;  $\vartheta_1$  и  $\vartheta_2$  — начальная и конечная температуры материала.

## 10.4. СЖИГАНИЕ ЖИДКИХ ОТХОДОВ

Горючие промышленные отходы, содержащие примеси мазута, масел, нефтепродуктов, отработанные растворители, спирты, эфиры, сжигают в специальных установках без добавления топлива.

Огневой метод используют для сжигания негорючих сточных вод. Сущность метода заключается в распылении сточных вод в топочные газы, имеющие высокую температуру (900—1000 °С). Вода при этом полностью испаряется, органические примеси сгорают с образованием газовых продуктов, а минеральные вещества образуют твердые или расплавленные частицы, которые затем улавливаются.

Разработан ряд технологических установок для огневого метода обезвреживания: без рекуперации тепла и очистки газов; без рекуперации тепла с очисткой газов; с рекуперацией тепла без очистки газов; с рекуперацией тепла и очисткой газов. Во всех этих схемах отсутствует рекуперация твердых отходов. Предложены схемы и с рекуперацией твердых отходов, выделяющихся при использовании огневого метода обезвреживания сточных вод.

Огневой метод требует больших затрат топлива на испарение воды и полного сгорания токсичных примесей. Обычно расход топлива (считая на условное) составляет 250—300 кг на 1 т сточной воды. Схема установки для сжигания сточных вод с рекуперацией тепла и очисткой газа показана на рис. 10.21.

Для сжигания горючих и негорючих сточных вод используют печи различной конструкции: камерные, шах-

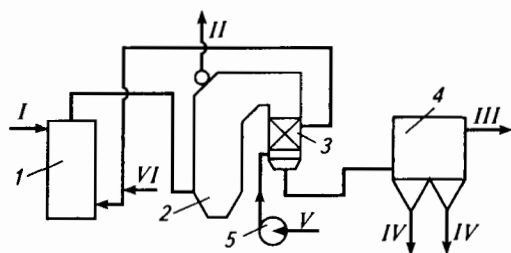
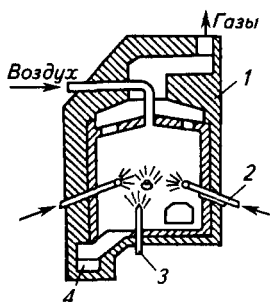
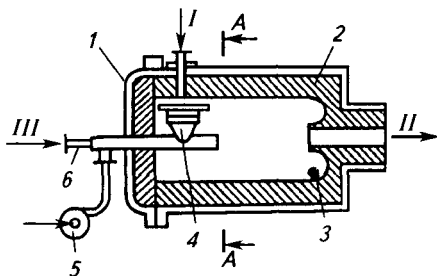


Рис. 10.21. Схема установки для сжигания сточных вод с рекуперацией тепла:

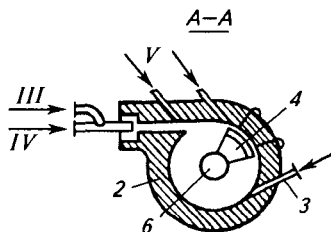
*I* — сточная вода; *II* — пар; *III* — газ; *IV* — пыль;  
*V* — воздух; *VI* — топливо;  
1 — печь; 2 — котел-утилизатор; 3 — воздухоподогреватель; 4 — аппарат для очистки газов; 5 — воздуходувка



**Рис. 10.22. Камерная цилиндрическая вертикальная печь:**  
 1 — корпус; 2 — форсунка; 3 — горелка; 4 — накопитель плава



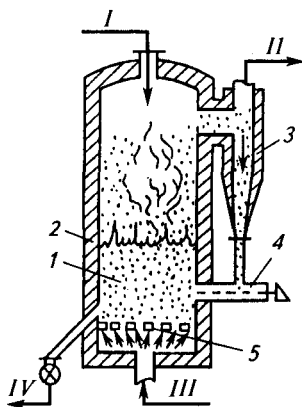
**Рис. 10.23. Циклонная печь:**  
 I — вторичный воздух; II — дымовые газы; III — топливо; IV — сточная вода; V — воздух;  
 1 — крышка; 2 — корпус; 3 — штуцер для подачи вторичного воздуха; 4 — экран; 5 — воздуходувка; 6 — горелка



тные, циклонные, с псевдоожиженным слоем. На рис. 10.22 показана схема камерной вертикальной печи. Имеются различные конструкции вертикальных и горизонтальных циклонных печей (рис. 10.23). Удельные нагрузки по сточной воде в них на 1,5—2 порядка выше, чем в камерных и шахтных печах. Схема печи с псевдоожиженным слоем показана на рис. 10.24. Такие печи просты по устройству, компактны, способны полностью обезвреживать сточные воды. Процесс сжигания происходит при 800—900 °С.

## 10.5. УСТАНОВКИ ОБЕЗВРЕЖИВАНИЯ СТОЧНЫХ ВОД ЖИДКОФАЗНЫМ ОКИСЛЕНИЕМ

Такие установки предложены для окисления органических веществ растворенным в воде кислородом воздуха



**Рис. 10.24. Печь с псевдоожиженным слоем:**  
 I — сточная вода; II — дымовые газы; III — псевдоожижающий газ; IV — твердый продукт;  
 1 — псевдоожиженный слой; 2 — корпус печи; 3 — циклон; 4 — шнек; 5 — решетка

при 150—375 °С и давлении 2—28 МПа. Их используют для обезвреживания бытовых сточных вод. В последнее время разработаны различные установки для обезвреживания промышленных сточных вод. На рис. 10.25 показана схема опытной установки жидкофазного окисления, разработанной в ГИПХ.

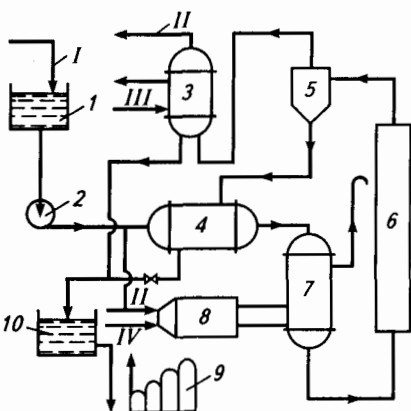
Для определения количества тепла, которое выделяется при окислении органических веществ, в первом приближении принимаем формула:

$$Q'_H = 3,2XPK, \quad (10.40)$$

где  $Q'_H$  — удельная теплота сгорания сточных вод, кДж/кг.

Это тепло можно использовать для различных целей, в том числе и для проведения процесса окисления.

Метод жидкофазного окисления имеет ряд преимуществ перед огневым методом обезвреживания: возможность обезвреживания сточных вод с низким содержанием различных веществ без предварительного концентрирования; продукты окисления остаются в сточной воде, но не содержат вредных веществ; не загрязняется воздух; метод легко контролируется и безопасен для обслуживающего персонала. Недостатки метода: неполное окисление некоторых органических веществ; значительная стоимость оборудования и высокая коррозия в кислых средах.



**Рис. 10.25. Установка для обезвреживания сточных вод жидкофазным окислением:**

*I* — сточная вода; *II* — воздух; *III* — охлаждающая вода; *IV* — топливо;  
 1, 10 — емкости; 2 — насос; 3 — конденсатор; 4, 7 — теплообменники; 5 — сепаратор; 6 — реактор; 8 — печь; 9 — компрессор

Для расчета установки задаются ее производительностью, начальной концентрацией органических веществ, давлением и температурой в реакторе, временем контакта, начальной температурой исходной воды, давлением греющего пара. Определяют: количество кислорода, необходимое для окисления; количество тепла, необходимое для нагрева сточной воды до заданной температуры; объемы емкостей и реактора; поверхность теплообменной аппаратуры.

При расчетах принимают: парогазовая фаза системы описывается уравнением идеальных газов; в реакторе находится вода с растворенным в ней воздухом и влажный насы-



ценный воздух, представляющий собой смесь сухого воздуха и насыщенного водяного пара с относительной влажностью  $\phi = 1$ .

Количество водяного пара в газовой фазе  $G_{\text{п}}$  (в кг/ч) равно:

$$G_{\text{п}} = G_{\text{в}}x, \quad (10.41)$$

где  $G_{\text{в}}$  — общий расход воздуха, кг/ч;  $x$  — влагосодержание воздуха в условиях процесса, кг влаги на 1 кг сухого воздуха, кг/кг.

Конечное содержание воды в жидкой фазе  $W_{\text{к}}$  (в кг/ч) составляет:

$$W_{\text{к}} = W_{\text{н}} - G_{\text{п}}, \quad (10.42)$$

где  $W_{\text{н}}$  — начальное количество воды в жидкой фазе, кг/ч.

Количество воздуха в газовой фазе с учетом его растворимости —  $G_{\text{в}}^{\text{п}}$  (в кг/ч) — равно:

$$G_{\text{в}}^{\text{п}} = G_{\text{в}} - W_{\text{к}}a_{\text{н}}, \quad (10.43)$$

где  $a_{\text{н}}$  — растворимость воздуха при температуре процесса и парциальном давлении воздуха, кг воздуха на 1 кг воды.

Значение  $G_{\text{в}}^{\text{п}}$  подставляют в (10.44) и выполняют расчет по формулам (10.45) и (10.46) до совпадения двух последних значений.

Объемный расход влажного воздуха  $V_{\text{в}}$  (в м<sup>3</sup>/ч) находят по формуле:

$$V_{\text{в}} = \frac{z_{\text{в}} G_{\text{в}}^{\text{п}} R_{\text{в}} T}{P} + \frac{z_{\text{п}} G_{\text{п}} R_{\text{п}} T}{P} \quad (10.44)$$

или

$$V_{\text{в}} = \frac{z_{\text{в}} G_{\text{в}}^{\text{п}} R_{\text{в}+\text{п}} T}{P}, \quad (10.45)$$

где  $z_{\text{в}}$ ,  $z_{\text{п}}$  — коэффициенты сжимаемости воздуха и водяного пара при температуре и давлении процесса соответственно;  $R_{\text{в}}$ ,  $R_{\text{п}}$ ,  $R_{\text{в}+\text{п}}$  — удельная газовая постоянная воздуха, водяного пара и влажного воздуха соответственно, Дж/(кг · К);  $T$  — температура процесса, К;  $P$  — общее давление системы, Па.

Объем реактора  $V_{\text{р}}$  (в м<sup>3</sup>) определяется из соотношения:

$$V_{\text{р}} = V_{\text{см}}\tau,$$

где  $V_{\text{см}}$  — объемный расход газожидкостной смеси, м<sup>3</sup>/ч;  $\tau$  — время пребывания газожидкостной смеси в реакторе, ч.

Количество тепла, поступающего с воздухом,  $Q_{\text{в}}$  (в кВт) составляет:

$$Q_{\text{в}} = \frac{I_{\text{в}}^{\text{т}} G_{\text{в}}}{3600}; \quad (10.46)$$

$$I_B^T = (1,01 + 1,97x)(T - 237) + 249x;$$

количество тепла, поступающего с жидкостью,  $Q_{\text{ж}}$  (в кВт)

$$Q_{\text{ж}} = \frac{W_{\text{к}} c_{\text{ж}} (T - 273)}{3600}; \quad (10.47)$$

количество тепла, уносимого влажным воздухом при температуре  $T$ ,  $Q_B^T$  (в кВт)

$$Q_B^T = \frac{I_B^T G_B^P}{3600}; \quad (10.48)$$

количество тепла, уносимого жидкостью,  $Q_{\text{ж}}$  (в кВт)

$$Q_{\text{ж}}^T = \frac{c_{\text{ж}}^* (W_{\text{к}} + W_{\text{к}} a_{\text{н}}) (T - 273)}{3600}; \quad (10.49)$$

количество тепла, выделяющегося в результате химической реакции,  $Q_{\text{реакц}}$  (в кВт):

$$Q_{\text{реакц}} = 3,55 \text{ХПК} q^0 \eta; \quad (10.50)$$

$$\eta = \frac{\text{ХПК}_{\text{н}} - \text{ХПК}_{\text{к}}}{\text{ХПК}_{\text{н}}}; \quad (10.51)$$

количество кислорода, необходимого для окисления органических веществ,  $q$  (в кг/ч)

$$q = q^0 \text{ХПК} \eta, \quad (10.52)$$

где  $I_B^T$  — теплосодержание воздуха, кДж/кг сухого воздуха;  $c_{\text{ж}}$  — удельная теплоемкость жидкости, кДж/(кг · К);  $c_{\text{ж}}^*$  — теплоемкость жидкости с растворенным в ней воздухом (численно равна  $c_{\text{ж}}$ ), кДж/(кг · К);  $q^0$  — количество органических веществ в сточной воде, кг/ч;  $\eta$  — степень снижения ХПК.

Поверхность теплообменников находят из уравнений теплопередачи. Для этого определяют количество тепла из теплового баланса, вычисляют коэффициенты теплопередачи и среднюю разность температур.

## 10.6. УСТАНОВКИ ДЛЯ ОБЕЗВРЕЖИВАНИЯ ТВЕРДЫХ ОТХОДОВ

Количество и состав твердых отходов зависят от вида производства, сырья, из которого получены готовые продукты, уровня технологии и т. д. Многие твердые отходы являются вторичными материальными ресурсами и подлежат переработке в готовую продукцию. В тех случаях, когда требуется удалять влагу из таких отходов, используют тепловую сушку.

Термическое обезвреживание производят прямым сжиганием или пиролизом твердых отходов. Сжиганию подвергают полимер-

ные материалы (пластмассы, смолы, резину), органические вещества с температурой плавления более 30—40 °С, текстильные отходы и др.

Теплота сгорания горючих отходов составляет 11 600—18 600 кДж/кг. Для сжигания требуется избыток воздуха от 40 до 100% по сравнению со стехиометрическим количеством. При сжигании органическая часть отходов превращается в газообразные вещества:  $\text{CO}_2$ ,  $\text{N}_2$ ,  $\text{NO}_x$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{HF}$ ,  $\text{HCl}$ ,  $\text{SO}_2$  и др. Минеральные вещества остаются в золе. Целесообразно проводить сжигание отходов с получением новых продуктов, которые можно использовать в производственном цикле в качестве сырья или промежуточных продуктов. Выделяющееся тепло необходимо использовать для получения пара.

Некоторые отходы (например, содержащие целлюлозу, резину, полимеры) подвергают пиролизу. Газообразные, жидкие и твердые продукты используют по-разному. Тепло для проведения процесса частично получается за счет тепла сгорания пиролизного газа. Например, получаемый при пиролизе резины (изношенных автомобильных покрышек) твердый углеродный остаток подвергают карбонизации и активации для переработки в активный уголь. Газообразные отходы этого процесса используют для получения тепла, а жидкие — в качестве связующего при получении гранул угля. Процесс пиролиза проводят при 600—850 °С.

Для сжигания и пиролиза твердых отходов используют печи разных конструкций. Наиболее широкое применение нашли барабанные, камерные, многоподовые, циклонные печи и печи с псевдоожиженным слоем.

Барабанная печь представляет собой наклонный стальной цилиндр длиной 15—20 м, футерованный изнутри огнеупорным материалом. Частота вращения барабана 0,8—2 мин<sup>-1</sup>. Недостатки печей: громоздкость, большая металлоемкость, высокие капитальные и эксплуатационные расходы.

Многоподовая печь представляет собой цилиндрическую камеру диаметром 3—7 м и высотой 4—15 м с 5—12 огнеупорными подами. Осадок движется сверху вниз через отверстия в подах. Дымовые газы движутся навстречу. По оси печи расположен полый вал, вращающийся с частотой 0,5—0,35 мин<sup>-1</sup>. К валу крепятся мешалки с зубьями для перемешивания осадка. Вал и отводы охлаждаются воздухом. Недостатки печей: необходимость применения дорогостоящих жаростойких чугунов, высокие эксплуатационные и капитальные затраты, наличие вращающихся элементов в зоне высоких температур, низкие удельные тепловые и весовые нагрузки топочного объема.

В печах с псевдоожиженным слоем в качестве инертного материала используют песок или фторопласт. Высота псевдоожиженного слоя составляет 0,5—1,5 м. Газы очищаются от пыли в циклоне или мокром фильтре.

---

## ГЛАВА 11

# СООРУЖЕНИЯ, МАШИНЫ И АППАРАТЫ ДЛЯ ПЕРЕРАБОТКИ ТВЕРДЫХ ОТХОДОВ

●

При создании новых и реконструкции действующих технологических объектов постоянно повышается доля процессов рекуперации, использования, обезвреживания и безопасного складирования твердых промышленных и бытовых отходов в общем технологическом процессе и усложняется решение этих задач. Это связано не только с определенным истощением запасов природных ископаемых и большим количеством уже накопленных и вновь образующихся отходов, но и с тем обстоятельством, что при постоянно растущих объемах осуществляемых природоохранных мероприятий по очистке сточных вод и отходящих газов образуется также значительное количество вторичных твердых (или «полужидких») материалов (осадков, шламов и др.) весьма сложного состава. Кроме того, во многих случаях недостаточно организованные сбор и складирование смешанных твердых отходов еще больше затрудняют рациональную переработку и использование. Много новых и непредвиденных проблем возникает также по мере эксплуатации шламохранилищ, отвалов, свалок, особенно в связи с исчерпанием их ресурса по приему отходов и приближением времени наступления так называемых «отдаленных эффектов».

Понятно, что перечень возможных способов переработки отходов и номенклатура необходимых для этого аппаратов, машин, технологических сооружений практически неограниченны. Задачу дальнейшего изложения в данной главе несколько облегчают искусственные ограничения, связанные с допущением, что основными способами переработки являются приемы разделения и концентрирования сложных материалов (обогащение), а также отдельные подготовительные операции измельчения, компактирования и т. д. Другие ограничения определяются принципом сформулированной на сегодня стратегии «инновационного управления» развитием технологии, в том числе и при проектировании систем переработки твердых отходов. Поэтому многие традиционные или общетехнические типы машин, аппаратов, сооружений мы считаем известными читателю и в данной главе рассматривать не будем.

В дальнейшем изложении (в основном обзорного характера) представлены некоторые специальные и комбинированные устройства и способы обогащения многокомпонентных материалов, разработанные применительно к задачам переработки природных полезных ископаемых и минералов. Именно такие или аналогичные устройства и способы перспективны для использования в проектах технологических систем рекуперации вторичных ресурсов твердых (прежде всего промышленных) отходов.

### 11.1. ОБОРУДОВАНИЕ ДЛЯ РАЗРУШЕНИЯ, ИЗМЕЛЬЧЕНИЯ И ДЕЗИНТЕГРАЦИИ МАТЕРИАЛОВ

В процессах дробления и измельчения твердых отходов широко используют соответствующие машины общепромышленного назначения: щековые, конусные, валковые, молотковые и роторные дробилки, дезинтеграторы, а также шаровые и стержневые мельницы, мельницы самоизмельчения, вибромельницы и струйные мельницы. Специфическим значение измельчения становится тогда, когда одновременно с общим уменьшением размеров частиц (кусков) частицы разных конечных размеров обогащаются (за счет так называемого «контрастного» изменения размеров) разными компонентами, составляющими исходный материал. Другими словами, размер частиц становится признаком их вещественного состава.

Характерной особенностью машин для такого *избирательного дробления* является совмещение дробления и классификации (например, грохочения, отвеивания и пр.) в одном агрегате. На рис. 11.1 показан пример дробилки ударного действия. Молотками материал дробится, мелкая фракция отходит через прозоры вращающегося конического барабанного грохота. При этом подрешеточная фракция обогащается относительно легко измельчаемым компонентом исходного материала. В ряде конструкций таких дробилок используют еще и отвеивание третьей фракции (подачей воздуха в дробилку).

В некоторых устройствах избирательное дробление, совмещенное с классификацией, осуществляют по принципу самоизмельчения (без дробящих тел),

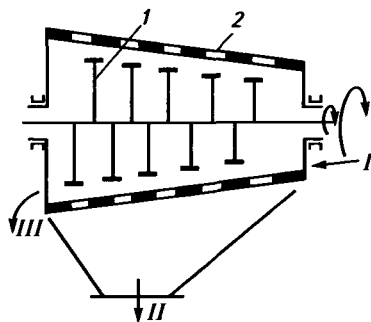


Рис. 11.1. Дробилка ударного действия для избирательного дробления: I — исходный материал; II — обогащенная фракция; III — порода; 1 — вал с дробящими молотками; 2 — барабан грохота

когда материал в барабанном грохоте поднимается и падает с высоты, заданной частотой вращения барабана. Куски, обогащенные менее прочными компонентами, при этом разрушаются. Значительное различие в прочности кусков разного состава определяет успех такого рода обогащающих операций. Показатель избирательности разрушения часто определяется как разность между извлечением (в %) интересующего компонента в обогащенный материал (с определенным размером его частиц) и суммарным выходом (в %) этого материала. Критерием для оценки возможности последующего (после разрушения) разделения материала на классы по определенным размерам частиц может служить отношение максимальных размеров частиц «крепкого» и «слабого» компонентов измельченного (разрушенного) материала. С ростом этого критерия различие в крупности частиц компонентов возрастает и эффективность обогащения увеличивается.

Избирательное изменение размеров частиц в процессах тонкого измельчения основывается на различиях в прочности и твердости компонентов исходного материала. В первом случае используют измельчение путем удара и раздавливания (например, шаровая мельница работает в водопадном режиме движения шаров), во втором — путем истирания (каскадный режим). Истирание используется даже в аппаратах с мешалками, перемешивающими пульпу обогащаемого материала.

Мельницы работают в замкнутом цикле с гидравлическими (при «мокроем» помоле) или воздушными (при сухом помоле) классификаторами. Эффект избирательности измельчения при этом усиливается за счет многократного прохождения трудноизмельчаемой фракции («песков») через мельницу. Классификаторами в таких циклах могут быть воздушные сепараторы отвесных частиц, гидравлические классификаторы для отстаивания и возврата «тяжелой» фракции, флотационные установки или грохоты для отбора нужных «тонких» фракций. В более тонкие фракции обычно переходят глинистые материалы, пирит, карбонаты и другие материалы, обладающие большей «трещиноватостью» в исходном продукте.

В практике переработки твердых отходов и «забалансных» руд нередко приходится иметь дело не с дроблением или измельчением, а с *дезинтеграцией* вторичных агрегатов частиц. В процессах дезинтеграции используют механическую неоднородность компонентов материала и «гидронестойкость» вмещающего компонента, например глины. Глинистые оболочки способны «распускаться» в воде на частицы и агрегаты изначальных размеров. За счет адсорбции некоторых ионов поверхностями микротрещин с одновременным связыванием воды, заполняющей таким образом щели и микротрещины, имеет место расклинивающий и разрушающий эффект.

Дезинтеграцию обычно осуществляют в промывочных барабанных грохотах, бутарах (совмещают грохочение с самоизмель-

чением за счет повышенной частоты вращения барабана-грохота), скрубберах (для труднопромывистых материалов) — барабанах с направляющими и транспортирующими лопастями на внутренней поверхности или с лопастным валом для той же цели. Используют также корытные мойки с бичами, саблями на помещенном в корыто валу, гидромониторы для намывания материала на классифицирующий грохот, мойки с вибрационным рабочим органом, ультразвуковые и некоторые другие типы дезинтеграторов.

В случаях когда полезному использованию или дальнейшей переработке материала препятствуют пленки, покрывающие поверхность его частиц, применяют устройства для *оттирки*, основанной на интенсивном износе поверхности частиц за счет механического (при перемешивании), ультразвукового или комбинированного воздействия.

Эффект селективности разрушения и измельчения частиц может быть увеличен применением *термодробления* (декрипитационного разрушения) и *термохимического разрушения*. При нагревании до 400—1100 °С такие материалы, как барит, кальцит, каменная соль, флюорит и др., растрескиваются, тогда как железистые и кварцевые, например, материалы разрушаются слабо. Естественно, что последовательная обработка сложного материала в печи нагрева или обжига, охладителе и измельчителе приведет к возможности отбора в классификаторе разных фракций, отличающихся вещественным составом. При термохимическом разрушении используют еще и теплоту гашения обожженного материала. За счет этого тепла часть «гасящей» воды превращается в пар, разрушая частицы огарка. Известно, например, что обожженный известняк при гашении переводится в тонкодисперсную фазу (она-то затем и отделяется от других компонентов).

Селективное разрушение компонентов материалов достигается и в установках *взрывного измельчения*. Материал в отдельной емкости выдерживают определенное время под давлением газа, заполняющего поры; вслед за этим открывают клапан, соединяющий эту емкость с другой, предварительно вакуумированной. За счет разности давлений материал быстро переходит во вторую емкость, частицы его при этом «взрываются» (по «слабым» компонентам) и, кроме того, дробятся при ударе о специальную бронированную плиту, вмонтированную во вторую емкость. Так «выкалывают», в частности, изумруды из вмещающих пород. Обычно же процессы такого рода используют как подготовку к обогащению материалов флотацией, например.

Перспективны для селективного разрушения твердых отходов устройства для реализации *электродинамического эффекта*, в основе которого лежат явления гидравлических ударных волн, кавитации, резонанса при высоковольтном разряде в жидкости.

Иногда операцию приспособления отходов к последующей переработке можно осуществить не измельчением, а изменением

структуры, фактуры, формы материала. В *дефибраторах*, например, придают волокнистую структуру древесным или целлюлозно-бумажным отходам для последующего изготовления древесноволокнистых плит, слоистых материалов разного назначения. Два размалывающих рифленых диска (ротор и статор) дефибратора оставляют волокна предварительно пропаренных отходов малоповрежденными, что является основой необходимой структуры и качества будущих плит.

Для придания определенной формы и размеров полуфабрикатам и товарным изделиям из различных отходов часто используют рубильные машины разного рода, высечные, гильотинные, рычажные, дисковые ножницы. В ряде случаев такие машины используют и в процессах, имеющих задачу только измельчения.

## **11.2. СООРУЖЕНИЯ И ОБОРУДОВАНИЕ ДЛЯ МЕХАНИЧЕСКОГО, ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКОГО И БИОХИМИЧЕСКОГО СПОСОБОВ УМЕНЬШЕНИЯ ОБЪЕМА ОТХОДОВ**

Во многих задачах транспортирования, складирования, обезвреживания, переработки и использования твердых отходов особое значение имеют уменьшение их объема (например, уплотнением, компактированием, таблетированием), а также снижение влажности, стабилизация состава, сокращение массы. В результате таких операций обычно значительно уменьшаются объем необходимого оборудования и расходы на дальнейшую переработку.

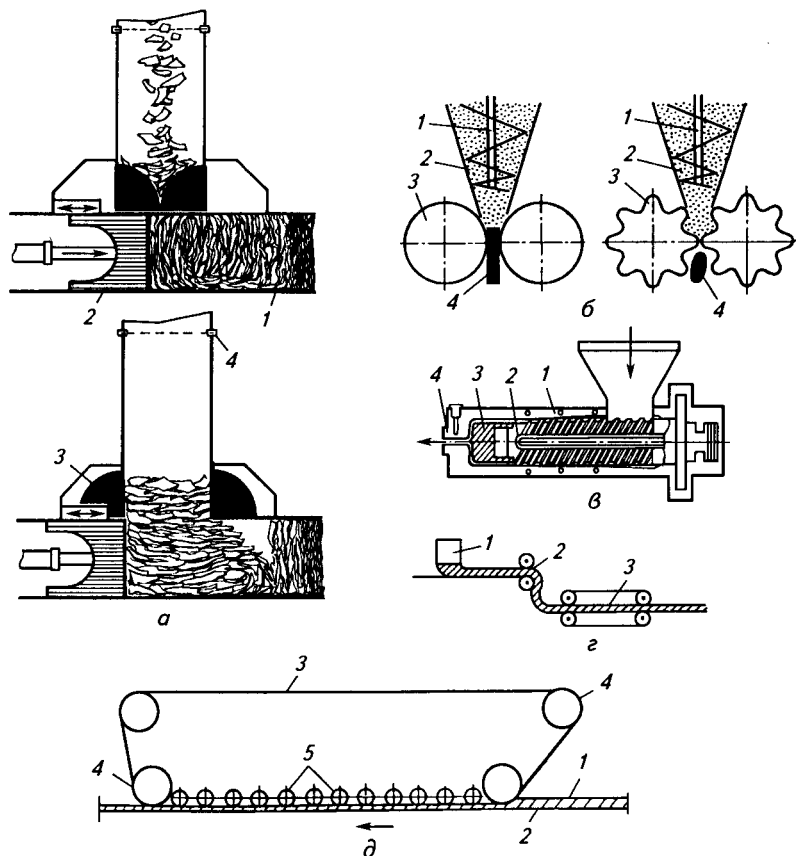
Механическое уменьшение объема материала (компактирование) производят с помощью разного рода *прессов* низкого (до ~7500 Па) и высокого давления. Такие прессы (рис. 11.2, а) могут иметь различные приводы, исполняются горизонтальными или вертикальными (в некоторых случаях — на подвижных устройствах) и, в зависимости от производительности, изготавливаются для использования в точках генерирования, сбора, складирования или переработки отходов. Некоторые показатели работы таких прессов:

Максимальный объем отходов в загрузочном бункере, м <sup>3</sup> . . . . .	0,7—7
Время рабочего цикла (загрузка, компактирование, разгрузка), с . . . . .	20—60
Давление прессования, Па . . . . .	1200—4500
Ход пуансона, м . . . . .	0,1—0,7
Снижение объема отходов . . . . .	в 2—8 раз

В таких прессах уплотняют отходы бумаги, картона, пластмасс, стружку различных материалов, некоторые композиции городских (бытовых) отходов.

Порошкообразные материалы уплотняют в разного рода прессовых *таблетировующих машинах*, в том числе в вальцевых прессах (рис. 11.2, б).





**Рис. 11.2. Схемы работы и устройства прессового оборудования:**

*а* — пресс для компактирования отходов (1 — цилиндр; 2 — пуансон; 3 — поворотный затвор; 4 — датчик уровня материала в приемном бункере); *б* — вальцевые прессы (1 — дозирующий шнек; 2 — исходный порошок; 3 — вальцы; 4 — плитки, брикеты); *в* — короткошнековый экструдер (1 — корпус с нагревающим устройством; 2 — шнек с трехзаходной нарезкой и срезанным перпендикулярно оси концом; 3 — зона пластикации материала; 4 — профилирующая головка); *г* — каландровый пресс (1 — бункер исходных отходов; 2 — узел каландрования; 3 — прижимное устройство); *д* — ленточно-роликовый пресс (1 — древесно-волоконистый «ковер» прессуемого материала; 2 — сетка главного конвейера прессы; 3 — лента прессы; 4 — барабаны; 5 — прессующие валки, или ролики)

Предварительное размягчение (пластикация) многих отходов пластических масс и придание им определенной формы путем продавливания через профилирующую головку достигается в шнековых (рис. 11.2, *в*), дисковых или поршневых *экструдерах*, снабженных устройствами для нагревания материала.

Прессы с горизонтально расположенными валами — *каландры* (рис. 11.2, з) используют для получения плит и листов из пластмассовых, бумажных, тканевых, резиновых и других отходов. Применением каландрования иногда удается прямая рекуперация вторичных материалов.

Широкое использование в изготовлении различных строительных, теплоизоляционных и других изделий на основе отходов могут найти *прессы ленточно-роликового типа* (рис. 11.2, д), применяющиеся в «сухом» или «полусухом» формовании и подпрессовке волокнистого ковра при изготовлении древесно-волоконистых плит. По принципу вакуум-фильтров работают *сеточные машины* для отливочного формования изделий из материалов, подаваемых на сетки таких машин в виде суспензии. Ясно, что многие виды оборудования специальной технологии разных производств могут быть использованы в рассматриваемых здесь приемах переработки твердых отходов.

Для физико-химических способов сокращения объема отходов используют сжигание, пиролиз, гидролиз и другие специфические способы химического превращения компонентов отходов. При сжигании, например, смешанных отходов, содержащих 15% пищевых отходов, 44% бумаги и картона, 3% пластмасс, 2% текстильных материалов, по 0,5% резины и кожи, 12% листьев деревьев, 2% древесины, 8% стекла, 6% оловосодержащей тары, 2% железа, 1% других металлов, 4% прочих загрязняющих материалов, получают зольный остаток, в котором содержание перечисленных компонентов составляет 3,2%; 10,9; 1,3; 0,2; 0,4; 2,3; 0,1; 32,9; 24,7; 8,2; 4,0; 11,8% соответственно при сокращении объема отходов — на 90%.

Сооружения и оборудование для таких процессов (печи, например), а также для процессов обезвоживания и сушки разного рода осадков и шламов подробно рассмотрены в предыдущих главах книги. Особого внимания в проектах заслуживают вопросы «контроля эмиссий» в такого рода процессах (особенно — термических): очистка отходящих газов, рекуперация энергии, использование газовых, жидких и твердых продуктов (продуктов пиролиза, например).

Многие органические материалы (бытовые и другие отходы), содержащие сахар, крахмалы, аминокислоты, гемицеллюлозы, некоторое количество целлюлозы, жиры, масла, воски, лигниноподобные вещества, лигноцеллюлозу, протеины, могут быть переработаны в гумусоподобный продукт за счет активности бактерий (а также грибов, дрожжей, актиномицетов) в процессе, называемом *компостированием*. Чаще всего компостирование осуществляют в аэробных условиях. Получающийся при этом продукт характеризуется цветом (от темно-коричневого до черного), относительно невысоким углерод-азотным отношением (10—20 вместо 35—50 для исходного материала), непрерывно изменяющимся составом вследствие активности микроорганизмов, высокой емкостью по обменным реакциям и водопоглощению.

Компостирование проводят в компостных валках, кучах, ямах, траншеях. Процесс обычно заканчивается за 5 недель, после чего необходимо еще 2—4 недели для окончательной стабилизации компоста. В период биохимической активности микрофлоры материал перелопачивают (для обеспечения доступа воздуха) и увлажняют (~ до 50%). Трудноразлагаемые отходы иногда компостируют с рециркуляцией части готового компоста. Оптимальной температурой процесса считают 45—55 °С (50—55 °С в первые несколько дней и около 55 °С — в последующем периоде). Существенно уменьшается биологическая активность при 66 °С. Для исключения потерь азота (с  $\text{NH}_3$ ) показатель рН в процессе не должен превышать 8,5.

Продукт компостирования приемлем для использования в сельском хозяйстве в качестве удобрения (вместо навоза, например) и кондиционера почвы, если он не содержит вредных примесей (тяжелых металлов и др.) и патогенной микрофлоры. Обычно от 6 до 8 тыс. м<sup>2</sup> земли требуется для производственного компостирования 50 т/сут отходов (типа муниципальных).

Более организованно (например, на мусороперерабатывающих заводах) компостирование осуществляют в сооружениях непрерывного действия типа барабанных или полочных печей при перемешивании и непрерывном подводе воздуха. Иногда используют компостирование на конвейере. В компост перерабатывают сельскохозяйственные отходы (навоз, птичий помет, льняную и конопляную костру, стебли и кочерыжки, непригодные корма), органические бытовые отходы, фекалии, осадки и илы от отстойников сточных вод, отходы кожевенных заводов, пищевых производств и пр.

Все большее значение в переработке органической части многих биоразлагаемых отходов приобретают *анаэробные процессы*, особенно производящие метансодержащий газ. Такие процессы в настоящее время рассматриваются в одном ряду с гидрогазификацией и пиролизом. Основными сооружениями для анаэробной ферментации являются *метантенки* (см. главу 9). При переработке отходов в метантенках обычно руководствуются следующим: размер частиц отходов должен соответствовать возможности их гидротранспорта и перемешивания; доля отходов в смеси с илом и осадком обычных метантенков станций аэрации сточных вод составляет 50—90% (чаще 60%); время пребывания в метантенке — 5—10 сут; нагрузка — 0,6—1,8 кг/(м<sup>3</sup> · сут); температура — 55—60 °С. В этих условиях биоразлагаемая часть муниципальных отходов, например, разлагается на 40—60% с выходом 0,5—0,7 м<sup>3</sup> газа (~ 60%  $\text{CH}_4$ , 40%  $\text{CO}_2$ ) на 1 кг отходов.

Полигоны и свалки бытовых и смешанных отходов, некоторые шламохранилища также целесообразно оснащать трубопроводами для сбора и транспортирования горючего газа, образующегося в нижних горизонтах при длительном хранении, и анаэробной биодеструкции отходов.

### 11.3. УСТРОЙСТВА ДЛЯ КОМБИНИРОВАННОГО ОБОГАЩЕНИЯ МАТЕРИАЛОВ

Сортировка смешанных и сложных материалов является одним из первых освоенных человеком методов их обогащения. Имеется множество разделительных признаков, на которых основаны способы сортировки. Различия в цвете, блеске, форме, размере кусков и проч. могут составить основу, например, *ручной сортировки*. Для механизированного процесса используют, кроме того, авторadiометрический, гамма-абсорбционный, рентгенорадиометрический, фотоядерный, нейтронно-абсорбционный, нейтронно-активационный, рентгенолюминесцентный и фотометрический способы, обычно называемые *радиометрической сортировкой*. В этих способах фиксируются и используются различия отраженного, рассеянного, прошедшего или генерируемого разными частицами (кусками) излучения того или иного вида. Основные узлы установок для сортировки включают в себя устройства формирования и подготовки транспортного потока материала, собственно сортирующую аппаратуру для определения сорта кусков через воздействие (например, облучением того или иного вида) и регистрацию эффекта воздействия [часто с использованием вычислительного устройства для расчета разделительного признака, отнесения частицы (куска) к определенному сорту и формирования команды на извлечение], исполнительные механизмы (механические, пневматические, электростатические, магнитоэлектрические и др.).

Обогащение сортировкой далеко не исчерпывает возможности и принципы разделения многокомпонентных материалов, в том числе твердых отходов.

Устройства для обогащения с использованием эффектов *взаимодействия кусков (частиц) различных материалов с рабочей поверхностью* сепаратора основаны на принципах разделения частиц по дальности отскока после упругого удара совокупности частиц об отбойную плиту, по различию траекторий частиц при движении по некоторой поверхности (вследствие разницы коэффициентов трения частиц разного вещественного состава или формы), по различию адгезии предварительно нагретых частиц к поверхности, покрытой термочувствительным веществом. В последнем случае (*термоадгезионное обогащение*) используют предварительный нагрев материала (например, с помощью ламп инфракрасного излучения) и транспортную ленту, покрытую термопластичным полимерным материалом или парафином. При этом разные по вещественному составу частицы нагреваются по-разному, вследствие чего по-разному пластифицируют находящийся под ними термочувствительный слой на ленте. Именно таким образом сульфидсодержащие, графитовые, хромитовые, турмалиновые и другие материалы, являющиеся «непрозрачными» и относительно сильно

нагревающиеся, временно адгезионно фиксируются на ленте. «Ненагревающиеся» же крупнокристаллические материалы (типа галита, сильвина, криолита, флюорита, кварцита, кальцита) удаляются с движущейся ленты свободно.

Широким набором типоразмеров используемого оборудования отличаются комбинированные методы обогащения и переработки отходов, основанные на *избирательности фазовых переходов компонентов* сложных материалов. Даже одного увеличения за этот счет подвижности отдельных компонентов отходов иногда достаточно для их разделения. Достигается же такое увеличение подвижности (наряду с концентрированием или обратным эффектом — селективным растворением с применением химических или биохимических реагентов) расплавлением, сублимацией, испарением. Особенно велико значение комбинированного обогащения для переработки «забалансных» руд и руд старых отвалов, материалов с полигонов и из шламохранилищ.

Для растворения (выщелачивания) применяют *чаны* с механическими мешалками или с пневматическим перемешиванием, *шнековые* (иногда многовальные) *растворители*, *пачуки* (с созданием таких условий аэрационного перемешивания, при которых обеспечивается жизнедеятельность интенсифицирующих выщелачивание бактерий), *автоклавы* (герметичные аппараты для растворения при повышенных температурах и давлениях). Уменьшения капитальных затрат достигают применением *кучного выщелачивания*. Требования к устройству и размеру куч обычно зависят от свойств выщелачивающего раствора. Обязательными считаются: тщательная подготовка площадки для куч (объемом, например, 10 тыс. т); применение изолирующих материалов (это могут быть полимерные пленки); учет климатических условий при определении времени работы.

Основными сооружениями для частичного или полного расплавления материалов являются конвективные, индукционные, дуговые, плазменные, электронно-лучевые и другие *печи*.

Возгонку осуществляют в *ретортах* (ретортных печах) периодического и непрерывного действия. Многочисленные процессы пиролитической переработки твердых отходов также можно отнести к разряду комбинированного обогащения.

В *электрических сепараторах* используют различия во взаимодействии заряженных частиц ( $< 5$  мм) разделяемых компонентов твердых материалов с электрическим полем. Заряд одного знака или величины сообщается частицам в основном непосредственным контактом с некоторым заряженным телом, сорбцией ионов на частицах, трибоэлектризацией (электризацией трением).

В простейшем электростатическом сепараторе частицы-проводники вместе с другими частицами всего материала подаются на заряженный барабан, получают заряд того же знака и отталки-

ваются от барабана. Другие частицы (непроводники) поляризуются и притягиваются к барабану.

В трибоэлектростатическом сепараторе трибозаряд частицы получают при трении, например, о пластину вибропитателя или в трубопроводе пневмотранспорта. Попадая затем на подсоединенный к одному из зажимов источника постоянного напряжения электрод (той или другой формы), частицы, соответственно знакам зарядов, либо удерживаются на нем, либо отталкиваются. Существо собственно обогащения при этом заключается в том, что при трении диэлектриков положительно заряжается диэлектрик с большей диэлектрической проницаемостью. Частицы разного вещественного состава располагаются, таким образом, в трибоэлектрические ряды, в которых предыдущие частицы более положительны, чем последующие. В таких рядах наблюдается еще и убывание твердости материалов, что также может быть использовано для разделения и тем самым — дополнительного обогащения материалов.

Различие диэлектрической проницаемости материала разных частиц само по себе дает возможность создания «диэлектрических» сепараторов с жидким диэлектриком, в котором создается неоднородное электрическое поле. Частицы материала с диэлектрической проницаемостью, большей проницаемости жидкой среды, втягиваются в области наибольшей напряженности поля, другие же частицы выталкиваются в направлении более «слабых» участков поля.

Типичным примером сепаратора, в котором используются поле коронного разряда и сорбция ионов на частицах, является электрофильтр для обеспыливания газов. Хорошо известно, например, обогащение пыли из электрофильтров сернокислотного производства (на основе колчедана) соединениями мышьяка.

В практике обогащения полезных ископаемых по разнице электропроводности минералов разделяют арсенопирит и полевой шпат, графит, асбест, барит, железо, известняк, флюорит и силикаты, пирит—шеелит и многие другие. Трибоэлектрический эффект успешно используют, например, для обогащения смесей апатит—кварц, асбест—серпентин, барит—кварц, галит—сильвин и др. На основании только этих примеров можно с уверенностью утверждать перспективность использования электросепараторов разного рода в практике переработки твердых промышленных отходов.

Большинство рассмотренных в данном разделе приемов специального обогащения\* может быть использовано не только самостоятельно, но и в комбинации с широко известными устройствами для флотации, отсадки, разделения в тяжелых средах и др.

---

\*Подробнее см., например, в кн.: *Б. Н. Кравец*. Специальные и комбинированные методы обогащения. М.: «Недра», 1986. 304 с.

---

## ГЛАВА 12

# ОСНОВЫ АВТОМАТИЗИРОВАННОГО ПРОЕКТИРОВАНИЯ УСТАНОВОК РЕКУПЕРАЦИИ ОТХОДОВ

●

В этой главе коротко изложены основы методологии автоматизированного проектирования установок рекуперации промышленных отходов. Требования к качеству воздуха и воды, организации и разработке замкнутых и оборотных циклов обуславливают необходимость создания установок, обеспечивающих глубокую очистку газов и жидкостей вплоть до достижения ПДК.

Рекуперационные установки представляют собой комплекс различных сооружений и аппаратов, в которых проводятся процессы извлечения примесей. Локальные очистные установки являются частью того или иного производства и необходимы для улавливания ценных компонентов из отходов для дальнейшего использования, т. е. для организации мало- и безотходного производства.

Проектирование и строительство установок включают в себя несколько стадий:

- 1) проведение предпроектных научно-исследовательских работ и составление технико-экономического обоснования; составление эскизного проекта;
- 2) разработка или синтез технологической схемы;
- 3) технологическое и конструкционное проектирование рекуперационной установки;
- 4) строительство установки;
- 5) пуск установки в эксплуатацию;
- 6) усовершенствование и коррекция режимов и параметров действующего оборудования.

Для сокращения сроков проектирования и получения научно обоснованных решений сложных задач необходимо использование методов математического моделирования на всех этапах проектирования. Для решения многообразных и взаимосвязанных задач проектирования применяют системы автоматизированного проектирования САПР, которые объединяют все разнообразные этапы проектирования. В основе функционирования САПР лежат принципы системного анализа.

Системный анализ (комплексный подход) — это основная стратегия комплексного (взаимосвязанного) исследования труд-

нонаблюдаемых и трудноустанавливаемых свойств и связей в любых объектах (аппаратах, технологических схемах) в виде целенаправленных систем, а также изучения свойств этих систем на базе широкого использования теоретических основ химической технологии и современных математических методов. Системный анализ — это стратегия и методология математического моделирования химико-технологических процессов и химико-технологических систем (ХТС).

ХТС — это совокупность связанных и действующих как одно целое технологических аппаратов, предназначенных для подготовки сырья, химических превращений и выделения целевых продуктов. Технологическая структура (или топология) ХТС характеризуется некоторым числом определенных типов аппаратов или элементов, числом простых технологических связей между аппаратами, числом замкнутых контуров.

Имеется несколько типовых технологических связей между аппаратами: последовательная, или однонаправленная; последовательная обводная (или байпас); встречно-однонаправленная (или противоток); параллельная; обратная технологическая связь по расходу вещества; перекрестно-рекуперативная.

Теория системного анализа подробно рассмотрена в работах академика В. В. Кафарова. С позиций системного анализа решаются задачи моделирования, оптимизации, управления и оптимального проектирования химико-технологических систем. Принципы создания безотходных производств также основаны на методах системного анализа. В этом случае производство рассматривается как замкнутая система, взаимодействующая с окружающей средой. Система состоит из ряда подсистем, тесно связанных одна с другой на разных уровнях.

Химическое производство представляет собой некоторую большую систему с характерными признаками: общие цели и назначение, большие размеры системы и большое число выполняемых ею функций, сложность поведения и наличие конкурирующих процессов.

Большие системы состоят из малых, которые включают в себя некоторые типовые процессы и их внутренние связи.

Первую, низшую ступень иерархии структуры безотходного производства образуют типовые процессы химической технологии и локальные системы управления ими. Вторую ступень представляют агрегаты, комплексы, управление которыми производится автоматизированными системами (АСУ ТП). На этой ступени иерархии рассматривается сочетание энергетических и химических узлов с образованием единой энерготехнологической системы, осуществляющей рекуперацию материальных и энергетических ресурсов. Третья ступень — это система управления всем предприятием (АСУ П).



При создании безотходных производств математическое моделирование используется для составления модели процесса или системы соответствующих уровней иерархии с учетом необходимости сведения к минимуму количества отходов. При построении математических моделей процессов учитывают стохастическую природу процессов и тем самым рассчитывают истинное время пребывания компонентов в аппарате и степень завершенности процесса. При построении математических моделей исходят из требования создания систем с комплексной переработкой сырья, оптимальным использованием вторичных материалов и энергетических ресурсов.

Изучение процессов в сложных технологических системах, разработка и проектирование этих систем в той или иной мере связаны с необходимостью построения достаточно надежных и полных математических моделей, являющихся основой развития методов расчета систем.

Математическое описание системы получают как совокупность математических описаний отдельных «элементарных» процессов. Для составления математического описания используют блочный принцип. Сначала разрабатывают модель гидродинамической структуры потоков в аппарате. Затем составляют уравнения кинетики химических процессов, тепло- и массообменных процессов с учетом гидродинамических условий. На последнем этапе получают единую систему уравнений математического описания объекта моделирования. Учитывают уравнения балансов энергии и масс, а также соотношения между различными параметрами процесса и ограничения на параметры.

Математические модели типовых технологических процессов являются основой автоматизированного проектирования химических производств.

Для оценки реальной гидродинамической структуры потоков предложены модели идеального вытеснения и идеального перемешивания, диффузионная модель, ячеечная модель и комбинированные модели. Они подробно описаны в литературе. Математические модели систем очистки газов и сточных вод должны отражать связь технологических показателей с эффективностью работы очистных сооружений и аппаратов.

При составлении математической модели для процессов любой сложности выделяют следующие основные группы переменных:

1) входные переменные  $x$ , которые не зависят от режима процесса, поэтому возможность воздействия на них отсутствует; для систем очистки это составы отходящих газов и сточных вод;

2) управляющие переменные  $u_j$ , которые оказывают прямое воздействие на ход процесса, например скорости потоков, дозы реагентов, продолжительность отстаивания, скорость фильтрации и т. д.;

3) возмещающие переменные  $z_i$ , которые случайным образом изменяются во времени в товарном реагенте;

4) выходные переменные  $y_i$ , величины которых зависят от режима процесса, т. е. от суммарного воздействия входных возмущающих и управляющих параметров.

Для определения выходных переменных  $y_i$  используют импульсный метод, ступенчатое возмущение или возмущение в виде случайного сигнала.

Математическая модель процесса устанавливает математическую взаимосвязь между его входными и выходными переменными:

$$y = F(x, u, z, k, D), \quad (12.1)$$

где  $k$  и  $D$  — конструкционные и технологические параметры.

Для технологических систем очистки в качестве отдельных блоков принимают каждое из сооружений или каждый аппарат. Для этих блоков составляют математические модели. Полную математическую модель получают, составляя ее из моделей отдельных блоков.

Математическое моделирование включает в себя три стадии:

1) формализация изучаемого объекта (построение его математической модели);

2) составление алгоритма для решения задачи на ЭВМ, с тем чтобы определить числовые значения параметров;

3) определение соответствия модели реальному процессу.

Выбор комплекса очистных сооружений и установление эффективных режимов связаны с использованием принципов оптимизации. При оптимизации рекуперационных схем очистки выделяют следующие этапы:

1) общий анализ задачи;

2) выбор вида критерия оптимизации;

3) выбор управляемых переменных и анализ их влияния на критерий оптимизации;

4) учет и анализ ограничений, накладываемых на процесс реальными возможностями и требованиями;

5) построение математической модели технологической схемы рекуперационной очистки;

6) выбор оптимальной стратегии исследования технологической схемы;

7) выбор метода оптимизации и выполнение оптимального расчета.

Каждый из этапов оптимизации характеризуется определенной спецификой и сложностью в зависимости от конкретного состава сооружений проектируемой технологической схемы очистки.

На первом этапе исследуются возможные технологические схемы очистки и в результате всестороннего изучения выбирается рациональная технологическая схема. Задача оптимального проектирования решается как задача оптимизации данной технологической схемы.

На втором этапе выбирается критерий оптимизации. Обычно это экономические критерии — приведенные затраты и производственный доход. При оптимальном варианте приведенные затраты (ПЗ) на очистку воздуха и воды и рекуперацию веществ должны быть минимальными:

$$\text{ПЗ} = C + E_n K, \quad (12.2)$$

где  $C$  — суммарные годовые эксплуатационные затраты, руб./год;  $E_n$  — нормативный коэффициент экономической эффективности капиталовложений,  $\text{год}^{-1}$ ;  $K$  — капитальные затраты на реализацию технологической схемы очистки сточных вод, руб.

В качестве обобщающего показателя экономической эффективности используется приведенный доход  $D_{\text{пр}}$ :

$$D_{\text{пр}} = \sum_{i=1}^n C_i V_i - C - E_n K, \quad (12.3)$$

где  $C_i$  — отпускная цена на продукты очистки, руб./ед. продукта;  $V_i$  — годовой объем выпуска и реализации продуктов очистки.

Максимальный приведенный доход адекватен минимальным приведенным затратам.

На третьем этапе устанавливают управляющие переменные, существенно и мало влияющие на величину критерия оптимизации. Сложность задачи оптимизации зависит от числа управляющих и управляемых переменных, поэтому при выборе их от проектировщика требуется знание физико-химических закономерностей технологических процессов.

На четвертом этапе производится учет ограничений на выходные переменные (качество очищенного воздуха, воды, осадков и т. п.) и на технологические ограничения (размеры аппаратов и сооружений, температура газов, воды и растворов, их концентрация и т. п.).

На пятом этапе составляют математические описания процессов, дают связь критерия оптимизации с управляемыми переменными, а также математическую трактовку всех ограничений.

На шестом этапе осуществляется выбор оптимальной стратегии исследования технологической схемы, так как расчет критерия оптимизации и проверка ограничений производятся многократно.

На седьмом этапе выполняют оптимальный расчет. Для его осуществления необходимо наличие специальных пакетов прикладных программ, которые реализуют различные методы оптимизации.

При расчете оптимальных параметров процессов могут быть применены методы линейного, нелинейного, геометрического и динамического программирования.

Задачи синтеза и анализа каждого из возможных альтернативных вариантов проектируемой технологической схемы очистки решаются в несколько этапов:

1) выбирают тип элементов ХТС в соответствии с заданной целью функционирования системы;

2) разрабатывают технологическую структуру или топологию ХТС, удовлетворяющую требованиям критерия оптимизации;

3) согласовывают параметры технологических потоков и определяют материальные нагрузки на элементы ХТК;

4) строят математические модели элементов ХТС;

5) решают задачи анализа функционирования ХТС.

В. В. Кафаровым с сотрудниками предложена методика автоматизированного технологического проектирования химико-технологических систем (ХТС). Методика является упрощенной. Она включает в себя пять стадий:

1) постановка задачи проектирования ХТС;

2) синтез альтернативного варианта ХТС;

3) анализ функционирования системы;

4) оптимизация параметров элементов и технологической топологии ХТС;

5) принятие решений по проектированию ХТС.

Методика проектирования ХТС представлена в виде блок-схемы на рис. 12.1.

На стадии синтеза дается предварительная оценка процессов взаимодействия отдельных элементов системы и их параметров. На стадии анализа функционирования системы дается оценка критериев эффективности и выдаются рекомендации по разработке алгоритмов для АСУ. На последней стадии с учетом результатов оптимизации и значений функциональных характеристик системы принимают решения об использовании данного альтернативного варианта для разработки проекта ХТС и проводят расчет параметров системы.

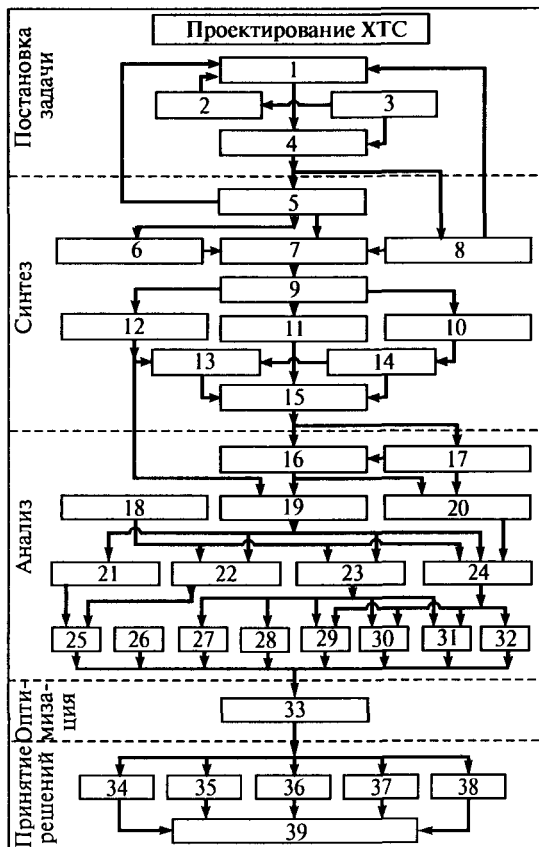
Для математического моделирования ХТС используют специальные программы цифрового моделирования (СПЦМ), построенные по блочному или декомпозиционному принципу. При использовании СПЦМ математическую модель каждого элемента получают в виде определенной совокупности математических моделей типовых технологических операторов, называемых модулями. Каждый элемент ХТС может быть описан совокупностью нескольких модулей.

В качестве примеров приведем математическое описание некоторых процессов. Для этого воспользуемся опубликованными данными.

**Математическое описание процессов абсорбции в насадочных колоннах.** Основными уравнениями процесса абсорбции являются уравнения материального баланса, равновесия и скорости передачи (см. главу 5). Принимается, что температура по высоте колонны задана и постоянна, а условия равновесия определяются законом Генри. Коэффициент массопередачи постоянен по высоте колонны. Переменными параметрами являются расходы жидкости  $L$  и газа  $G$ , концентрации абсорбируемого компонента в жидкой фазе  $x$  и в газовой  $y$ .

**Рис. 12.1. Вариант методики проектирования химико-технологической системы (ХТС):**

1 — постановка исходной задачи проектирования ХТС в соответствии с техническим заданием и технологическим регламентом на проектирование объекта химической промышленности; 2 — проведение дополнительных научно-исследовательских и инженерно-технических работ для уточнения технического задания и технологического регламента; 3 — анализ исходных данных; 4 — формулировка задания на проектирование ХТС; 5 — определение критерия эффективности функционирования ХТС; 6 — определение предельного значения критерия эффективности ХТС в соответствии с современным уровнем аппаратного оформления технологических операций; 7 — выбор технологических критериев эффективности технологических операторов; 8 — определение желаемых или предельных значений функциональных характеристик ХТС в соответствии с современным уровнем аппаратного оформления технологических операций; 9 — разработка функциональной схемы ХТС и выбор типов технологических операций; 10 — выбор типов элементов (технологических операторов); 11 — выбор структуры технологических связей ХТС; 12 — определение параметров физико-химических свойств технологических потоков и характеристик равновесия; 13 — разработка приближенных или простых математических моделей элементов; 14 — выбор параметров элементов; 15 — разработка априорной математической модели ХТС; 16 — выделение элементов, изменение которых оказывает наибольшее влияние на чувствительность ХТС; 17 — определение материально-тепловых нагрузок на элементы (расчет материально-тепловых балансов); 18 — компоновка производства и размещение оборудования; 19 — разработка более точных стационарных и динамических моделей элементов; 20 — уточнение значений параметров элементов; 21 — информационная модель ХТС; 22 — математическая модель для исследования надежности и случайных процессов функционирования ХТС; 23 — математическая модель динамических режимов функционирования ХТС; 24 — математическая модель стационарных режимов функционирования ХТС; 25 — значение характеристик помехозащищенности; 26 — значение характеристик надежности; 27 — значение характеристик наблюдаемости; 28 — значение характеристик управляемости; 29 — исследование гидравлических режимов технологических потоков ХТС; 30 — значение характеристик устойчивости; 31 — значение характеристик чувствительности; 32 — значение критерия эффективности ХТС; 33 — оптимизация ХТС; 34 — алгоритмы для АСУ ХТС; 35 — параметры технологического режима; 36 — параметры насосов, компрессоров и другого вспомогательного оборудования; 37 — параметры элементов ХТС; 38 — технологическая топология ХТС; 39 — выдача заданий на проектирование объекта химической промышленности



Гидродинамический режим в насадочной колонне определяется скоростью движения взаимодействующих фаз: пленочный режим — при  $\omega_r/\omega_{инв} < 0,45$ ; промежуточный режим — при  $0,45 < \omega_r/\omega_{инв} < 0,85$ ; турбулентный режим — при  $0,85 < \omega_r/\omega_{инв} < 1,0$ ; режим эмульгирования — при  $1,0 < \omega_r/\omega_{инв}$  (где  $\omega_r$  — скорость газа в колонне,  $\omega_{инв}$  — скорость газа, соответствующая инверсии фаз).

В случае модели идеального вытеснения уравнения процесса для элемента колонны имеют вид:

$$G \frac{dy}{dh} - K_v(y - y_p) = 0; \quad (12.4)$$

$$L \frac{dx}{dh} + K_v(y - y_p) = 0; \quad (12.5)$$

$$y_p = mx;$$

граничные условия

$$h = 0, \quad y = y_0(0); \quad h = H, \quad x = x_0(h),$$

где  $K_v$  — объемный коэффициент массопередачи;  $y_0, y_p$  — концентрация компонента в газовой фазе на входе в колонну и равновесная концентрация соответственно;  $m$  — константа фазового равновесия;  $h$  — высота элемента колонны;  $H$  — высота колонны;  $x_0$  — концентрация компонента в жидкости на входе в колонну.

Аналитическое решение системы уравнений дает следующие выражения для расчета профилей концентраций газа и жидкости по высоте колонны:

$$y(h) = \frac{aLK_v}{\frac{a}{LK_v} + \exp \frac{ha}{GL}} y_0(0); \quad (12.6)$$

$$x(h) = \frac{\frac{ma}{LK_v}}{\left(1 - \frac{a}{LK_v}\right) - \exp \frac{ha}{GL}}. \quad (12.7)$$

Значение  $a$  вычисляется как

$$a = LK_v - K_v m G.$$

**Математическое описание процесса осаждения.** Математические модели для отстойника можно использовать для предсказания количества оседающего твердого вещества из поступающих в отстойник сточных вод или для предсказания количества загрязнений, поступающих на следующую стадию процесса очистки. Рассматривается осаждение дискретных частиц, т. е. частиц, которые имеют фиксированную форму и не образуют агломератов. При

поршневом движении частиц зависимость их концентрации на выходе  $c_e$  от концентрации на входе  $c_0$  задается уравнением:

$$c_e = c_0 \left( 1 - \frac{w_0}{v} \right), \quad (12.8)$$

где  $w_0$  — скорость осаждения частицы;  $v$  — скорость осаждения частицы, вычисленная из соотношения  $v = Q/F$  (здесь  $Q$  — расход жидкости,  $F$  — площадь осаждения).

Для  $n$  последовательных отстойников

$$c_e = c_0 \left( 1 - n \frac{w_0}{v} \right)^n. \quad (12.8a)$$

Для полного перемешивания

$$c_e = \frac{c_0}{1 - w_0/v}; \quad (12.9)$$

$$c_e = \frac{c_0}{(1 + n w_0/v)^n}. \quad (12.10)$$

В предельном случае, когда  $n \rightarrow \infty$ ,

$$c_e = c_0 \exp\left(-\frac{w_0}{v}\right). \quad (12.11)$$

При наличии плотностных течений и циркуляции внутри отстойника получается более сложная зависимость:

$$c_e = \frac{c_0(1-r)}{\beta \left[ 1 - \left( \frac{\varphi}{\gamma} \right)^n \right] - r \left( \frac{\varphi}{\gamma} \right)^n}, \quad (12.12)$$

где  $\beta = \frac{w_0/v}{w_0/v + 1/(1-r)}$ ;  $\gamma = 1 + \frac{w_0(1-r)}{v r n}$ ;  $\varphi = \frac{1/(1-r)}{w_0/nv + 1/(1-r)}$ ;  $r = \frac{Q'}{Q+Q'}$ ;  $Q$  — объемный расход потока;  $Q'$  — объемный расход противотока.

При  $n \rightarrow \infty$

$$c_e = \frac{c_0(1-r) \exp\left[-\frac{w_0}{v}(1-r)\right]}{1 - r \exp\left(-\frac{w_0}{v} \frac{1-r^2}{r}\right)}. \quad (12.13)$$

Наиболее часто при проектировании эффективность процесса в зависимости от времени осаждения устанавливают экспериментально. Причем эффективность осаждения для заданной взвеси

растет пропорционально корню четвертой или пятой степени из времени пребывания ее в аппарате.

**Математическая модель коридорного аэротенка с барботажной аэрацией.** Распределение концентраций компонентов по пространственным координатам и во времени в результате переноса с потоком и путем диффузии, а также в результате химических превращений описывается различными соотношениями, которые являются основой математических моделей биологических реакторов. Наиболее часто используют однопараметрическую диффузионную модель:

$$\left. \begin{aligned} w \frac{dc}{dl} - D_T \frac{d^2 c_1}{dl^2} + \beta_{\text{ож}}(c_1^* - c_1) - \psi f_k(s, c_1) &= 0 \\ w \frac{ds}{dl} - D_T \frac{d^2 s}{dl^2} - f_k(s, c_1) &= 0, \end{aligned} \right\} \quad (12.14)$$

где  $w$  — средняя скорость течения иловой смеси в аэротенке, м/с;  $c_1$  — концентрация кислорода в воде, кг/м<sup>3</sup>;  $c_1^*$  — равновесная концентрация кислорода, кг/м<sup>3</sup>;  $l$  — длина аэротенка, м;  $D_T$  — коэффициент турбулентной диффузии, м<sup>2</sup>/с;  $\beta_{\text{ож}}$  — объемный коэффициент массоотдачи, с<sup>-1</sup>;  $f_k(s, c_1)$  — функция, характеризующая кинетику биоокисления;  $s$  — концентрация субстрата по БПК<sub>5</sub>, кг О<sub>2</sub>/м<sup>3</sup>;  $\psi$  — потребление кислорода на окисление 1 кг субстрата, кг/кг.

В коридорных аэротенках возникает продольное перемешивание, что обусловлено турбулентной диффузией. При ширине коридора 8—10 м, глубине 4—5 м и обычной интенсивности аэрации (1—2 м<sup>3</sup> воздуха на 1 м<sup>3</sup> объема аэротенка в час) коэффициент турбулентной диффузии в продольном направлении составляет ~0,3 м<sup>2</sup>/с.

При общей длине аэротенка  $L = 200 \div 400$  м и среднем времени пребывания в нем иловой смеси 4—6 ч число Рейнольдса  $Re = w l / D_T = 12 \div 25$ . Это означает, что перенос растворенных веществ с потоком позволяет рассматривать аэротенк такого типа как реактор идеального вытеснения. Для таких реакторов характерно уменьшение остаточной концентрации субстрата и скорости окисления загрязнений по мере удаления от точки ввода иловой смеси. Так как интенсивность аэрации по всей длине аэротенка поддерживается одинаковой, концентрация кислорода в воде по мере движения ее по аэротенку возрастает. Уравнения, характеризующие распределение концентраций субстрата и кислорода, имеют вид:

$$w \frac{ds}{dl} - \frac{k_0}{1 - c_1/c_1^*} s_0 \gamma_1^2 = 0; \quad (12.15)$$

$$w \frac{dc_1}{dl} + \beta_{\text{ож}}(c_1^* - c_1) - \psi \frac{k_0}{1 - c_1/c_1^*} s_0 \gamma_1^2 = 0, \quad (12.6)$$

где  $k_0$  — константа скорости окисления, с<sup>-1</sup>;  $\gamma_1$  — относительная остаточная концентрация загрязнений;  $\gamma_1 = s/s_0$  (здесь  $s_0$  — начальная концентрация субстрата в аэротенке по БПК<sub>5</sub>, кг О<sub>2</sub>/м<sup>3</sup>).



Граничные условия:

$$s = s_0 \quad \text{и} \quad c_1 = 0 \quad \text{при} \quad l = 0,$$

где

$$s_0 = \frac{G_n s_n + G_2 s_2}{G_n + G_2}; \quad (12.17)$$

$G_n, G_2$  — объемный расход поступающей воды и рециркуляционного потока соответственно,  $\text{м}^3/\text{с}$ ;  $s_n, s_2$  — концентрация субстрата в поступающей сточной воде и рециркуляционном потоке по БПК<sub>5</sub>,  $\text{кг О}_2/\text{м}^3$ .

Мгновенные значения концентрации субстрата на входе в аэротенк связаны с соответствующими мгновенными значениями концентрации на выходе из аэротенка соотношениями:

$$s = s_0 \left( \frac{1}{1 + \frac{k_{\text{ад}} \tau}{s_0/s_{0\text{ад}}}} \right)^2 \quad \text{при} \quad s_0 > s_{0\text{ад}}; \quad (12.18)$$

$$s = s_0 \left( \frac{1}{1 + k_{\text{ад}} \tau} \right)^2 \quad \text{при} \quad s_0 < s_{0\text{ад}}, \quad (12.19)$$

где  $k_{\text{ад}} = \beta_v c_1^* / (\alpha s_{0\text{ад}})$  — начальная концентрация субстрата в адаптационных условиях по БПК<sub>5</sub>,  $\text{кг О}_2/\text{м}^3$  ( $\alpha$  — коэффициент);  $\tau$  — текущее время, ч.

Если изменение начальной концентрации субстрата описывается некоторой периодической функцией  $s = s_0(\tau)$  с периодом  $T$ , то среднее значение относительной концентрации субстрата на выходе из аэротенка будет:

$$\gamma_{\text{ср}} = \frac{s_{\text{вых}}^{\text{ср}}}{s_{0\text{ад}}} = \frac{1}{T s_{0\text{ад}}} \left\{ \int_0^{T/2} s_0(\tau) \left[ \frac{1}{1 + \frac{k_{\text{ад}} \tau_{\text{ср}}}{s_0(\tau)/s_{0\text{ад}}}} \right]^2 d\tau + \int_{T/2}^T s_0(\tau) \left[ \frac{1}{1 + k_{\text{ад}} \tau_{\text{ср}}} \right]^2 d\tau \right\}, \quad (12.20)$$

где  $\tau_{\text{ср}}$  — среднее время пребывания иловой смеси в аэротенке, ч.

На практике можно пользоваться формулой:

$$\gamma_1 = \left( \frac{2}{2 + k_0 \tau} \right)^2. \quad (12.21)$$

# ГЛАВА 13

## ПРИМЕРЫ РАСЧЕТОВ

### 13.1. РАСЧЕТ ПЕРВИЧНЫХ ОТСТОЙНИКОВ

**Пример 1.** Определить степень извлечения  $\mathcal{E}$  взвешенных веществ из отстойной зоны глубиной 3600 мм через 60 мин отстаивания для двух случаев: 1) отстаивание суспензии в условиях свободного осаждения частиц твердой фазы без флокуляции или коагуляции и 2) отстаивание суспензии с флокуляцией или коагуляцией частиц твердой фазы в процессе осаждения.

В табл. 13.1 представлены экспериментально полученные значения концентрации взвешенных в отстаиваемой суспензии частиц на разных глубинах идеального лабораторного отстойника при различном времени отстаивания.

**Решение.** При свободном осаждении среднюю величину  $C_{\tau}/C_H$  во всей зоне отстаивания глубиной 3600 мм через 60 мин можно приближенно вычислить как среднюю арифметическую

Таблица 13.1. Отношение  $C_{\tau}/C_H$  на разной глубине  $h$  идеального лабораторного отстойника ( $C_{\tau}$  — концентрация твердой фазы в суспензии через время  $\tau$ ,  $C_H$  — начальная концентрация твердой фазы)

$h$ , мм	Отношение $C_{\tau}/C_H$ при продолжительности отстаивания $\tau$ , мин					
	15	30	45	60	90	180
<i>Первый случай</i>						
400	0,65	0,23	0,10	0,05	0,03	0,01
1200	0,96	0,81	0,62	0,46	0,23	0,06
2000	0,98	0,94	0,85	0,73	0,52	0,16
2800	0,99	0,97	0,93	0,86	0,70	0,32
3600	1,00	0,98	0,96	0,92	0,83	0,46
<i>Второй случай</i>						
400	0,65	0,23	0,10	0,05	0,03	0,01
1200	0,77	0,50	0,28	0,17	0,09	0,02
2000	0,81	0,54	0,33	0,21	0,11	0,03
2800	0,85	0,57	0,38	0,25	0,13	0,04
3600	0,90	0,60	0,40	0,27	0,14	0,04

значений  $C_{\tau}/C_H$ , экспериментально полученных (см. табл. 13.1) для каждой глубины (от 400 до 3600 мм):

$$(C_{\tau}/C_H)_{\text{ср1}} = \frac{0,05 + 0,46 + 0,73 + 0,86 + 0,92}{5} \approx 0,60.$$

Степень извлечения равна:

$$\Theta_1 = 1 - (C_{\tau}/C_H)_{\text{ср1}} = 0,40 = 40\%.$$

Аналогично для флокулированных частиц:

$$(C_{\tau}/C_H)_{\text{ср2}} = \frac{0,05 + 0,17 + 0,21 + 0,25 + 0,27}{5} = 0,19;$$

$$\Theta_2 = 1 - 0,19 = 0,81 = 81\%.$$

Очевидно, что при наличии данных, аналогичных приведенным в табл. 13.1, возможно решение и обратной задачи: по требуемой эффективности отстаивания  $\Theta$  для заданного времени оседания  $\tau$  можно подобрать необходимую глубину отстойной зоны. При определении величины  $\Theta$  удобнее использовать графическую зависимость  $C_{\tau}/C_H$  (или  $\Theta = 1 - C_{\tau}/C_H$ ) от глубины  $h$  и времени отстаивания  $\tau$ . Оба аргумента —  $h$  и  $\tau$  — можно привести к одному —  $h/\tau$ , называемому гидравлической крупностью  $w$  (табл. 13.2). Например, если за 15 мин частицы проходят путь, равный 400 мм, то гидравлическая крупность составит

$$w = \frac{400}{15 \cdot 60} = 0,44 \text{ мм/с},$$

т. е. на этой глубине через 15 мин осядут частицы, размеры которых равны или больше размеров частиц, оседающих со скоростью 0,44 мм/с. Поэтому гидравлическая крупность приобретает смысл

**Таблица 13.2. Гидравлическая крупность  $w$  частиц, выделившихся из суспензии на разных глубинах при отстаивании (в мм/с)**

Глубина отстойника $h$ , мм	Гидравлическая крупность частиц $w$ при продолжительности отстаивания $\tau$ , мин					
	15	30	45	60	90	180
400	0,445	0,223	0,148	0,111	0,074	0,037
1200	1,330	0,665	0,443	0,332	0,221	0,110
2000	2,220	1,110	0,740	0,555	0,370	0,185
2800	3,120	1,560	1,040	0,780	0,520	0,260
3600	4,000	2,000	1,330	1,000	0,665	0,332

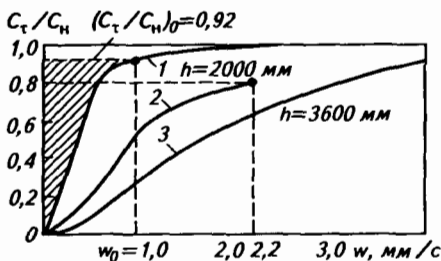


Рис. 13.1. Зависимости относительной концентрации взвешенных веществ в отстаиваемой суспензии от скорости осаждения (гидравлической крупности) осевших частиц:

1, 2, 3 — см. текст

не отстойной зоны будет соответствовать своя кривая (кривые 2 и 3 на рис. 13.1).

Определим степень извлечения  $\Theta$  взвешенных веществ из отстойной зоны глубиной 3600 мм через 60 мин отстаивания (первый случай) более корректно.

Если длина отстойника  $L$  и ширина  $B$ , а глубина отстойной зоны  $H$ , то среднее время пребывания  $\tau$  в нем суспензии при расходе  $Q$  (в  $\text{м}^3/\text{с}$ ) составит:

$$\tau = LBH/Q.$$

Введем понятие «охватывающей скорости»  $w_0 = Q/(LB)$ , тогда

$$\tau = \frac{LBH}{Q} = \frac{H}{w_0},$$

т. е. охватывающая скорость приобретает смысл скорости осаждения таких частиц, которые за время  $\tau$  полностью выводятся из отстойной зоны. Выводятся также все частицы, оседающие со скоростями  $w > w_0$ . Поэтому  $\Theta_1 = 1 - (C_\tau/C_n)_0$  [значение  $(C_\tau/C_n)_0$  при этом соответствует  $w_0$  на рис. 13.1] — степень извлечения только частиц с гидравлической крупностью, равной и большей  $w_0$ . Величина же  $(C_\tau/C_n)_0$  имеет смысл остаточного содержания в суспензии частиц, оседающих со скоростью  $w < w_0$ . Значение  $\Theta_1$  легко найти по рис. 13.1 как  $1 - (C_\tau/C_n)_0$ , причем  $(C_\tau/C_n)_0$  берется по кривой 1 для  $w_0$ . Степень извлечения  $\Theta_2$  частиц с меньшей гидравлической крупностью ( $w < w_0$ ) можно определить как среднее расстояние от кривой осаждения 1 (на заштрихованном участке) до горизонтали  $(C_\tau/C_n)_0$ , т. е.

$$\Theta_2 = \frac{1}{w_0} \int_0^{(C_\tau/C_n)_0} w d\left(\frac{C_\tau}{C_n}\right).$$

скорости осаждения. По данным табл. 13.1 и 13.2 построены графики на рис. 13.1, а именно  $C_\tau/C_n = f(w)$ . Часто строят зависимости  $\Theta = f(w)$ . Для суспензии со взвешенными частицами (первый случай) все экспериментальные точки (для всех глубин) укладываются на одну кривую 1 (см. рис. 13.1); если суспензии содержат флокулирующие (второй случай) в процессе осаждения частицы, то каждой глубине

Значение интеграла можно вычислить по площади  $S$  на рис. 13.1. Итак, общую степень извлечения  $\Theta$  можно записать как

$$\Theta = \Theta_1 + \Theta_2 = 1 - \left(\frac{C_\tau}{C_H}\right)_0 + \frac{1}{w_0} \int_0^{(C_\tau/C_H)_0} w d\left(\frac{C_\tau}{C_H}\right).$$

Определим числовое значение  $w_0$ :

$$w_0 = \frac{H}{\tau} = \frac{3600}{60 \cdot 60} = 1 \text{ мм/с.}$$

При  $w_0 = 1$  мм/с (кривая 1, рис. 13.1) величина  $(C_\tau/C_H)_0 = 0,92$ . Тогда  $\Theta_1 = 1 - 0,92 = 0,08$ , т. е. степень очистки воды от частиц, оседающих со скоростью 1 мм/с и более, составляет 8%.

Далее, по кривой 1 можно определить степень извлечения  $\Theta_2$ :

$$\Theta_2 = \frac{1}{w_0} \int_0^{(C_\tau/C_H)_0} w d\left(\frac{C_\tau}{C_H}\right) = \frac{Sm_{\text{абс}} m_{\text{орд}}}{w_0} = 0,34,$$

где  $m_{\text{абс}}$  и  $m_{\text{орд}}$  — масштабы  $w_0$  и  $C_\tau/C_H$  на осях абсцисс и ординат (см. рис. 13.1).

Следовательно, степень очистки воды от мелких частиц составляет 34%.

Таким образом,  $\Theta = 8 + 34 = 42\%$ , что достаточно мало отличается от ранее вычисленной величины.

Значение  $\Theta$  в рассмотренном случае не зависит от глубины отстойной зоны. При отстаивании, сопровождающемся флокуляцией или коагуляцией, кривые осадения и вычисленные с их помощью значения эффективности отстаивания различны для отстойников разной глубины.

**Пример 2.** Определить размеры горизонтального отстойника для осветления 2000 м<sup>3</sup>/ч сточной воды с начальной концентрацией 200 мг/л взвешенных веществ до конечного их содержания 120 мг/л (достаточного, например, для подачи воды на биохимическую очистку). Кинетика осадения в покое характеризуется кривой 2 на рис. 13.1. Глубина отстойной зоны принята равной 2 м.

**Решение.** Определяем требуемый эффект осветления  $\Theta$ :

$$\Theta = \frac{C_H - C_K}{C_H} = \frac{200 - 120}{200} = 0,4.$$

Для такого значения  $\Theta$  необходимо подобрать охватывающую скорость  $w_0$  и соответствующую величину  $(C_\tau/C_H)_0$ , используя для этого уравнение:

$$\Theta = 1 - (C_\tau/C_H)_0 + \frac{1}{w_0} \int_0^{(C_\tau/C_H)_0} w d\left(\frac{C_\tau}{C_H}\right)$$

и зависимость  $C_{\tau}/C_H = f(w)$ , представленную на рис. 13.1 (кривая 2).  
Таковыми значениями являются:

$$w_0 = 2,2 \text{ мм/с} \quad \text{и} \quad (C_{\tau}/C_H)_0 = 0,8.$$

При расчете реального отстойника необходимо знать (см. СНиП II-32)  $w_{0\phi}$  — фактически возможную охватывающую скорость (предельную гидравлическую крупность), учитывающую влияние многих дополнительных факторов на отстаивание:

$$w_{0\phi} = \frac{1000kH}{\alpha\tau\left(\frac{kH}{h}\right)^n} - \omega = \frac{1000 \cdot 0,5 \cdot 2}{1 \cdot 908 \left(\frac{0,5 \cdot 2}{2}\right)^{0,25}} - 0,05 = 1,26 \text{ мм/с},$$

где  $k = 0,5$ ;  $\alpha = 1$  (при температуре отстаивания  $20^\circ\text{C}$ );  $H = h = 2 \text{ м}$ ;  $\tau = H/w_0 = 2000/2,2 = 908 \text{ с}$ ;  $n = 0,25$ ;  $\omega = 0,05$  для назначенной скорости воды в отстойнике  $v = 10 \text{ мм/с}$  (смысл этих коэффициентов и их значения см. в главе 6).

Находим длину отстойной камеры из выражения:

$$LBw_{0\phi}k = vBH = Q.$$

В расчете, приведенном в СНиП II-32, рекомендуется еще раз использовать коэффициент  $k$ , обеспечивая тем самым запас расчетной величины  $L$  отстойной камеры. Из предыдущего выражения получаем:

$$L = \frac{vH}{w_{0\phi}k} = \frac{10 \cdot 2}{1,26 \cdot 0,5} = 31,7 \text{ (м)}.$$

Определяем ширину отстойной камеры:

$$B = \frac{Q}{3600Hv} = \frac{2000}{3600 \cdot 2 \cdot 0,01} = 30 \text{ (м)},$$

или

$$B = \frac{Q}{kw_{0\phi}L \cdot 3600} = \frac{2000}{0,5 \cdot 1,26 \cdot 31,7 \cdot 3600} = 30 \text{ (м)}.$$

Может быть выбран типовой отстойник, имеющий пять секций, каждая шириной 6 м и длиной 30 м.

Дополнительно к заданию рассчитываем радиус радиального отстойника. Если принять  $w_{0\phi}$  рад. отстойника =  $w_{0\phi}$  гор., то

$$R = \sqrt{\frac{Q}{3,6k_p w_{0\phi}}} = \frac{2000}{3,6 \cdot 3,14 \cdot 0,45 \cdot 1,26} \approx 18 \text{ (м)}.$$

**Пример 3.** Определить размеры открытой отстойной камеры (типа горизонтального отстойника) для отстаивания  $2900 \text{ м}^3/\text{ч}$  сточной суспензии исходя из опытных данных, полученных в лабораторных условиях.

Опыты по отстаиванию проводили в сосуде, в котором суспензию с коагулирующими частицами твердой фазы перемешивали лопастной мешалкой. Суспензию с разными расходами в отдельных опытах непрерывно подавали в сосуд, непрерывно же отводили и осветленную воду и изменяли интенсивность перемешивания в сосуде так, чтобы во всех опытах получалась одна и та же степень осаждения  $\Theta$ . При этом измеряли отнесенные к единице объема сосуда затраты энергии на перемешивание  $W$  (в  $\text{Вт}/\text{м}^3$ ) и результаты измерений представляли величиной  $G$  (в  $1/\text{с}$ ), рассчитанной по выражению:

$$G = \sqrt{W/\mu}, \quad (13.1)$$

где  $\mu$  — динамическая вязкость суспензии;  $G$  — градиент скорости движения суспензии при перемешивании. Величину  $G$  иногда называют критерием Кэмпса; она определяет касательное напряжение  $\tau_{\text{н}}$  в движущейся жидкости ( $\tau_{\text{н}} = \mu G$ ).

Данные опытов, в которых подачу суспензии в сосуд оценивали значением охватывающей скорости  $w_0$ , следующие:

$G, 1/\text{с}$ . . . . .	0,1	0,2	0,3	0,4
$w_0, \text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ . . . . .	0,0000974	0,0001461	0,0001948	0,0001461

Таким образом, при увеличении градиента скорости  $G$  до  $0,3 1/\text{с}$  можно увеличивать подачу суспензии на отстаивание без изменения его эффективности  $\Theta$  (с ростом  $G$  до определенного предела увеличивается число столкновений коагулирующих частиц сточной суспензии). При дальнейшем увеличении интенсивности перемешивания жидкости в сосуде ( $G > 0,3$ ) для сохранения прежнего значения  $\Theta$  пришлось снизить подачу суспензии (уменьшить величину  $w_0$ ).

Отдельно исследовали также отстаивание той же сточной жидкости при ее движении с разной скоростью потока по лотку. Дополнительных перемешивающих устройств при этом не применяли. В этих опытах установили, что при увеличении средней скорости потока в лотке до  $v = 38,1 \text{ мм}/\text{с}$  начинается унос отстоявшейся твердой фазы со дна лотка. Такой вторичный унос в опытах с перемешиванием жидкости в сосуде наблюдали при  $G \geq 0,31/\text{с}$ .

**Решение.** Определяем размеры отстойной камеры из выражения для ее гидравлического радиуса  $R$ , значение которого можно выразить через необходимый градиент скорости  $G$  в камере (таковым является  $G = 0,31/\text{с}$ ). Градиент же скорости в камере можно найти из уравнения, определяющего ее гидравлическое сопротивление  $h_{\text{г}}$ :

$$h_{\Gamma} = \lambda \frac{L}{4R} \frac{v^2}{2g}, \quad (13.2)$$

где  $\lambda$  — коэффициент трения;  $\lambda = f(\text{Re})$ , и для турбулентного движения в отстойнике  $\lambda = 0,3164/\text{Re}^{0,25}$  (с достаточной точностью в расчете можно принять  $\lambda = 0,032$ );  $L$  — искомая длина отстойника, м.

Умножая обе части уравнения (13.2) на  $Q_{\text{prg}}$  ( $\rho$  — плотность суспензии; в расчете принята равной  $1000 \text{ кг/м}^3$ ) и учитывая уравнение расхода  $Q = vBH$  ( $B$  и  $H$  — ширина и глубина отстойной камеры, м), получим:

$$Q_{\text{prg}} h_{\Gamma} = Q_{\text{prg}} \lambda \frac{L}{4R} \frac{v^2}{2g} = vBHL \frac{\lambda}{8R} \rho v^2 = \lambda \frac{LHB}{8R} \rho v^3.$$

Делением результата на  $BHL$  (объем камеры) получим удельные затраты (в единицу времени) энергии  $W$  потока жидкости на создание градиента скорости в камере, другими словами — затраты энергии на преодоление сопротивления трения в потоке (в  $\text{Вт/м}^3$ ):

$$W = \lambda \frac{\rho v^3}{8R}. \quad (13.3)$$

Удельные затраты энергии в проектируемой камере должны быть равны определяемым из выражения (13.1) затратам энергии  $W$  в опытном сосуде с мешалкой. Напомним, что при моделировании процессов перемешивания сохраняют постоянным значение энергии, вводимой в единицу объема перемешиваемой жидкости в единицу времени. Поэтому

$$\lambda \frac{\rho v^3}{8R} = \mu G^2. \quad (13.3a)$$

Из равенства (13.3a) будем иметь:

$$R = \frac{\lambda \rho v^3}{8\mu G^2} = \frac{\lambda v^3}{8\nu G^2},$$

где  $\nu$  — кинематическая вязкость.

Выражение

$$G = \sqrt{\frac{\lambda \rho v^3}{8R\mu}} = \sqrt{\frac{\lambda v^3}{8R\nu}}$$

можно использовать для поверочного расчета действующих отстойников.



Гидравлический радиус  $R$  равен:

$$R = \frac{0,032 \cdot 1000 \cdot 0,0381^3}{8 \cdot 1 \cdot 10^{-3} \cdot 0,32} = 2,46 \text{ (м)},$$

где 0,0381 — предельно возможная скорость потока в отстойной камере (в опытах с отстаиванием в лотке при этой скорости начинается вторичный унос), м/с;  $\mu_{20} \cdot \text{с} = 1 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ .

Глубину  $H$  отстойника можно найти из выражения, определяющего гидравлический радиус открытой камеры прямоугольного сечения

$$R = \frac{BH}{B+2H} = \frac{Q/v}{Q/(vH)+2H},$$

откуда

$$\begin{aligned} H &= \frac{Q}{4vR} - \sqrt{\left(\frac{Q}{4vR}\right)^2 - \frac{Q}{2v}} = \\ &= \frac{2900}{3600 \cdot 4 \cdot 0,0381 \cdot 2,46} - \sqrt{\left(\frac{2900}{3600 \cdot 4 \cdot 0,0381 \cdot 2,46}\right)^2 - \frac{2900}{3600 \cdot 2 \cdot 0,0381}} = \\ &= 2,16 - \sqrt{4,66 - 10,60}. \end{aligned}$$

Из полученного результата (отрицательная величина под корнем) следует, что неправильно была предварительно задана величина  $v$ , т. е. соотношение между  $[Q/(4vR)]^2$  и  $Q/(2v)$  не может быть любым; ограничения (индекс  $\text{lim}$ ) для входящих в эти выражения величин определяются тем, что

$$\frac{Q^2}{16v^2R^2} = \frac{Q}{2v},$$

откуда

$$Q = Q_{\text{lim}} = 8v_{\text{lim}}R_{\text{lim}}^2,$$

или

$$R_{\text{lim}} = \sqrt{\frac{Q_{\text{lim}}}{8v_{\text{lim}}}}. \quad (13.4)$$

Если последнее выражение подставить в уравнение

$$G = \sqrt{\frac{\lambda v^3}{8Rv}},$$

то получим:

$$G = \frac{\lambda v_{\text{lim}}^3}{8v\sqrt{Q_{\text{lim}}/8v_{\text{lim}}}},$$

откуда после простых преобразований

$$v_{\text{lim}} = \sqrt[7]{\frac{8G^4 v^2 Q_{\text{lim}}}{\lambda^2}} = \sqrt[7]{\frac{8 \cdot 0,34 \left(\frac{10^{-3}}{10^3}\right)^2 \frac{2900}{3600}}{0,032^2}} = 0,0339 \text{ (м/с)} < 0,0381 \text{ (м/с)}.$$

Новое значение  $R$  найдем по (13.4):

$$R_{\text{lim}} = R = \sqrt{\frac{2900}{3600 \cdot 8 \cdot 0,0339}} = 1,72 \text{ (м)}$$

(величина  $Q$  задана, ее изменять нельзя) и рассчитаем глубину отстойника  $H$ :

$$H = \frac{2900}{3600 \cdot 4 \cdot 0,039 \cdot 1,72} - 0 = 3,47 \text{ (м)}.$$

Находим ширину отстойной зоны камеры:

$$BHv_{\text{lim}} = Q; \quad B = \frac{2900}{3600 \cdot 3,47 \cdot 0,0339} = 6,87 \text{ (м)}.$$

Длина отстойника составит:

$$\frac{Q}{w_0} = LB; \quad L = \frac{Q}{w_0 B} = \frac{2900}{3600 \cdot 0,0001948 \cdot 6,87} = 593 \text{ (м)}.$$

Для сокращения общей предварительно найденной длины сооружения следует повторить расчеты, задаваясь отстойником с рядом параллельных по ходу воды секций (возможность последовательного секционирования обычно ограничена необходимостью движения воды самотеком с определенным гидравлическим уклоном). Создание такого сооружения приведет к снижению значений  $v$  и  $G$  в секциях. Для сохранения оптимального значения градиента скорости, очевидно, следует установить перегородки в камере (рис. 13.2), т. е. осуществ-

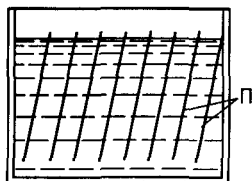


Рис. 13.2. Простейший тонкослойный отстойник (П — перегородки)

вить тонкослойное отстаивание. Только при использовании такого отстойника увеличивается смоченный периметр, уменьшается гидравлический радиус и должным образом возрастает величина  $G$ .

В качестве дополнительного примера отметим, что продольные тонкие перегородки, установленные в отстойной секции, позволяют (в опытах со сточной водой машиностроительного предприятия, содержащей коагулированные сульфатом алюминия взвеси) увеличить производительность секции по воде в 1,5 раза при неизменной степени отстаивания.

**Пример 4.** Для условий, указанных в Примере 3, вычислить максимальную глубину отстойной части при скорости потока  $v$  воды в отстойнике 10 мм/с. При этом средний градиент скорости должен составлять  $0,3 \text{ с}^{-1}$ . (В условиях предварительного коагулирования взвесей солями железа или алюминия оптимальные значения  $G$  могут превышать  $1 \text{ с}^{-1}$ .)

**Решение.** Вычисляем гидравлический радиус  $R$ :

$$R = \frac{\lambda v^3}{8vG^2} = \frac{0,032 \cdot 0,01^3}{8 \cdot 1 \cdot 10^{-6} \cdot 0,3^2} = 0,0445 \text{ (м)}.$$

Находим глубину  $H$  отстойника:

$$H = \frac{Q}{4vR} - \sqrt{\left(\frac{Q}{4vR}\right)^2 - \frac{Q}{2v}} = \frac{2900}{3600 \cdot 4 \cdot 0,01 \cdot 0,0445} - \sqrt{\left(\frac{2900}{3600 \cdot 4 \cdot 0,01 \cdot 0,0445}\right)^2 - \frac{2900}{3600 \cdot 2 \cdot 0,01}} = 0,0445 \text{ (м)}.$$

Гидравлический радиус как определяющий геометрический размер равен расстоянию между пластинами. Таким образом, требуется тонкослойный отстойник с расстоянием между пластинами примерно 45 мм.

## 13.2. РАСЧЕТ АЭРОТЕНКОВ

**Расчет с использованием обобщенных (критериальных) уравнений кинетики биохимического окисления.** Исходным выражением для определения необходимого времени пребывания  $\tau$  сточной жидкости в аэротенке является очевидная функциональная зависимость:

$$L_H - L_\tau = \Delta L = f(L_H, a_{\text{см}}, \tau, k), \quad (13.5)$$

где  $L_H$  и  $L_\tau$  — концентрации загрязнений в исходной сточной воде и иловой смеси после аэротенка, выраженные (например, по БПК<sub>полн</sub>) в г  $\text{O}_2$  на  $1 \text{ м}^3$  жидкости;  $a_{\text{см}}$  — концентрация активного ила (по сухой его части) в аэротенке, выраженная

в единицах массы ила в  $1 \text{ м}^3$  иловой смеси в сооружении;  $k$  — константа скорости биохимического окисления, выраженная в  $\text{сут}^{-1}$ ,  $\text{ч}^{-1}$ ,  $\text{с}^{-1}$  и т. д.

В соответствии с теорией размерностей из указанных в функции (13.5) переменных можно составить три безразмерных комплекса  $\pi_i$  с функциональной связью между ними

$$f_1(\pi_1, \pi_2, \pi_3) = 0,$$

где  $\pi_1 = \Delta L/L_H$  — степень извлечения загрязнений из сточной воды в сооружении;  $\pi_2 = kt$  — критерий, характеризующий данную частную кинетику окисления;  $\pi_3 = L_H/a_{\text{см}}$  — нагрузка загрязнений на активный ил.

Экспериментальные данные для получения явного вида функции  $f_1$  взяты из опыта эксплуатации большого числа промышленных аэротенков для очистки городских сточных вод и обобщены следующими уравнениями:

для аэротенков вытеснения

$$\pi_{1\text{см}} = \frac{\pi_{2\text{см}}}{b + 1,03\pi_{2\text{см}}}, \quad (13.6)$$

где  $b = 1,9 \cdot 10^{-2}\pi_{3\text{см}} + 3 \cdot 10^{-3}$ ; индекс «см» характеризует параметры смешения воды на входе в аэротенк с рециркулятом активного ила (рис. 13.3);

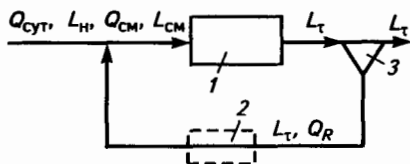
для аэротенков смешения

$$\pi_2 = \frac{\pi_1}{(1 - \pi_1)^2} b, \quad (13.7)$$

где  $b = 2,1 \cdot 10^{-2}\pi_3 + 5,6 \cdot 10^{-5}$ .

**Пример 5.** Рассчитать аэротенк вытеснения (см. рис. 13.3) по следующим данным: суточный расход сточных вод  $Q_{\text{сут}} = 9000 \text{ м}^3/\text{сут}$ ; содержание начального  $L_H$  и возможного конечного  $L_T$  загрязнений воды (по БПК<sub>5</sub>) соответственно составляет 200 и 20 мг  $\text{O}_2/\text{л}$ ; средняя температура обработки в аэротенке  $12,5 \text{ }^\circ\text{C}$ ; кратность циркуляции  $R = 30\%$ ; доза ила по сухой его части в сооружении  $a_{\text{см}} = 2500 \text{ мг/л}$ .

**Решение.** Для вычисления  $\pi_{1\text{см}} = (L_{\text{см}} - L_T)/L_{\text{см}}$  — степени очистки воды в аэротенке — найдем  $L_{\text{см}}$  из материального баланса смешения воды, подаваемой на очистку, и рециркулята  $Q_R$  из вторичного отстойника:



**Рис. 13.3.** Схема к Примеру 5:  
1 — аэротенк; 2 — регенератор; 3 —  
вторичный отстойник

$$Q_{\text{сут}}L_H + Q_R L_T = L_{\text{см}}(Q_{\text{сут}} + Q_R).$$

Отсюда

$$L_{\text{см}} = \frac{L_{\text{н}} + RL_{\tau}}{1 + R}; \quad R = \frac{Q_R}{Q_{\text{сут}}}$$

Таким образом,

$$L_{\text{см}} = \frac{200 + 0,3 \cdot 20}{1 + 0,3} = 158,5 \text{ (мг O}_2\text{/л)}; \quad \pi_{1\text{см}} = \frac{158,5 - 20}{158,5} = 0,874.$$

Время пребывания сточной воды в аэротенке  $\tau = \pi_{2\text{см}}/k$  определяется по рассчитанному значению [из выражения (13.6)]  $\pi_{2\text{см}}$ :

$$\pi_{2\text{см}} = \frac{b\pi_{1\text{см}}}{1 - 1,03\pi_{1\text{см}}};$$

$$b = 1,9 \cdot 10^{-2} \frac{L_{\text{см}}}{a_{\text{см}}} + 3 \cdot 10^{-3} = 1,9 \cdot 10^{-2} \frac{158,5}{2500} + 3 \cdot 10^{-3} = 4,21 \cdot 10^{-3}.$$

Таким образом,

$$\pi_{2\text{см}} = \frac{4,21 \cdot 10^{-3} \cdot 0,874}{1 - 1,03 \cdot 0,874} = 3,68 \cdot 10^{-2};$$

$$\tau = \frac{3,68 \cdot 10^{-2}}{0,1417} = 0,26 \text{ (сут)} = 6,24 \text{ (ч)}.$$

В расчете принято:

$$k = k_{20^{\circ}\text{C}} \text{const}^{t^{\circ}\text{C} - 20} = 0,2 \text{ сут}^{-1} \cdot 1,047^{(12,5 - 20)} = 0,1417 \text{ сут}^{-1}.$$

Значения  $k_{20^{\circ}\text{C}} = 0,2 \text{ сут}^{-1}$  и  $\text{const} = 1,047$  взяты для бытовых сточных вод.

Время пребывания сточной воды (а не смеси воды с рециркулятом) в аэротенке равно:

$$\tau' = \tau(1 + R) = 6,24(1 + 0,3) = 8 \text{ (ч)}.$$

Объем аэротенка  $V_a$  составляет:

$$V_a = Q_{\text{сут}}\tau' = 9000 \cdot \frac{8}{24} = 3000 \text{ (м}^3\text{)}.$$

С накоплением опытных значений  $k$  для производственных сточных вод приведенный метод расчета можно считать достаточно универсальным.

**Расчет аэротенков смешения по методу Эккенфельдера.** Для расчета аэротенков смешения, наиболее широко используемых для очистки промстоков и их смесей с бытовыми водами, достаточно корректным является метод Эккенфельдера, основанный на использовании опытных значений констант скорости процесса для стоков разного качества. В этом случае основным уравнением является:

$$\frac{L_H - L_\tau}{a\tau} = k_3 L_\tau, \quad (13.8)$$

где  $k_3$  — коэффициент, показывающий, какое количество воды в единицу времени можно подавать на очистку из расчета на 1 г беззольной части активного ила в аэротенке,  $\text{м}^3/(\text{г} \cdot \text{ч})$ .

Некоторые опытные значения  $k_3$  для аэротенков-смесителей приведены ниже:

Городские стоки . . . . .	0,0011—0,0017
Стоки предприятий синтетического каучука . . . . .	0,0028
Стоки предприятий химической промышленности (с загрязнениями, пригодными для биохимического окисления) . . . . .	0,00006
Стоки предприятий органического синтеза . . . . .	0,0015
Стоки нефтехимических предприятий . . . . .	0,00028

**Пример 6.** Определить необходимую концентрацию активного ила иловой смеси в аэротенке смешения, предназначенном для биохимического окисления загрязнений стоков нефтехимического предприятия. Начальная концентрация органических загрязнений по БПК<sub>5</sub> равна  $150 \text{ г О}_2/\text{м}^3$ . После очистки концентрация загрязнений не должна превышать  $10 \text{ г О}_2/\text{м}^3$ . Время пребывания в аэротенке 10 ч.

**Решение.** В соответствии с формулой (13.8)

$$a = \frac{L_H - L_\tau}{k_3 L_\tau \tau} = \frac{150 - 10}{0,00028 \cdot 10 \cdot 10} = 5000 \text{ (г/м}^3\text{)}$$

беззольного ила, что составляет  $\sim 7 \text{ кг/м}^3$  сухого ила при 30%-й его зольности.

**Расчет аэротенков-вытеснителей по методу Яковлева.** При расчете аэротенка-вытеснителя с регенератором или без него по этому методу необходимое время пребывания сточной жидкости  $\tau_a$  в самом аэротенке (в ч) определяют по эмпирическому уравнению:

$$\tau_a = \frac{2,5}{a^{0,5}} \lg \frac{L_H}{L_\tau},$$

где  $a$  — концентрация активного ила (по беззольной части) в аэротенке, г/л.

Время окисления загрязнений сточных вод в сооружениях (в аэротенке и регенераторе)  $\tau_0$  равно:

$$\tau_0 = \frac{L_N - L_\tau}{a_{cp}(1-s)\rho}, \quad (13.9)$$

где  $a_{cp}$  — средневзвешенная (средняя расчетная) концентрация «сухого» активного ила в комплексе аэротенк—регенератор;  $\rho$  — найденная по опытным данным средняя удельная скорость окисления загрязнений; при расчете времени  $\tau_0$  по формуле (13.9) опытные значения  $\rho$  умножаются на коэффициент 0,85, определяющий запас времени;  $s$  — зольность ила (~ 30%).

**Пример 7.** Рассчитать аэротенк вытеснения с регенератором (см. рис. 13.3) для следующих условий: расход сточных вод, содержащих органические кислоты, 2000 м<sup>3</sup>/ч; начальная концентрация загрязнений по БПК<sub>20</sub> равна 250 г O<sub>2</sub>/м<sup>3</sup>; конечная концентрация не более 25 г O<sub>2</sub>/м<sup>3</sup>; расчетная скорость окисления 40 мг O<sub>2</sub>/(г·ч); концентрация активного ила (по сухой его части) в аэротенке 3 г/л, в регенераторе — 5 г/л.

**Решение.** Время пребывания  $\tau_a$  иловой смеси в аэротенке равно:

$$\tau_a = \left[ \frac{2,5}{(0,7 \cdot 3)^{0,5}} \right] \lg \frac{250}{25} = 1,725 \text{ (ч)}.$$

Кратность  $R$  циркуляции составляет:

$$R = Q_R/Q,$$

где  $Q_R$  — расход рециркулирующей иловой смеси;  $Q$  — заданный расход сточных вод; зольность ила принята равной 30%.

Поскольку

$$Q_R a_R = (Q + Q_R) a_{cm},$$

где  $a_R$  и  $a_{cm}$  — концентрация ила в рециркуляте и в смеси рециркулята с заданной сточной водой соответственно,

то

$$R a_R = (1 + R) a_{cm}; \quad R = \frac{a_{cm}}{a_R - a_{cm}} = \frac{3}{5 - 3} = 1,5.$$

Время окисления  $\tau_0$  во всем сооружении [по формуле (13.9)] равно:

$$\tau_0 = \frac{250 - 25}{4 \cdot 0,7 \cdot 40 \cdot 0,85} = 2,36 \text{ (ч)}.$$

Величина  $a_{cp}$  предварительно принята равной 4 г/л.

Время регенерации:

$$\tau_p = \tau_o - \tau_a = 2,36 - 1,725 = 0,635 \text{ (ч)}.$$

Время пребывания сточных вод в аэротенке:

$$\tau'_a = \tau_a(1 + R) = 1,725(1 + 1,5) = 4,3 \text{ (ч)}.$$

Условное время пребывания сточных вод в регенераторе:

$$\tau'_p = \tau_p R = 0,635 \cdot 1,5 = 0,95 \text{ (ч)}.$$

Объем аэротенка:

$$V_a = 2000 \cdot 4,3 = 8600 \text{ (м}^3\text{)}.$$

Объем регенератора:

$$V_p = 2000 \cdot 0,95 = 1900 \text{ (м}^3\text{)}.$$

Выбираем трехкоридорный аэротенк длиной 78 м, глубиной 4,4 м и шириной одного коридора 9 м по типовому проекту.

Проверяем, правильно ли принята величина  $a_{cp}$ :

$$a_{cp} = \frac{2000(1 + 1,5) \cdot 3 + 2000 \cdot 1,5 \cdot 5}{2000(1 + 1,5) + 2000 \cdot 1,5} = 3,75 \text{ (г/л)};$$

$$\tau_o = \frac{250 - 25}{3,75 \cdot 0,7 \cdot 40 \cdot 0,85} = 2,52 \text{ (ч)}.$$

Ошибка составляет  $(2,52 - 2,36)/2,52 = 0,0635$ , или 6,35%, что допустимо в технологическом расчете.

**Расчет концентрации ила в рециркуляте и расхода воздуха для аэрации.** В системе расчета аэротенков и вторичных отстойников следует учитывать (см. главу 9) не только время пребывания воды, но и время пребывания ила (его «возраст») и связанную с ним концентрацию ила в аэротенке при принятой кратности циркуляции (через отстойник) иловой смеси. Проверяют также значения «нагружения» ила загрязнениями воды, сравнивая их с допустимыми. Отдельно рассчитывают расход воздуха для аэрации. Некоторые примеры расчетов приведены ниже.

**Пример 8.** Для системы аэрации (рис. 13.4) назначить дозу ила в рециркуляте; возраст ила, необходимый для обеспечения эффективной нитрификации, равен 8 сут.

**Решение.** Масса вещества ила, теряемая системой за сутки, равна:

$$20 \text{ г/м}^3 \cdot 40 \text{ 000 м}^3/\text{сут} = 800 \text{ 000 г/сут} = 800 \text{ кг/сут}.$$



Масса вещества ила (МВИ) в системе аэрации составляет:

$$\begin{aligned} \text{МВИ} &= 8 \text{ сут} \cdot 800 \text{ кг/сут} = \\ &= 6400 \text{ кг}. \end{aligned}$$

Концентрация ила в иловой смеси сооружения:

$$\begin{aligned} a_{\text{см}} &= 6400 \text{ кг}/4000 \text{ м}^3 = \\ &= 1,6 \text{ кг/м}^3. \end{aligned}$$

Концентрация ила в рециркуляте:

$$Q_R a_R = (Q_{\text{сут}} + Q_R) a_{\text{см}};$$

$$a_R = \frac{(Q_{\text{сут}} + Q_R) a_{\text{см}}}{Q_R} = \frac{(40\,000 + 10\,000) \cdot 1,6}{10\,000} = 8 \text{ (кг/м}^3\text{)}.$$

**Пример 9.** Определить количество воздуха, необходимого для аэрации содержимого в сооружении биохимической очистки. Обработке подвергается  $40\,000 \text{ м}^3/\text{сут}$  сточных вод; БПК<sub>полн</sub> снижается за время аэрации с 220 до 20 мг  $\text{O}_2/\text{л}$ . Дополнительное количество органической части ила, получающегося на единицу (по БПК<sub>полн</sub>) количества загрязнений стоков, по опытным данным, составляет  $0,5 \text{ кг/кг O}_2$ . Степень использования кислорода воздуха 5%.

**Решение.** Суточное количество образующегося ила (конструктивный обмен) составляет:

$$0,5 \cdot 40\,000 \frac{220 - 20}{1000} = 4000 \text{ (кг)}.$$

Потребность в кислороде (энергообмен):

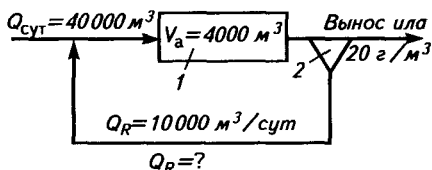
$$40\,000 \frac{220 - 20}{1000} - 4000 = 4000 \text{ (кг O}_2\text{/сут)}.$$

С учетом степени использования кислорода эта потребность будет равна:

$$4000/0,05 = 80\,000 \text{ (кг O}_2\text{/сут)}.$$

Расход воздуха при плотности воздуха  $\rho_{\text{возд}} = 1,203 \text{ кг/м}^3$  составит:

$$\frac{80\,000}{0,232} \cdot 1,203 = 286\,400 \text{ (м}^3\text{/сут)}.$$



**Рис. 13.4.** Схема к Примеру 8:  
1 — аэротенк; 2 — вторичный отстойник

### 13.3. РАСЧЕТ ВТОРИЧНЫХ ОТСТОЙНИКОВ

**Пример 10.** Рассчитать вторичный отстойник для отстаивания иловой смеси, полученной при биохимической очистке 48 000 м<sup>3</sup>/сут сточной воды. В сооружении для биохимического окисления загрязнений сточной воды концентрация ила по сухому веществу  $a_{см} = 4$  кг/м<sup>3</sup>; нагрузка загрязнений на ил по БПК<sub>5</sub> составляет 0,15 г О<sub>2</sub>/(г · сут).

**Решение.** По рис. 9.18 находим иловый индекс  $I$ ; принимаем  $I \approx 0,1$  м<sup>3</sup>/кг (с некоторым коэффициентом запаса). Согласно рис. 9.19, для  $Ia_{см} = 0,1 \cdot 4 = 0,4$  м<sup>3</sup> ила/м<sup>3</sup> иловой смеси величина  $q_F$  составляет  $\sim 1$  м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup> · ч).

Для суточного расхода 48 000 м<sup>3</sup>/сут иловой смеси необходимая поверхность отстаивания без учета рециркулирующего объема составит:

$$F = \frac{48\,000}{24 \cdot 1} = 2000 \text{ (м}^2\text{)}.$$

Доза ила в отстое вторичного отстойника будет равна:

$$\frac{1}{I} = \frac{1}{0,1} = 10 \text{ (кг/м}^3\text{)} = a_R,$$

где  $a_R$  — доза ила в рециркуляте.

Материальный баланс смешения возвратного ила (рециркулята) с водой, подаваемой в окислитель, имеет вид:

$$(Q_{сут} + Q_R)a_{см} = Q_R a_R;$$

$$\frac{Q_R}{Q_{сут}} = R = \frac{1}{a_R/a_{см} - 1} = \frac{1}{10/4 - 1} = 0,66.$$

Таким образом,  $Q_{сут}$  увеличивается в 1,66 раза, и величина  $F_{действ}$ , соответственно, составит:  $2000 \cdot 1,66 = 3320$  м<sup>2</sup>.

**Пример 11.** На рис. 9.17 представлена типичная кривая осаждения активного ила, полученная в лабораторной емкости (цилиндре объемом 1 л, высотой 0,4 м). В точке А стесненное осаждение слоя активного ила с постоянной скоростью заканчивается и начинается уплотнение активного ила. Экспериментально показано, что на долю объема, занятого уплотняющимся активным илом в отстойнике, мало влияют глубина последнего и температура жидкости. На основании этого положения и данных рис. 9.17 определить время до начала периода уплотнения ила в отстойнике глубиной 4 м, а также глубину границы уплотняющегося ила и концентрацию ила в зоне уплотнения к этому времени. Начальная концентрация иловой смеси 2 г/л.

**Решение.** Время, за которое ил занял 40% объема лабораторного цилиндра (точка А на рис. 9.17), равно ~ 4 мин, или 240 с. Путь осаждения ила с постоянной скоростью за это время составляет:

$$0,4(1 - 0,4) = 0,24 \text{ (м)}.$$

Скорость стесненного осаждения:

$$w_{\text{ст.ос}} = 0,24/240 = 0,001 \text{ (м/с)}.$$

Принимая зависимость на рис. 9.17 справедливой и для глубокого отстойника, найдем период осаждения, соответствующий точке А,

$$\frac{4(1 - 0,4)}{0,001} = 2400 \text{ (с)} = 40 \text{ (мин)}$$

и глубину границы слоя ила

$$4(1 - 0,4) = 2,4 \text{ (м)}.$$

Концентрация ила в зоне его уплотнения через 40 мин от начала отстаивания составит:

$$\frac{a_{\text{см}}}{0,4} = \frac{2}{0,4} = 5 \text{ (г/л)}.$$

Этот результат соответствует опытным данным, согласно которым уплотнение ила начинается при его концентрации в иловой смеси 4—7 г/л.

### 13.4. РАСЧЕТ АППАРАТОВ ДЛЯ АДсорбЦИИ РАСТВОРЕННЫХ ОРГАНИЧЕСКИХ ПРИМЕСЕЙ СТОЧНЫХ ВОД

Чтобы рассчитать адсорбционный аппарат, необходимо в числе прочего построить изотерму адсорбции. Общее уравнение изотермы адсорбции, в соответствии с представлениями М. М. Дубинина о предельном адсорбционном объеме и степени его использования в разных условиях равновесия, имеет вид:

$$C_2 = \frac{\theta f_{c2}}{\left[ 1 - \theta \left( \frac{v_2^* - v_{\text{H}_2\text{O}}^*}{v_2^*} \right) \right] v_2^* K_{a2}}, \quad (13.10)$$

где  $C_2$  — относительная концентрация преимущественно извлекаемого при адсорбции компонента (компонента 2) из раствора при межфазном равновесии, моль/кг воды;  $K_{a2}$  — константа адсорбционного равновесия между двухкомпонентным раствором и двухкомпонентной адсорбционной фазой в сорбенте;  $v_2^*$ ,  $v_{\text{H}_2\text{O}}^*$  — моль-

ные объемы компонента 2 и воды соответственно, л/моль;  $\theta$  — величина «заполнения» компонентом 2 адсорбционной фазы, составленной из компонента 2 и воды (компонент 1), иначе — доля объема  $v_a$  адсорбционной фазы, занятого компонентом 2;  $\theta = a_2 v_2^* / v_a$  ( $a_2$  — удельная адсорбция компонента 2, моль/г сорбента;  $v_a = a_{H_2O} + a_2 v_2^*$  — объем адсорбционной фазы, л/г;  $a_{H_2O}$  — удельная адсорбция воды, моль/г; при  $\theta = 1$  величина  $v_a$  определяет предельный объем адсорбционной фазы);  $f_{c2}$  — коэффициент активности компонента 2 в адсорбционной фазе, причем

$$f_{c2} = [(f_{c2})_{\theta=1}]^{\theta}; \quad (13.11)$$

$$(f_{c2})_{\theta=1} = K_{a2} \frac{C_{s2}}{C_{s2} + 55\,500}, \quad (13.12)$$

здесь  $C_{s2}$  — концентрация насыщенного компонентом 2 равновесного раствора, ммоль/кг; 55 500 — число ммоль воды в ее 1 кг.

Задаваясь различными значениями  $\theta$  ( $0 < \theta \leq 1$ ), можно рассчитать  $C_2 = f(\theta)$  и, следовательно,  $C_2 = f_1(a_2)$  при известной величине  $K_{a2}$ .

Весьма удобна для практических расчетов линеаризованная форма уравнения изотермы адсорбции

$$\lg(a_2 v_2^*) = \lg v_a - K_{a2} \lg\left(\frac{C_{s2}}{C_2}\right)^2, \quad (13.13)$$

которой, в частности, пользуются для определения  $v_a$  и  $K_{a2}$  исходя из опытной зависимости  $a_2$  от  $C_2$  для состояния равновесия системы.

**Пример 12.** Рассчитать изотерму адсорбции (для 25 °С) фенола при извлечении его из сточного двухкомпонентного водного раствора активным углем КАД. Растворимость фенола в воде при 25 °С составляет 925 ммоль/кг, его молярный объем  $v_2^* \cdot 10^{-3} = 0,089 \text{ см}^3/\text{моль}$ . Предельный адсорбционный объем  $v_a$  сорбента, найденный в опытах с адсорбцией бензола, составляет 0,398 см<sup>3</sup>/г. Константа адсорбционного равновесия  $K_{a2}$  равна 5250.

**Решение.** Задаваясь значениями  $0 < \theta \leq 1$ , по уравнению (13.10) рассчитываем  $C_2$ . Результаты расчета сведены в табл. 13.3.

Для  $\theta = 0,1$ , например, с учетом примечаний к табл. 13.3 находим:

$$C_2 = \frac{\theta \cdot 10^6 f_{c2}}{(1 - \theta b) v_2^* K_{a2}} = \frac{0,1 \cdot 10^6 \cdot 1,56}{(1 - 0,1 \cdot 0,797) \cdot 89 \cdot 5250} = 0,364$$

(ммоль/л);

$$a_2 = \frac{0,1 \cdot 0,398 \cdot 10^3}{89} = 0,447 \text{ (ммоль/г)}.$$

Таблица 13.3. Расчетные данные к Примеру 12

$\theta$	$\frac{\theta}{1-\theta b}$	$f_{C_2}$	$C_2$ , ммоль/л	$a_2$ , ммоль/г
0,1	0,109	1,56	0,364	0,447
0,2	0,238	2,44	1,240	0,896
0,3	0,395	3,80	3,210	1,344
0,4	0,589	5,94	7,490	1,792
0,5	0,834	9,26	16,500	2,240
0,6	1,150	14,50	35,600	2,688
0,7	1,590	22,60	76,700	3,136
0,8	2,220	35,30	167,500	3,584
0,9	3,210	55,00	378,000	3,932
1,0	5,000	86,00	923,000	4,480

Примечания: 1.  $b = \frac{v_2^* - v^* \text{H}_2\text{O}}{v_2^*} = \frac{89 - 18}{89} = 0,797$ . 2. По выражению

$$(13.12) (f_{C_2})\theta = 1 = 5250 \frac{925}{925 + 55500} = 86. \quad 3. \text{Значения } f_{C_2} \text{ для других величин } \theta$$

находят по формуле (13.11). 4.  $a_2 = \frac{\theta v_a}{v_2^*}$  ммоль/г =  $10^3 \frac{\theta v_a}{v_2^*}$  ммоль/г.

Функция  $a_2 = \psi(C_2)$  представляет собой искомую изотерму, которую можно использовать в проекторных расчетах адсорберов по известной графоаналитической методике.

**Пример 13.** На рис. 13.5 в координатах Дубинина—Радушкевича представлена изотерма адсорбции бутилового спирта из его водного раствора активным углем КАД. Определить предельный адсорбционный объем и концентрацию бутилового спирта в адсорбционной фазе при такой его концентрации в равновесном растворе, которая соответствует значению  $\lg(C_{s2}/C_2)^2 = 4$ . Мольный объем бутанола составляет  $0,0916 \text{ см}^3/\text{ммоль}$ ; концентрация насыщения водного раствора бутанола при  $25^\circ\text{C}$  равна  $6080 \text{ ммоль/кг}$  воды.

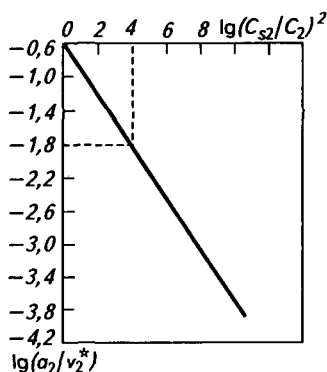


Рис. 13.5. Изотерма ( $25^\circ\text{C}$ ) адсорбции бутилового спирта из его водного раствора активным углем КАД (к Примеру 13)

**Решение.** Предельный адсорбционный объем определяется величиной  $\lg(a_2 v_2^*)$  [уравнение (13.13)] при  $C_{S_2}/C_2 = 1$  (насыщенный раствор бутанола), т. е. при  $\lg(C_{S_2}/C_2)^2 = 0$ . Тогда, согласно выражению (13.13),  $\lg(a_2 v_2^*) = \lg v_a$ .

По рис. 13.5 находят:  $\lg v_a = -0,6$  и  $v_a = 0,251 \text{ см}^3/\text{г}$ .

Концентрация адсорбционной фазы  $x_2$  при  $\lg(C_{S_2}/C_2)^2 = 4$  равна:

$$x_2 = \frac{a_2}{v_a - a_2 v_2^*}$$

Величина объемной адсорбции  $a_2 v_2^*$  при  $\lg(C_{S_2}/C_2)^2 = 4$  составляет (см. рис. 13.5):  $\lg(a_2 v_2^*) = -1,8$ ;  $a_2 v_2^* = 0,0158 \text{ см}^3/\text{г}$ , тогда  $a_2 = 0,0158/0,0916 = 0,173 \text{ ммоль/г}$ , а равновесная концентрация бутанола в растворе  $C_{S_2}/C_2 = 100$  и  $C_2 = 6080/100 = 60,8 \text{ ммоль/л} = 0,0608 \text{ моль/л}$  воды. Таким образом, концентрация бутилового спирта в адсорбционной фазе равна:

$$x_2 = \frac{0,173}{0,251 - 0,0158} = 0,735 \text{ (моль/л)}.$$

**Пример 14.** Оценить избирательность адсорбции углем КАД по отношению к бутанолу (для условий предыдущего Примера) и анилину. Данные по равновесию при сорбции анилина из водного раствора углем КАД (при  $25^\circ\text{C}$ ) следующие:

$C_2 \cdot 10^4$ , моль/л	1	2	4	10	30	50
$a_2$ , ммоль/г	0,22	0,34	0,51	0,72	1,12	1,37

Предельный адсорбционный объем при сорбции анилина  $v_a = 0,324 \text{ см}^3/\text{г}$ , его молярный объем составляет  $0,09125 \text{ см}^3/\text{ммоль}$ .

**Решение.** Концентрация адсорбционной фазы анилина при  $a_2 = 0,22 \text{ ммоль/г}$  (сравнительно близкое значение к величине  $a_2 = 0,173 \text{ ммоль/г}$  в предыдущем Примере) равна:

$$x_{2\text{ан}} = \frac{0,22}{0,324 - 0,22 \cdot 0,09125} = 0,72 \text{ (моль/л)}.$$

Сравним далее значения  $(x_2/C_2)_{\text{ан}}$  и  $(x_2/C_2)_{\text{бут}}$ :

$$(x_2/C_2)_{\text{ан}} = 0,72/1 \cdot 10^{-4} = 0,72 \cdot 10^4;$$

$$(x_2/C_2)_{\text{бут}} = 0,735/0,0608 = 1,21 \cdot 10.$$

Гидратация гидроксильных групп спирта приводит к тому, что связь между молекулами спирта и воды не разрушается силами адсорбции. Адсорбционная фаза двухкомпонентна, но в случае адсорбции анилина она может быть составлена практически из одного анилина, что является следствием различной растворимости бутанола ( $6080 \text{ ммоль/кг}$  воды) и анилина ( $388 \text{ ммоль/кг}$  воды).

Анализ этого Примера полезен для выводов об эффективности адсорбции в каждом заданном случае при проектировании, а также для первого приближения к задачам адсорбции из многокомпонентных сточных вод.

**Пример 15.** При адсорбции в статических условиях толуола из водного раствора с начальной его концентрацией 180 мг/л углем СКТ через 5 ч достигается концентрация 75 мг/л. Данные по равновесию (в условиях эксперимента) в системе сорбент — водный раствор толуола следующие:

$A^*$ , мг/г	398	295	240	186	148	112	93,4
$y^*$ , мг/л	500	157	50	15,8	5	1,58	0,50

Определить кинетический параметр  $\alpha$  в уравнении (7.80). Навеска сорбента в опыте составляет 0,050 г на 100 мл раствора.

Решение (см. раздел 7.6). Данные по равновесию представим графически, построив изотерму сорбции (рис. 13.6) в координатах  $A^* = \psi(y^*)$ .

Найдем величину  $y_p$  как абсциссу точки пересечения изотермы сорбции с прямой  $l$  по уравнению (7.84). Для этого на оси ординат отложим величину

$$\frac{y_n V}{1000m} = \frac{180 \cdot 100}{1000 \cdot 0,050} = 360 \text{ (мг/г)}.$$

Из этой точки следует провести прямую, тангенс угла наклона  $\beta$  которой к оси абсцисс составляет:

$$\operatorname{tg} \beta = \frac{V}{1000m} = \frac{100}{1000 \cdot 0,050} = 2 \text{ (л/г)}.$$

На оси абсцисс отложим значение  $360/\operatorname{tg} \beta = 360/2 = 180$  мг/л и соединим эту точку прямой с точкой 360 мг/г на оси ординат. Величина  $y_p = 57$  мг/л.

Определим значение  $\alpha$  по уравнению (7.81):

$$\alpha = \frac{\ln \ln(180/57)}{\ln(75/57)} = 0,287 \text{ (ч}^{-1}\text{)}.$$

**Пример 16.** Найти необходимое время контакта активного угля СКТ со сточным водным раствором толуола. Адсорбция проводится при интенсив-

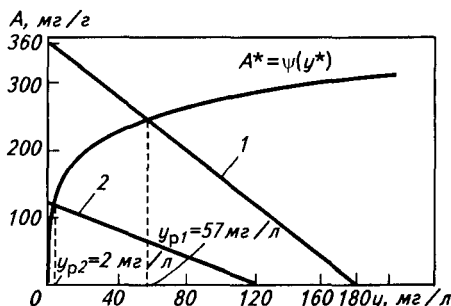


Рис. 13.6. К Примерам 15 и 16; 1, 2 — см. текст

ном перемешивании, начальная концентрация раствора  $y_n = 120$  мг/л; требуемая конечная концентрация  $y_k = 5$  мг/л. Эквивалентный диаметр частиц сорбента составляет 0,67 мм. Эффективный коэффициент внутренней диффузии  $D_{\text{внутр}} \cdot 10^6 = 2,0$  см<sup>2</sup>/с. Доза сорбента составляет 1 кг на 1 м<sup>3</sup> раствора. Данные по равновесию приведены в условии Примера 15 и на рис. 13.6.

**Решение.** Определим (аналогично решению Примера 15) величину  $y_p$  ( $1 \text{ кг/м}^3 = 0,1 \text{ г/100 мл}$ ).

Величина отрезка на оси ординат, отсекаемая прямой 2 (см. рис. 13.6), составляет:

$$\frac{y_n V}{1000m} = \frac{120 \cdot 100}{1000 \cdot 0,1} = 120 \text{ (мг/г)}.$$

Тангенс угла наклона прямой 2 равен:

$$\text{tg}\beta = \frac{V}{1000m} = \frac{100}{1000 \cdot 0,1} = 1 \text{ (л/г)}.$$

Графически найденная величина  $y_p$  (как абсцисса точки пересечения прямой 2 на рис. 13.6 и изотермы сорбции) составляет 2 мг/л.

Кинетический коэффициент  $\alpha$  по формуле (7.87) равен:

$$\alpha = \frac{2,0 \cdot 10^{-6} \left(1 + \ln \frac{120}{2}\right)^2 \ln \frac{\ln(120/2)}{\ln[(120+2)/(2 \cdot 2)]}}{0,0218(0,067/2)^2} = 0,386 \text{ (ч}^{-1}\text{)}.$$

Необходимое время контакта из уравнения (7.81) составляет:

$$\tau = \ln \frac{\ln(120/2)}{\ln(5/2)} \cdot \frac{1}{0,386} = 3,87 \text{ (ч)}.$$

Исходя из этого примера, предлагается наметить пути интенсификации сорбции.

**Пример 17.** Определить степень насыщения адсорбента, выводимого на регенерацию (или на сжигание), для условий Примера 16.

**Решение.** Рабочая величина адсорбции составляет:

$$A = \frac{(y_n - y_k) V}{m} = \frac{(120 - 5) 1000}{1000} = 115 \text{ (мг/г)}.$$

Равновесная величина адсорбции для  $y_p = 2$  мг/л:  $A_p = 118$  мг/г [по рис. 13.6 или по расчету  $A_p = (y_n - y_p) V/m$ ].

Степень насыщения равна:

$$\gamma = A/A_p = 115/118 = 0,974 = 97,4\%.$$



### 13.5. РАСЧЕТ ПРЯМОТОЧНЫХ ЭЛЕКТРОДИАЛИЗНЫХ УСТАНОВОК

**Пример 18.** Определить общее число камер, число ступеней и расход электроэнергии постоянного тока для опреснения в прямоточной электродиализной установке (ЭДУ) 20 м<sup>3</sup>/ч сточной воды следующего ионного состава:

Катионы	Анионы
[Ca <sup>2+</sup> ] = 6,0 мг · экв/л (120 мг/л)	[SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> ] = 137,7 мг · экв/л (6600 мг/л)
[K <sup>+</sup> ] = 128,0 мг · экв/л (5000 мг/л)	[HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup> ] = 5,0 мг · экв/л (305 мг/л)
[Na <sup>+</sup> ] = 8,7 мг · экв/л (200 мг/л)	

Итого: 142,7 мг · экв/л

142,7 мг · экв/л

Общее солесодержание сточной воды 12,22 г/л; солесодержание опресненной воды не должно превышать 1 г/л (кратность необходимого опреснения составляет 12,22).

**Решение.** Сначала определим коэффициент  $K$  допустимого концентрирования солей в рассольных камерах при условии, что гипс не выпадает в осадок. Таким условием является следующее:

$$Kf_{Ca^{2+}} [Ca^{2+}] \cdot Kf_{SO_4^{2-}} [SO_4^{2-}] \leq \text{Пр}_{CaSO_4}, \quad (13.14)$$

где  $\text{Пр}_{CaSO_4}$  — произведение растворимости CaSO<sub>4</sub>;  $f_{Ca^{2+}}$ ,  $f_{SO_4^{2-}}$  — коэффициенты активности ионов Ca<sup>2+</sup>, SO<sub>4</sub><sup>2-</sup> в рассоле; приближенно примем  $f_{Ca^{2+}} \approx f_{SO_4^{2-}} = f$ , тогда  $f_{Ca^{2+}} f_{SO_4^{2-}} = f^2$ ; величина  $f$ , как известно, зависит от ионной силы  $\mu$  раствора и аппроксимируется функцией

$$f^2 = \frac{26}{\mu + 0,1} \cdot 10^{-3};$$

[Ca<sup>2+</sup>], [SO<sub>4</sub><sup>2-</sup>] — концентрации ионов Ca<sup>2+</sup> и SO<sub>4</sub><sup>2-</sup> в исходной воде.

Таким образом, из выражения (13.14) получаем:

$$K^2 = \frac{\text{Пр}_{CaSO_4}}{f^2 [Ca^{2+}] [SO_4^{2-}]} = \frac{\text{Пр}_{CaSO_4} (\mu + 0,1)}{26 \cdot 10^{-3} [Ca^{2+}] [SO_4^{2-}]}$$

В нашей задаче  $\text{Пр}_{CaSO_4}$  (для CaSO<sub>4</sub> · 2H<sub>2</sub>O) составляет  $4,17 \cdot 10^{-5}$  при  $t = 20$  °C (по справочным данным)\*.

Ионная сила по определению равна:

$$\mu = \frac{1}{2} \sum (m_i z_i^2),$$

где  $m_i$  — число грамм-ионов каждого вида на 1 кг (принято в расчете на 1 л) растворителя;  $z_i$  — заряд ионов данного вида  $i$ .

\*Справочник проектировщика. Водоснабжение населенных мест и промышленных предприятий. М.: Стройиздат, 1977. — 288 с.

Таким образом (в расчете  $\mu$  и  $K$  концентрации ионов выражены в г-ион/л),

$$\mu = \frac{1}{2} \left( \underbrace{\frac{0,120}{40,08}}_{\text{Ca}^{2+}} \cdot 4 + \underbrace{\frac{5}{39,102}}_{\text{K}^+} \cdot 1 + \underbrace{\frac{0,2}{22,99}}_{\text{Na}^+} \cdot 1 + \underbrace{\frac{6,6}{96,06}}_{\text{SO}_4^{2-}} \cdot 4 + \underbrace{\frac{0,305}{61,016}}_{\text{HCO}_3^-} \cdot 1 \right) = 0,215$$

и

$$K^2 = \frac{4,17 \cdot 10^{-5} (0,215 + 1)}{26 \cdot 10^{-3} \frac{0,120}{40,08} \cdot \frac{6,6}{96,06} (10^{-3})^2} = 2,45; \quad K = 1,57.$$

Поскольку процесс кристаллизации двухводного гипса происходит довольно медленно, обычно в расчетах диализаторов для природных вод учитывают возможность пересыщения им рассола. Допустим, что рассол двукратно пересыщен ионами  $\text{Ca}^{2+}$  и  $\text{SO}_4^{2-}$ . Это допущение приводит к тому, что  $K^2 = 2,45 \cdot 4$  и  $K = 1,57 \cdot 2 = 3,04$ .

Окончательно для расчета принимаем коэффициент допустимого концентрирования рассола равным 3. Вполне возможно, что при таких условиях концентрирования для увеличения растворимости потребуется подкисление рассола. Это обстоятельство требует экспериментальной проверки.

Общее число камер электродиализной установки рассчитывают исходя из обобщенного закона Фарадея с использованием понятия «выход по току»  $\eta$ .

Согласно закону Фарадея количество электричества  $Q_3$ , которое необходимо затратить на опреснение  $Q$  м<sup>3</sup> воды от  $C_H$  г·экв/м<sup>3</sup> до  $C_K$  г·экв/м<sup>3</sup> солей, составляет:

$$Q_3 = 96\,491 (C_H - C_K) Q \text{ (Кл)},$$

где 96 491 — количество электричества, необходимое для электрохимического переноса 1 г·экв вещества.

Выражая количество электричества через силу тока  $I$  и время его протекания  $\tau$ , можно получить размерность количества электричества:

$$[Q_3] = [I\tau] = 26,8 (C_H - C_K) Q \text{ (А} \cdot \text{ч)}.$$

Действительное количество электричества при электродиализе должно быть большим вследствие неполной селективности мембран (через катионитовые мембраны частично переносятся анионы, и наоборот), обратной диффузии солей из рассольных камер в дилуатные, частичного осмотического переноса воды в рассоль-

ные камеры, переноса электричества несолеобразующими ионами  $H^+$  и  $OH^-$  и утечки тока по разным причинам. Вводя в связи с этим величину выхода по току  $\eta$ , равную отношению количества электричества, необходимого по закону Фарадея для переноса определенного количества солей, к действительно на это затраченному количеству электричества, получим:

$$\eta = \frac{[I\tau]}{[I\tau]_{\text{действ}}} = \frac{26,8(C_H - C_K)Q}{[I\tau]_{\text{действ}}}$$

Это выражение при известной (например, найденной эмпирически) величине  $\eta$  может служить для определения общего числа  $n$  камер электродиализатора (числа пар мембран), поскольку

$$[I\tau]_{\text{действ}} = jnF,$$

где  $j$  — плотность тока,  $A/m^2$ ;  $F$  — рабочая площадь мембран в одной камере,  $m^2$ .

Таким образом, общее число камер будет равно:

$$n = \frac{26,8(C_H - C_K)Q}{\eta j F}$$

Для случая проектировочной задачи это выражение содержит два неизвестных —  $n$  и  $j$ , причем значения  $\eta$  и  $F$  должны быть заранее известны ( $\eta$  — обычно из опыта,  $F$  — из предварительного задания типоразмера электродиализатора).

Определим  $n$  в нашем примере. По характеристикам диализаторов выбираем аппарат ЭХО-М-5000  $\times$  200, поскольку он имеет номинальную производительность  $15-20 m^3/ч$ . В этом диализаторе размеры мембран (анионитовой МА-40 и катионитовой МК-40)  $l \times b = 1450 \times 480$  мм; полезно используется 71% площади мембран; толщина прокладки (ширина рабочей камеры)  $d = 1$  мм. Таким образом,  $F = 0,48 \cdot 1,45 \cdot 0,71 = 0,495 m^2$ .

Величина  $n$  определяет капитальные затраты на создание электродиализной установки, величина  $j$  — эксплуатационные расходы на ведение процесса. Эти величины должны быть оптимальными, и выбор их проводят перебором вариантов с расчетом (всякий раз) капитальных затрат (и, соответственно, амортизационных отчислений) и эксплуатационных расходов с поиском минимума суммарных затрат. Ориентировочно в начале расчета плотность тока берут в диапазоне  $0,006-0,013 A/cm^2$  для циркуляционных установок и  $0,008-0,036$  — для аппаратов прямоточных установок при солесодержании исходной воды от 2,5 до 15 г/л. (Обычно при относительно более высокой стоимости мембран берут большие величины плотности тока в указанных диапазонах. Высокая стоимость электроэнергии, а также высокая жесткость опресняемой воды приводят к выбору меньших значений плотности тока.)

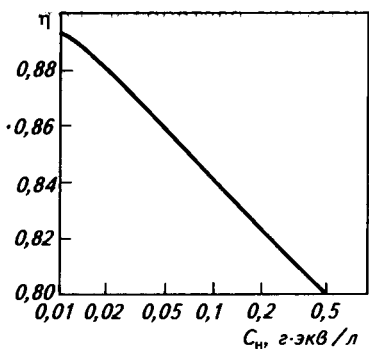


Рис. 13.7. Зависимость выхода по току от солевого содержания обрабатываемой воды в электро-диализных установках

изменяют поперечное сечение для прохода раствора с заданной производительностью. Распределение камер по ступеням позволяет, следовательно, изменять скорость раствора в них. Эта скорость должна быть не меньше критической скорости деполяризации  $w_{\text{деп}}$ . Если  $a$  — число ступеней установки (в каждой ступени одинаковое число камер), то согласно уравнению расхода можно записать:

$$\frac{Q}{3600 \frac{bdn}{a}} \geq w_{\text{деп}}; \quad a \geq \frac{3600 w_{\text{деп}} bdn}{Q} \quad (13.15)$$

Необходимость поддержания определенной скорости протекания раствора (выше критической) объясняется тем, что при работе аппарата с небольшой скоростью протекания опресняемой воды через определенное время после начала процесса возрастает омическое сопротивление камер, и сила тока в электрической цепи аппарата снижается. В этих условиях скорость конвективного переноса ионов к мембране становится ниже скорости переноса ионов под воздействием электрического тока в самой мембране. Примембранный слой обедняется солями, и его электропроводность резко снижается. Такое явление, называемое *концентрационной поляризацией*, усиливается с увеличением плотности тока и уменьшением средней концентрации растворенных солей в опресняемой воде.

Чтобы преодолеть отрицательные последствия концентрационной поляризации, необходимо интенсифицировать конвективный перенос, снижая толщину диффузионного подслоя. Это до-

Примем в нашем расчете известную величину оптимальной плотности тока  $j_{\text{опт}}$ : пусть  $j_{\text{опт}} = 0,023 \text{ А/см}^2$ . Если далее по рис. 13.7 ориентировочно определить выход по току  $\eta$  (он равен 0,83 для заданного солевого содержания 142,7 мг · экв/л, или ~0,14 г · экв/л), можно найти общее необходимое число  $n$  камер установки:

$$n = \frac{26,8(142,7 - 11,7) \cdot 20}{0,83 \cdot 0,023 \cdot 10^4 \cdot 0,495} = 744$$

при  $C_k = C_n/12,22 = 11,70 \text{ мг} \cdot \text{экв/л}$ .

Камеры могут работать в одной или нескольких последовательных по воде (раствору) ступенях. Этим

стигается увеличением скорости опресняемого раствора  $w$ , которая должна быть выше  $w_{\text{деп}}$ . Величина  $w_{\text{деп}}$  зависит от  $j$  и  $C_{\text{ср}}$  (средней концентрации раствора). Обычно используемая зависимость  $w_{\text{деп}}$  от  $j$  и  $C_{\text{ср}}$  имеет вид:

$$w_{\text{деп}} \geq K' \frac{j}{C_{\text{ср}}}, \quad (13.16)$$

где  $K'$  — размерный коэффициент, характеризующий деполаризующие свойства сепаратора-перемешивателя;  $K' = (2 + 3,5) \cdot 10^4 \text{ см}^3 \cdot \text{мг} \cdot \text{эquiv}/(\text{с} \cdot \text{А} \cdot \text{л})$ ;  $C_{\text{ср}}$  — средняя концентрация диализата, м · экв/л.

Если принять в нашем примере  $K' = 2 \cdot 10^4 \text{ см}^3 \cdot \text{мг} \cdot \text{эquiv}/(\text{с} \cdot \text{А} \cdot \text{л})$ , то

$$w_{\text{деп}} = 2 \cdot 10^4 \frac{0,023}{52,5} = 8,75 \text{ (см/с)} = 0,0875 \text{ (м/с)},$$

причем

$$C_{\text{ср}} = \frac{C_{\text{н}} - C_{\text{к}}}{2,3 \lg(C_{\text{н}}/C_{\text{к}})} = \frac{142,7 - 11,7}{2,3 \lg(142,7/11,7)} = \frac{131,0}{2,3 \lg 12,2} = 52,5 \text{ (мг} \cdot \text{эquiv/л)}$$

и  $C_{\text{ср}}$  представляет собой принятую в расчет среднюю логарифмическую концентрацию диализата во всей установке.

По выражению (13.15) можно определить число ступеней установки  $a$ :

$$a = \frac{3600 \cdot 0,0875 \cdot 0,48 \cdot 0,001 \cdot 744}{20} = 5,63 \approx 6.$$

Установка, таким образом, собирается из шести последовательных (по опресняемой воде) аппаратов ЭХО-М-5000 × 200, причем в каждом аппарате в первом приближении 124 пары мембран ( $744/6 = 124$ ).

Напряжение на клеммах генератора постоянного тока для электродиализа можно определить, пользуясь законом Ома :

$$j = \frac{u - (\epsilon_{\text{э}} + 2n\epsilon_{\text{м}})}{FnR}, \quad (13.17)$$

где  $u$  — напряжение на клеммах генератора, В;  $\epsilon_{\text{м}}$  — падение напряжения на мембране (мембранный потенциал), являющееся следствием градиента концентрации по обе ее стороны (концентрация рассола выше концентрации диализата) и явления концентрационной поляризации, В; при плотностях тока, близких к оптимальным, расчетное значение падения напряжения на электродах (электронного потенциала)  $\epsilon_{\text{э}}$  находится в пределах 3—4 В.

Экспериментально установлено, что при скорости потока диализата не меньше  $w_{\text{деп}}$

$$\epsilon_m \approx 0,2 \lg (C_p/C_d),$$

где  $C_p$  и  $C_d$  — расчетные концентрации рассола и диализата в аппарате, мг · экв/л.

Внутреннее электрическое сопротивление одной камеры электродиализатора  $R$ , Ом, равно:

$$R = \frac{1}{F} \left[ \frac{d(1 + K_c)}{\varphi_d} + \frac{d(1 + K_c)}{\varphi_p} + \rho_k + \rho_a \right],$$

где  $d$  — расстояние между мембранами в камере;  $\varphi_d, \varphi_p$  — удельная электропроводность диализата и рассола в камерах,  $\text{Ом}^{-1} \cdot \text{м}^{-1}$ ;  $K_c$  — коэффициент увеличения электрического сопротивления камеры, обусловленный наличием в ней сепаратора-перемешивателя электролита (зависит от типа сепаратора и изменяется в пределах 0,3–0,7);  $\rho_k, \rho_a$  — удельное поверхностное электрическое сопротивление катионитовой и анионитовой мембран,  $\text{Ом} \cdot \text{м}^2$ , т. е. сопротивление 1 м<sup>2</sup> площади мембран при фактической их толщине; например, мембраны МК-40 и МА-40 имеют толщину 0,7 мм; их удельное поверхностное сопротивление в 0,1 н. растворе NaCl можно принять равным  $30 \cdot 10^{-4}$  и  $35 \cdot 10^{-4}$  Ом · м<sup>2</sup> соответственно.

Рассчитаем напряжение на клеммах генератора для условий нашей задачи.

Удельные электропроводности диализата и рассола обычно определяют по их концентрации в зависимости от содержания сульфат-иона  $[\text{SO}_4^{2-}]$  в опресняемой воде по приближенной эмпирической формуле:

$$\varphi_{18^\circ\text{C}} = 18^\circ\text{C} = C^\beta / \theta,$$

где  $\varphi_{18^\circ\text{C}}$  — удельная электропроводность при 18 °С,  $\text{Ом}^{-1} \cdot \text{см}^{-1}$ ;  $C$  — концентрация раствора, мг · экв/л;  $\beta$  — коэффициент, принимаемый в зависимости от отношения концентрации сульфат-иона к общему количеству анионов ( $\Sigma\text{A}$ ) в соответствии со следующими данными:

$[\text{SO}_4^{2-}] / \Sigma\text{A}$	$\beta$	$[\text{SO}_4^{2-}] / \Sigma\text{A}$	$\beta$
0–0,2 . . . . .	0,940–0,920	0,6–0,8 . . . . .	0,870–0,840
0,2–0,4 . . . . .	0,920–0,895	0,8–1,0 . . . . .	0,840–0,810
0,4–0,6 . . . . .	0,895–0,870		

$\theta$  — эмпирический коэффициент, в первом приближении равный 8300. В нашем Примере  $\beta = 0,820$ , так как  $[\text{SO}_4^{2-}] / \Sigma\text{A} = 137,7/142,7 = 0,965$ .

Таким образом, формула для расчета удельной электропроводности электролитов имеет вид:

$$\varphi_{18^\circ\text{C}} = 18^\circ\text{C} = C^{0,820} / 8300.$$

Следовательно,

$$\varphi_d = \frac{C_d^{0,82}}{8300} = \frac{52,5^{0,82}}{8300} = 0,00311 \text{ (Ом}^{-1} \cdot \text{см}^{-1}) \approx 0,310 \text{ (Ом}^{-1} \cdot \text{м}^{-1})$$

(расчет ведется на среднюю концентрацию диализата для всей установки) и

$$\begin{aligned} \varphi_p &= \frac{C_p^{0,82}}{8300} = \frac{157,5^{0,82}}{8300} = 0,00760 \text{ (Ом}^{-1} \cdot \text{см}^{-1}) = \\ &= 0,760 \text{ (Ом}^{-1} \cdot \text{м}^{-1}), \end{aligned}$$

где  $C_p = K C_d = 3 \cdot 52,5 = 157,5$  мг · экв/л — средняя концентрация рассола для всей установки.

Среднее внутреннее сопротивление одной камеры электродиализатора при  $K_c \approx 0,5$  составит:

$$\begin{aligned} R &= \frac{1}{0,495} \left[ \frac{0,001(1+0,5)}{0,31} + \frac{0,001(1+0,5)}{0,76} + 30 \cdot 10^{-4} + 35 \cdot 10^{-4} \right] = \\ &= 2,69 \cdot 10^{-2} \text{ (Ом)}. \end{aligned}$$

Напряжение на клеммах генератора определяется по выражению (13.17):

$$\begin{aligned} u &= jFnR + \epsilon_3 + 2n\epsilon_M = 0,023 \cdot 10^4 \cdot 0,495 \cdot 124 \cdot 0,0269 + \\ &+ 3,5 + 2 \cdot 124 \cdot 0,2 \lg \frac{157,5}{52,5} = 381,0 + 3,5 + 35,4 \approx 420 \text{ (В)}. \end{aligned}$$

Представленный расчет является приближенным, поскольку взяты средние по установке концентрации диализата и рассола. Поэтому необходимо по формуле (13.17) определить плотность тока для всех ступеней установки исходя из выбранного напряжения (420 В) и постоянного для всех ступеней соотношения  $\alpha$  начальной и конечной концентраций диализата, равного

$$\frac{C_{\text{нач. д. и}}}{C_{\text{кон. д. и}}} = \alpha = \left( \frac{C_{\text{нач. д.}}}{C_{\text{кон. д.}}} \right)^{1/a}.$$

Найдем по данным приближенного расчета удельный расход электроэнергии  $W_{\text{п}}$  постоянного тока на собственно опреснение воды (в кВт · ч/м<sup>3</sup>):

$$W_{\text{п}} = \frac{jFau}{1000\eta_B Q}. \quad (13.18)$$

Принимая к. п. д. преобразователя (выпрямителя) тока  $\eta_{\text{в}} = 0,95$ , получим:

$$W_{\text{п}} = \frac{0,023 \cdot 4950 \cdot 6 \cdot 420}{1000 \cdot 0,95 \cdot 20} = 15,1 \text{ (в кВт} \cdot \text{ч/м}^3\text{)}.$$

Для переноса 1 кг солей:

$$W'_{\text{п}} = \frac{15,100}{12,225 - 1} = 1,345 \text{ (в кВт} \cdot \text{ч/кг)}.$$

Определение расхода энергии на перекачивание рассола и диализата не представляет трудности и здесь не приводится. Приблизительно можно принять, что добавочный расход электроэнергии для этих целей составляет 20—40% от энергии, затраченной на собственно электродиализ.

### 13.6. РАСЧЕТ МАТЕРИАЛЬНОГО БАЛАНСА ЗАМКНУТЫХ СХЕМ ВОДОИСПОЛЬЗОВАНИЯ

Аппараты и сооружения для переработки промышленных вод, в том числе и для очистки сточных вод, составляют основу систем водоподготовки замкнутых водооборотных схем. Для расчетов таких схем необходимо знать материальный баланс используемой воды и ее примесей. Примеры расчета материального баланса (см. главу 1 и рис. 1.4, 1.5) приведены ниже.

**Пример 19.** Определить максимально возможную концентрацию солей в воде продувки после обессоливания ее для возврата в цикл водоиспользования и поддержания постоянного расхода и солесодержания в нем. В цикле оборотного водопотребления (см. рис. 1.4) используется  $10\,000 \text{ м}^3/\text{ч}$  воды. Расчетная предельная концентрация солей в системе (и на входе в производство) не должна превышать  $800 \text{ мг/л}$ . Потери воды в результате испарения и разбрызгивания составляют 1,5 и 0,5% соответственно; величина продувки замкнутого цикла — 0,5%. В систему с расходом  $10 \text{ м}^3/\text{ч}$  добавляется сточная вода производства, содержащая  $2000 \text{ мг/л}$  загрязняющих солей. Для стабилизации расхода добавляется также свежая вода из природного источника водоснабжения с концентрацией солей  $200 \text{ мг/л}$ .

**Решение.** Допустимая концентрация солей в добавляемой в систему воде, сформированной из расходов очищенной продувочной, свежей и сточной вод, должна составлять [см. уравнение (1.4)]:

$$C_0 = \frac{C_{\text{пр}}(p_2 + p_3)}{p_1 + p_2 + p_3} = \frac{800(0,5 + 0,5)}{1,5 + 0,5 + 0,5} = 320 \text{ (мг/л)}.$$



Расход  $Q_d$  добавляемой воды в оборотную систему для компенсации потерь воды (стабилизации расхода) равен:

$$Q_d + Q_{ст} = Q_1 + Q_2 + Q_B;$$

$$Q_d = (0,015 + 0,005 + 0,005) 10\,000 - 10 = 240 \text{ (м}^3\text{/ч)},$$

где  $Q_{ст} = 10 \text{ м}^3\text{/ч}$  — расход добавляемой в систему сточной воды.

Находим количество свежей воды  $Q_{свеж}$  из природного источника водоснабжения в компенсирующем расходе:

$$Q_d = Q_B + Q_{свеж}; \quad Q_{свеж} = 240 - 0,005 \cdot 10\,000 = 190 \text{ (м}^3\text{/ч)}.$$

Возможная концентрация  $C_d$  солей в добавляемой воде, компенсирующей потери:

$$Q_d C_d + Q_{ст} C_{ст} = C_0 (Q_d + Q_{ст});$$

$$C_d = \frac{320(240 + 10) - 10 \cdot 2000}{240} = 250 \text{ (мг/л)}.$$

Концентрация солей  $C_3$  в очищенной продувочной воде, добавляемой в систему:

$$Q_d C_d = Q_3 C_3 + Q_{свеж} C_{свеж};$$

$$C_3 = \frac{240 \cdot 250 - 190 \cdot 200}{50} = 440 \text{ (мг/гл)}.$$

Таким образом, в бессточной замкнутой системе стабилизация осуществляется выводом части ( $50 \text{ м}^3\text{/ч}$ ) оборотной воды с концентрацией загрязнителя  $800 \text{ мг/л}$  для корректировки ее минерального состава (очистки до общего содержания  $440 \text{ мг/л}$ ) и последующего возврата в цикл вместе со свежей подпиточной водой и сточными водами производства.

**Пример 20.** Определить необходимый объем пруда-охладителя для оборотной системы стабилизированного потребления воды с допустимой концентрацией лимитирующей примеси  $C_p = 30 \text{ г/м}^3$ . Годовые расходы воды, млн  $\text{м}^3$ :  $Q_{ст} = 0,4$ ;  $Q_{еи} = 5,2$ ;  $Q_{ди} = 2,5$ ;  $Q_{ф} = 3$ ;  $Q_{сн} = 1,5$ ;  $Q_{ос} = 2,2$ ;  $Q_{свеж} = 0$ ;  $Q_{пр} = 0,1$ ; реагенты в систему не добавляются ( $A = 0$ , см. рис. 1.5). Начальная концентрация примеси  $C_0$  в воде пруда-охладителя после ввода его в действие равна концентрации воды стока атмосферных вод в пруд и составляет  $150 \text{ г/м}^3$ . Объем пруда должен быть таким, чтобы при заданных прочих переменных обеспечивались снижение концентрации примеси до  $C_k = 130 \text{ г/м}^3$  за один год и последующее уменьшение этой концентрации примерно до постоянной величины.

Решение. По уравнению (1.5) годового баланса примеси

$$V_0(C_k - C_0) = Q_{ст}(C_{ст} - C_{п}) - (Q_{ф} + Q_{пг} + Q_{сн}) \frac{C_0 + C_k}{2} + C_{п}(Q_{ф} - Q_{ос} + Q_{пр} + Q_{сн} + Q_{еи} + Q_{ди});$$

$$V_0(130 - 150) = 0,4(150 - 30) - (3 + 0,1 + 1,5) \frac{150 + 130}{2} + 30(3 - 2,2 + 0,1 + 1,5 + 5,2 + 2,5)$$

находим:

$$V_0 = 14,65 \text{ млн м}^3.$$

Выполним далее несколько расчетов для определения изменения концентрации примеси в воде пруда в последующие годы (по тому же уравнению, что и в предыдущем случае) при заданном значении  $V_0 = 14,65 \text{ млн м}^3$ , т. е. определим  $C_{к2}$ ,  $C_{к3}$ , ...,  $C_{кn}$  для вновь полученных значений  $C_0$  ( $C_{02} = C_k$ ,  $C_{03} = C_{к2}$  и т. д.). Результаты расчетов приведены ниже:

Год. . . . .	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
$C_{кi}$ , г/м <sup>3</sup> . . . . .	130	118	107	99	93	90	87	84	82	80,5	80

Для условий Примера 20 срок практически полной стабилизации концентрации составляет 9—10 лет. Устранение фильтрации и меньшее количество годовых прямых осадков в пруд обычно вызывают рост концентрации загрязнителя в воде, что требует увеличения продувки и степени очистки продувочных вод. Однако и в этом случае обычно удается добиться стабилизации концентрации.

### 13.7. РАСЧЕТ ПОТОКА МАССЫ (ИНТЕНСИВНОСТИ ПРОЦЕССА) ПРИ ХЕМОСОРБЦИИ

Основной задачей проектировочного расчета любого абсорбционного аппарата (колонны) является определение его высоты, т. е. числа тарелок или высоты насадки для барботажных или насадочных колонн соответственно. Общепринятые методики такого определения, известные из курса «Процессы и аппараты химической технологии» и из главы 5 данной книги, построены на понятиях общего числа единиц переноса ( $n_{Oy}$ ) и высоты единицы переноса ( $h_{Oy}$ ). Определения и функциональные связи этих величин можно выразить через скорость массопередачи при абсорбции  $M/F$  [моль/(м<sup>2</sup> · с), кг/(м<sup>2</sup> · с) и т. д.]. Для  $n_{Oy}$ , например,

$$n_{Oy} = \frac{y_p - y_{p+1}}{\Delta y_{cp}} = \frac{K_y F}{G_y} = \frac{(y_p - y_{p+1}) G_y F}{\Delta y_{cp} \cdot G_y F} = \frac{\frac{MF}{FS}}{\Delta y_{cp} \frac{G_y}{S}} = \frac{\frac{M}{F} a}{\Delta y_{cp} \cdot G},$$

где  $y_p - y_{p+1}$  — убыль концентрации сорбируемого компонента в газе на любой  $p$ -тарелке;  $\Delta y_{cp}$  — средняя движущая сила абсорбции на тарелке;  $K_y$  — коэффициент массопередачи;  $F$  — поверхность массопередачи на тарелке;  $G_y$  — расход газа на абсорбцию;  $a$  — удельная (на единицу площади тарелки) поверхность массопередачи;  $G$  — расход газа, приходящийся на единицу площади тарелки  $S$ .

Аналогично можно найти:

$$h_{Oy} = \frac{G_y \Delta y_{cp \kappa}}{(M/F) \sigma S_{\kappa}},$$

где  $\Delta y_{cp \kappa}$  — средняя движущая сила в насадочной колонне;  $\sigma$  — поверхность контакта фаз в единице объема насадки;  $S_{\kappa}$  — площадь сечения колонны.

Таким образом, знания величины  $M/F$  достаточно (при прочих заданных или рассчитанных известными методами величинах) для поиска  $n_{Oy}$  или  $h_{Oy}$  и вслед за этим — определения числа тарелок или высоты насадки. Весь вопрос в способе и специфике поиска значений  $M/F$  в каждой конкретной задаче абсорбции, осложненной химическими реакциями в жидкой, а иногда и в газовой фазе. Важно при этом получить зависимости, выражающие величину  $M/F$  через определяющие параметры для использования их в задачах оптимизации процессов и размеров абсорберов. Получение таких зависимостей базируется на решениях дифференциальных «реакционно-диффузионных» уравнений переноса массы. Такие решения рассмотрены ниже для задач абсорбции сероводорода алканоламинами, оксидов азота и диоксида серы — некоторыми водными растворами\*.

### 13.7.1. Поток массы при абсорбции сероводорода водными растворами алканоламинов

Хемосорбционные процессы с использованием растворов алканоламинов наиболее приемлемы для очистки газов, содержащих сероводород и диоксид углерода в качестве единственных примесей, подлежащих удалению из газа. Вследствие ограниченной скорости поглощения  $CO_2$  медленной химической реакцией превращения растворенного диоксида углерода в реакционноспособные ионы, возможно селективное извлечение  $H_2S$  при относительно кратковременном контакте поглотителя с газом.

\* При рассмотрении этих задач использованы и адаптированы для учебных целей фундаментальные исследования: К. Оуверкерк // Химия и переработка углеводородов, 1978. № 4. С. 8; С. П. Эндрю, Д. Хансен // Chem. Eng. Sci., 1961. V. 14. P. 105; Х. Ф. Джонстон, Д. Р. Коханов // Ind. and Eng. Chem., 1958. № 8. P. 1169.



в котором в квадратных скобках представлены равновесные молярные концентрации исходных веществ и продуктов реакции. При этом равновесная концентрация свободного  $\text{H}_2\text{S}$  в растворе ( $[\text{H}_2\text{S}]$ ) определяется законом Генри:

$$[\text{H}_2\text{S}] = H_{\text{H}_2\text{S}} p_{\text{H}_2\text{S}}, \quad (13.21)$$

где  $p_{\text{H}_2\text{S}}$  — парциальное давление  $\text{H}_2\text{S}$  в газе, контактирующем с жидкостью, в состоянии межфазного равновесия (в  $\text{Н/м}^2$ );  $H_{\text{H}_2\text{S}}$  — коэффициент растворимости  $\text{H}_2\text{S}$  (в  $\frac{\text{моль}}{\text{л} \cdot \text{Н/м}^2}$ ) — величина, обратная обычной константе Генри.

Объединяя выражения (13.20) и (13.21) в общее соотношение для описания равновесия при хемосорбции, будем иметь:

$$K = \frac{[\text{>NH}_2^+][\text{HS}^-]}{p_{\text{H}_2\text{S}} \cdot [\text{>NH}]}, \quad (13.22)$$

причем константа равновесия  $K = K' H_{\text{H}_2\text{S}}$  и имеет размерность  $\frac{\text{моль}}{\text{л} \cdot \text{Н/м}^2}$  в отличие от безразмерной  $K'$ .

Если  $\epsilon$  — доля начального содержания амина в растворе  $[\text{Am}]$ , превращенного в ходе реакции (13.19) к моменту равновесия, а  $(1 - \epsilon)$  — доля непревращенного амина, то выражение (13.22) можно записать через обычно известные из исходных данных концентрации  $[\text{Am}]$  и  $p_{\text{H}_2\text{S}}$ :

$$K = \frac{\epsilon [\text{Am}] \cdot \epsilon [\text{Am}]}{p_{\text{H}_2\text{S}} (1 - \epsilon) [\text{Am}]} = \frac{\epsilon^2 [\text{Am}]}{p_{\text{H}_2\text{S}} (1 - \epsilon)}. \quad (13.23)$$

При известных значениях  $K$ ,  $[\text{Am}]$ ,  $p_{\text{H}_2\text{S}}$  из зависимости (13.23) легко определяется доля  $\epsilon$  превращенного к моменту равновесия амина. Выражение (13.23) является уравнением равновесной линии  $p_{\text{H}_2\text{S}} = f(\epsilon[\text{Am}])$ , связывающим концентрацию  $\text{H}_2\text{S}$  в газе ( $p_{\text{H}_2\text{S}}$ ) и в жидкости (в форме  $\text{HS}^-$ , причем  $[\text{HS}^-] = \epsilon[\text{Am}]$ ). Равновесную концентрацию свободного  $\text{H}_2\text{S}$  в жидкости также можно найти (по выражению (13.20) для каждого значения  $\epsilon$  и, следовательно, каждой концентрации  $[\text{HS}^-]$ ).

Рассмотрим теперь динамику транспортных процессов и химического взаимодействия в жидкой фазе. Схема изменения концентраций реагентов и продуктов реакции в зависимости от расстояния

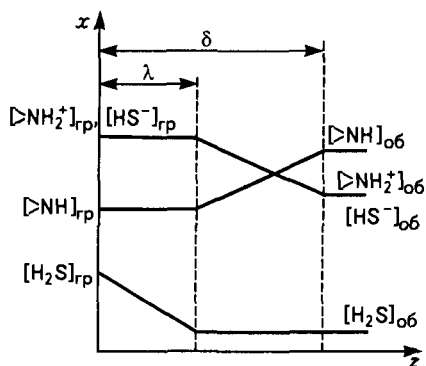
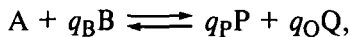


Рис. 13.8. Схема изменения концентраций реагентов и продуктов реакции в пограничной области жидкой фазы при абсорбции сероводорода растворами алканоламинов

по нормали к поверхности контакта фаз представлена на рис. 13.8.

Для сокращения записей, а также для большей общности рассуждений представим реакцию (13.19) в виде:



где A, B, P, Q —  $H_2S^-$ ,  $>NH$ ,  $HS^-$ ,  $>NH_2^+$  соответственно, причем те же обозначения используются ниже и для концентраций этих групп и ионов в жидкой фазе;  $q$  — стехиометрические коэффициенты, в общем случае не равные 1.

Для нахождения потока массы  $(M/F)_A$  запишем систему дифференциальных

диффузионно-реакционных уравнений:

$$\begin{cases} -D_A \frac{d^2 A}{dz^2} = r_A \\ -D_P \frac{d^2 P}{dz^2} = r_P, \\ \dots \\ \dots \end{cases} \quad (13.24)$$

где  $D_A$  и  $D_P$  — коэффициенты диффузии веществ A и P в жидкой фазе;  $r_A$  и  $r_P$  — скорости превращения или образования веществ.

При этом предположим, что для коэффициентов диффузии различных веществ в жидкой фазе выполняется приближенное равенство

$$D_B \approx D_P \approx D_Q = D, \quad \text{но} \quad D_A \neq D.$$

Положим также, что вещества B, P, Q полностью нелетучи.

В дополнение к системе (13.24) на фронте реакции\* имеем «стехиометрический баланс скорости реакции ( $r$ )»:

\* В рамках слоя  $\delta$  имеется «фронт реакции» (см. рис. 13.8), на котором диффундирующие каждый в своем подслое компоненты встречаются, и их концентрации становятся равными нулю или химически равновесными (в соответствии с законом действующих масс) для обратимого взаимодействия.

$$r_A = -\frac{1}{q_P} r_P$$

.....

.....

(скорость убыли вещества А в  $q_P$  раз меньше скорости наращивания Р, так как на 1 моль А получается  $q_P$  молей Р).

Таким образом,

$$-D_A \frac{d^2 A}{dz^2} = -\frac{1}{q_P} r_P,$$

или

$$-D_A \frac{d^2 A}{dz^2} = \frac{1}{q_P} D \frac{d^2 P}{dz^2},$$

причем  $z$  — нормаль к поверхности контакта фаз (см. рис. 13.8).

В результате формального интегрирования имеем:

$$-D_A \frac{dA}{dz} - \frac{1}{q_P} D \frac{dP}{dz} = \text{const.}$$

После такого перехода к градиентам концентраций интегрируем в пределах граничных условий (на границе и в объеме жидкой фазы):

$$\text{при } z = 0 \quad A = A_{\text{гр}} \quad \text{и} \quad P = P_{\text{гр}};$$

$$\text{при } z = \delta \quad A = A_{\text{об}} \quad \text{и} \quad P = P_{\text{об}}.$$

Тогда

$$-D_A \int_{A_{\text{гр}}}^{A_{\text{об}}} dA - \frac{1}{q_P} D \int_{P_{\text{гр}}}^{P_{\text{об}}} dP = \text{const} \cdot \int_0^{\delta} dz,$$

$$D_A(A_{\text{гр}} - A_{\text{об}}) + \frac{1}{q_P} D(P_{\text{гр}} - P_{\text{об}}) = \text{const} \cdot \delta.$$

Деля на  $\delta$  и учитывая, что  $D_A/\delta = \beta_{xA}$ ,  $D/\delta = \beta_{xP} = \beta_x$ , будем иметь:

$$\beta_{xA}(A_{\text{гр}} - A_{\text{об}}) + \frac{1}{q_P} \beta_x(P_{\text{гр}} - P_{\text{об}}) = \text{const.}$$

Эта константа равна потоку массы  $(M/F)_A$  в виде массы «свободного» вещества А и связанного в продукте реакции Р (отметим, что

$\beta_x$  — коэффициент массоотдачи, вычисляемый для транспорта массы не компонента А, а продуктов реакции или активного компонента В в растворе;  $\beta_{xA}$  — коэффициент массоотдачи для физической абсорбции «свободного» вещества А, сероводорода в нашем случае).

Итак,

$$\left(\frac{M}{F}\right)_A = \beta_{xA}(A_{\text{гр}} - A_{\text{об}}) + \frac{1}{q_P} \beta_x(P_{\text{гр}} - P_{\text{об}}). \quad (13.25)$$

Если применить понятие «коэффициента ускорения»  $\varepsilon$  физической абсорбции действием химической реакции в жидкой фазе, то

$$\left(\frac{M}{F}\right)_A = \varepsilon \beta_{xA}(A_{\text{гр}} - A_{\text{об}}) = \beta'_{xA}(A_{\text{гр}} - A_{\text{об}}).$$

В этом выражении  $\beta'_{xA}$  — коэффициент массоотдачи (в жидкой фазе) компонента А при хемосорбции.

Таким образом, сущность «ускорения» переноса массы вещества А заключается в дополнительном (к свободному А) переносе его в форме Р — продукта реакции.

Поскольку по определению  $\beta'_{xA} = D_A/\lambda$ , а  $\beta_{xA} = D_A/\delta$  (см. рис. 13.8), то

$$\frac{\beta'_{xA}}{\beta_{xA}} = \varepsilon = \frac{\delta}{\lambda}.$$

Из (13.25) можно выразить  $(M/F)_A$  и через движущую силу, рассчитанную по продуктам реакции:

$$\left(\frac{M}{F}\right)_A = \frac{1}{q_P} \beta'_x(P_{\text{гр}} - P_{\text{об}}) = \frac{1}{q_P} \varepsilon_P \beta_x(P_{\text{гр}} - P_{\text{об}}),$$

причем

$$\varepsilon_P = \frac{\beta'_x}{\beta_x} = \frac{\delta}{\delta - \lambda} = \frac{\delta/\lambda}{\delta/\lambda - 1} = \frac{\varepsilon}{\varepsilon - 1}.$$

В этом случае

$$\left(\frac{M}{F}\right)_A = \frac{1}{q_P} \frac{\varepsilon}{\varepsilon - 1} \beta_x(P_{\text{гр}} - P_{\text{об}}).$$

Итак,

$$\begin{aligned} \left(\frac{M}{F}\right)_A &= \varepsilon \beta_{xA}(A_{\text{гр}} - A_{\text{об}}) = \frac{\varepsilon}{\varepsilon - 1} \frac{\beta_x}{q_P} (P_{\text{гр}} - P_{\text{об}}) = \\ &= \frac{\varepsilon}{\varepsilon - 1} \frac{\beta_x}{q_B} (B_{\text{об}} - B_{\text{гр}}) = \frac{\varepsilon}{\varepsilon - 1} \frac{\beta_x}{q_Q} (Q_{\text{гр}} - Q_{\text{об}}). \end{aligned}$$



Для нашего случая абсорбции  $H_2S$

$$q_P = q_B = q_Q = 1$$

и

$$\begin{aligned} \left(\frac{M}{F}\right)_{H_2S} &= \alpha \beta_x H_2S ([H_2S]_{гр} - [H_2S]_{об}) = \\ &= \frac{\alpha}{\alpha - 1} \beta_x ([HS^-]_{гр} - [HS^-]_{об}) = \dots \end{aligned}$$

Весь вопрос теперь в значении  $\alpha$ . Если предположить, что  $\lambda$  очень большая величина ( $\lambda \rightarrow 0$ ), то ограничение на возможные значения  $(M/F)_{H_2S}$  будет наложено только отношением  $\frac{\alpha}{\alpha - 1}$ , т. е. возможностями переноса массы с продуктами реакции. При  $\frac{\alpha}{\alpha - 1} \rightarrow 1$  ( $\lambda \rightarrow 0$ ) будем иметь:

$$\left(\frac{M}{F}\right)_{H_2S} = \beta_x ([HS^-]_{гр} - [HS^-]_{об}). \quad (13.26)$$

Таким образом, химическое равновесие устанавливается практически на границе контакта фаз, и величину потока массы определяет отвод от границы контакта массы продуктов реакции. Такое положение [и, соответственно, уравнение (13.26)] подтверждается опытом.

Поскольку  $[HS^-]_{гр} = \epsilon_{гр}[Am]$ , предполагая также, что  $[HS^-]_{об} \ll [HS^-]_{гр}$ , уравнение (13.26) можно записать в виде:

$$\left(\frac{M}{F}\right)_{H_2S} = \beta_x \epsilon_{гр}[Am], \quad (13.27)$$

причем  $\epsilon_{гр}$  (на границе устанавливается равновесие) можно вычислить на основании выражения (13.23):

$$\frac{\epsilon_{гр}^2 [Am]}{p_{H_2S} (1 - \epsilon_{гр})} = K. \quad (13.28)$$

Итак, зная концентрацию амина в растворе, а также значения  $K$ ,  $p_{H_2S}$  и  $\beta_x$  (например, коэффициента массоотдачи, рассчитанного для амина в растворе), можно найти  $(M/F)_{H_2S}$ . При этом значением  $p_{H_2S}$  гр можно вначале задаться (начиная, например,

с  $p_{H_2S}$  в объеме газовой фазы), проверяя затем равенство найденного значения  $(M/F)_{H_2S}$  величине  $\beta_y(y_{об} - y_{гр})$ , где  $y$  — соответствующие  $p_{H_2S}$  молярные концентрации  $H_2S$  в газе. Обычно (во всяком случае для очистки от  $H_2S$  природного, нефтезаводского газов, синтез-газа) применяют 10—15%-ные растворы алканоламинов. Константа равновесия  $K$  при 25 °С (для случая применения ДЭА, например) может быть принята равной  $7,5 \cdot 10^{-5} \frac{\text{моль/л}}{\text{Па}}$ .

Коэффициент  $\beta_x$  для условий массоотдачи в барботажных абсорберах в первом приближении может быть принят в диапазоне  $(0,015 \div 0,04) \cdot 10^{-2}$  м/с и уточнен известными методами расчета  $\beta_x$  для физической абсорбции.

С учетом этих рекомендаций, если, например,  $H_2S$ -содержащий газ с  $p_{H_2S} = 400$  Па при 25 °С барботирует через водный раствор с концентрацией ДЭА 2 моль/л, то поток массы сероводорода может быть вычислен следующим образом:

1) в соответствии с выражением (13.28)

$$\frac{\epsilon_{гр}^2 [Am]}{p_{H_2S}(1 - \epsilon_{гр})} = \frac{\epsilon_{гр}^2 \cdot 2}{400(1 - \epsilon_{гр})} = 7,5 \cdot 10^{-5};$$

$$\epsilon_{гр} = 0,115;$$

$$\begin{aligned} 2) \quad \left(\frac{M}{F}\right)_{H_2S} &= \beta_x \epsilon_{гр} [Am] = 0,015 \cdot 10^{-2} \cdot 0,115 \cdot 2 \cdot 10^3 = \\ &= 3,45 \cdot 10^{-2} \left(\frac{\text{моль}}{\text{с} \cdot \text{м}^2}\right). \end{aligned}$$

Значение потока массы можно использовать для определения (известными методами) числа единиц переноса и числа тарелок абсорбера. Величину этого потока (интенсивность абсорбции) в поисках максимума можно варьировать, меняя параметры режима работы и степень превращения в соответствии с выражениями (13.27), (13.28). Выражение (13.23) позволяет найти рациональное отношение между степенью превращения  $\epsilon$  и рабочим давлением в абсорбере (с учетом еще выражения закона Дальтона), а также концентрацией выбранного алканоламина в поглотительном растворе. Чтобы убедиться в этом, читателю предлагается самому построить (в общем виде) графики функций  $\epsilon = \epsilon(p)$ ,  $\epsilon = \epsilon([Am])$  при прочих заданных определяющих величинах и проанализировать вид полученных кривых.

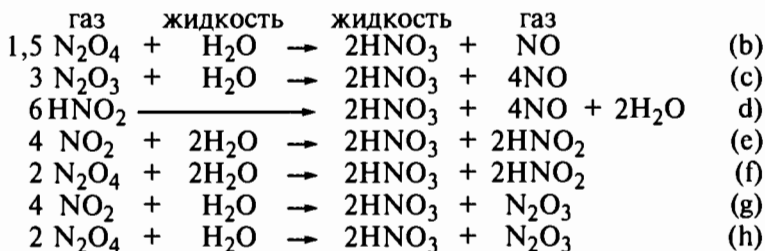
### 13.7.2. Динамика абсорбции оксидов азота водой

**Химические и межфазные взаимодействия при абсорбции.** Общепринятым выражением для описания абсорбции при получении товарной  $\text{HNO}_3$  из нитрозных газов является следующее:



Поскольку в газе содержится ряд оксидов азота  $\text{NO}_x$ , возможных путей взаимодействия больше. Вещества  $\text{NO}_2$ ,  $\text{N}_2\text{O}_4$ ,  $\text{N}_2\text{O}_3$ ,  $\text{HNO}_2$  могут представлять собой высшие оксиды и быть «переносчиками»  $\text{NO}_x$  в жидкость; те же  $\text{HNO}_2$ ,  $\text{N}_2\text{O}_3$ , а также  $\text{NO}$  по некоторым возможным взаимодействиям являются представителями низших оксидов и представляют собой продукты реакций, являющиеся «переносчиками»  $\text{NO}_x$  из жидкости в газовую фазу.

Термодинамически возможные механизмы взаимодействия при абсорбции следующие:



Как видно,  $\text{N}_2\text{O}_3$ , например, по реакции (с) является представителем высших оксидов, транспортирующих  $\text{NO}_x$  в жидкую фазу. Реакция (g) представляет  $\text{N}_2\text{O}_3$  в качестве низшего оксида (продукта — переносчика  $\text{NO}_x$  из жидкости в газ). Все реакции (a)—(h) для удобства сравнения записаны для двух молей  $\text{HNO}_3$ . Представленные схемы демонстрируют, какие вещества являются переносчиками—«транспортёрами»  $\text{NO}_x$  в каждой фазе.

Транспорт в жидкую фазу высших оксидов (в пересчете на  $\text{NO}_2$ ) лишь втрое [см. реакцию (a)] превышает обратный транспорт  $\text{NO}_x$  (в виде  $\text{NO}$ ) из жидкости в газ. Таким образом, чем выше степень окисленности  $\text{NO}_x$  в газе, тем эффективнее сорбция.

Используя сравнительно небольшое число представленных в табл. 13.4 экспериментальных данных по межфазному равновесию (для относительно концентрированного и, наоборот, слабого по  $\text{NO}_x$  газа), можно условно ограничить число практически значимых действующих механизмов в каждом случае.

Рассмотрение относительных величин равновесных концентраций  $\text{NO}_x$  в газовой и жидкой фазах для концентрированного и слабого газов позволяет заключить, что переносчики  $\text{NO}_x$  по их значимости в транспорте  $\text{NO}_x$  можно расположить (по местам значимости — I, II, III) в такой последовательности:

Таблица 13.4. Равновесные составы фаз  
(равновесные концентрации при 25 °С)

Оксид азота	Концентрация $\times 10^6$ , моль/см <sup>3</sup>			
	концентрированный газ		слабый газ	
	газовая фаза	жидкая фаза	газовая фаза	жидкая фаза
NO <sub>2</sub>	3,9	3,9	$1,0 \cdot 10^{-2}$	$1,0 \cdot 10^{-2}$
N <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	2,6	195	$1,7 \cdot 10^{-5}$	$1,3 \cdot 10^{-3}$
N <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,3	1100	$0,9 \cdot 10^{-6}$	$3,5 \cdot 10^{-3}$
HNO <sub>2</sub>	1,3	1100	$2,3 \cdot 10^{-3}$	2,0
NO	9,0	0,45	$1,0 \cdot 10^{-2}$	$5,0 \cdot 10^{-4}$

*Концентрированный газ*

		I	II	III
газовая фаза	высшие оксиды — транспорт NO <sub>x</sub> из газа	NO <sub>2</sub>	N <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	HNO <sub>2</sub>
	низшие оксиды — транспорт от границы контакта фаз в газ	NO	HNO <sub>2</sub>	N <sub>2</sub> O <sub>3</sub>
жидкая фаза	высшие оксиды — транспорт от границы контакта фаз в жидкость	HNO <sub>2</sub>	N <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	N <sub>2</sub> O <sub>4</sub>
	низшие оксиды — транспорт из объема жидкой фазы к границе контакта фаз	HNO <sub>2</sub>	N <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	NO

*Слабый газ*

		I	II
газовая фаза	высшие оксиды	NO <sub>2</sub>	HNO <sub>2</sub>
	высшие оксиды	NO	HNO <sub>2</sub>
жидкая фаза	высшие оксиды	HNO <sub>2</sub>	NO <sub>2</sub>
	высшие оксиды	HNO <sub>2</sub>	NO*

Определив места значимости различных NO<sub>x</sub> в их переносе в каждом случае, выделим из всего ряда реакций (а)—(h) механизмы, в наибольшей мере представляющие значимые NO<sub>x</sub> в каждой фазе для случаев абсорбции NO<sub>x</sub> из концентрированного и слабого газов.

\*NO, а не N<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, поскольку для слабого газа возможный транспорт NO<sub>x</sub> в виде N<sub>2</sub>O<sub>3</sub> из жидкой фазы в газ весьма ограничен в газовой фазе (в газовой фазе [N<sub>2</sub>O<sub>3</sub>] =  $0,9 \cdot 10^{-12}$  моль/см<sup>3</sup>, тогда как [NO] =  $1,0 \cdot 10^{-8}$  моль/см<sup>3</sup> (см. табл. 13.4), в жидкой же фазе различие концентраций значительно меньше:  $3,5 \cdot 10^{-9}$  и  $5,0 \cdot 10^{-10}$  моль/см<sup>3</sup>).

Для случая абсорбции  $\text{NO}_x$  из сравнительно концентрированного газа таковыми являются механизмы (f) и (h). Именно в этих реакциях представлены основные переносчики  $\text{NO}_x$  в газовой и жидкой фазах (в левой части каждой схемы реакции — основные переносчики высших  $\text{NO}_x$ , в правой — низших  $\text{NO}_x$ ). Любые другие реакции в этом случае относительно мало значимы. Например: схемой (a) не представлены переносчики высших  $\text{NO}_x$  в жидкой фазе (I—III-е места у  $\text{HNO}_2$ ,  $\text{N}_2\text{O}_3$ ,  $\text{N}_2\text{O}_4$ , а не у  $\text{NO}_2$ ), по схеме (b) основным переносчиком низших  $\text{NO}_x$  из жидкой фазы является  $\text{NO}$ , в то время как по схемам (f) и (h) таковыми являются  $\text{HNO}_2$  и  $\text{N}_2\text{O}_3$ , занимающие в этом смысле I-е, II-е места, а не III-е, как  $\text{NO}$ , и т. д.

Для случая абсорбции  $\text{NO}_x$  из относительно низкоконцентрированного по  $\text{NO}_x$  газа основными реакциями при абсорбции являются реакции (d) и (e). Аналогично предыдущему рассуждения показывают, что, например, в реакции (a)  $\text{NO}_2$  и  $\text{NO}$  по их значимости в переносе  $\text{NO}_x$  в жидкости занимают вторые места, процессы же с  $\text{HNO}_2$  [реакции (d) и (e)] имеют в этом смысле преимущество. В реакции (b) не представлены основные переносчики высших  $\text{NO}_x$  и т. д. В случае слабого газа с достаточной относительно других реакций скоростью реализуется и механизм (c), поскольку между  $\text{HNO}_2$  и  $\text{N}_2\text{O}_3$  обычно быстро устанавливается равновесие.

Рассмотрим подробно абсорбцию  $\text{NO}_x$  из слабого газа, что обычно составляет главную задачу уменьшения выбросов  $\text{NO}_x$  с отходящими газами.

На рис. 13.9 представлена схема транспорта массы оксидов азота при абсорбции, сопровождающейся химическими взаимо-

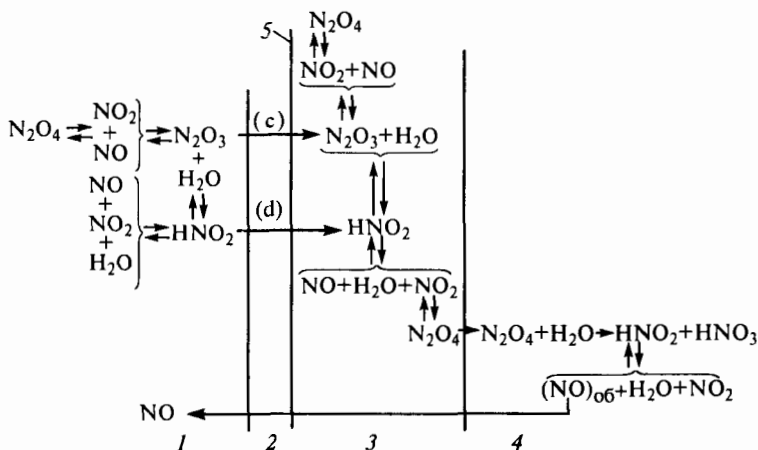
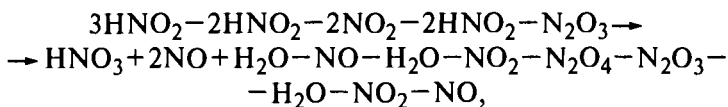
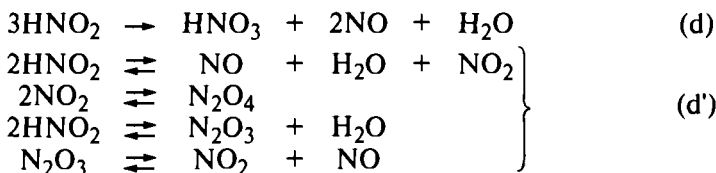


Рис. 13.9. Схема транспорта массы оксидов азота  $\text{NO}_x$  при абсорбции, сопровождающейся реакциями (c) и (d):

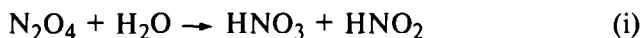
1 — ядро газовой фазы; 2 — диффузионный подслои газовой фазы; 3 — диффузионный подслои жидкой фазы; 4 — ядро жидкой фазы; 5 — граница контакта фаз

действиями (с) и (d). [Перенос с реакцией (е) отдельно не рассматривается, заключительное выражение для потока массы  $\text{NO}_x$  при абсорбции, сопровождающейся реакцией (е), будет представлено ниже без вывода.]

Например, реакция (d) в соответствии со схемой на рис. 13.9 представляется сложным процессом, а именно:



или

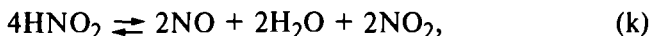


При этом, согласно принятой записи на рис. 13.9 (показана ли реакция в подслое или в ядре жидкой фазы), предполагается, что равновесное состояние различных  $\text{NO}_x$  устанавливается очень быстро, т. е. в непосредственной близости от поверхности массообмена, а гидролиз  $\text{N}_2\text{O}_4$  — медленная реакция, имеющая место практически только в ядре жидкой фазы.

Такое предположение представляется правомерным, поскольку в работах по исследованию кинетики разложения  $\text{HNO}_2$  [реакция (d)] найдено, что наращивание концентрации  $\text{HNO}_3$  во времени равно

$$\frac{d(\text{HNO}_3)}{d\tau} = A \frac{(\text{HNO}_2)^4}{(\text{NO})^2}, \quad (13.29)$$

т. е. показатели степеней действующих концентраций  $\text{HNO}_2$  и  $\text{NO}$  в уравнении (13.29) равны стехиометрическим коэффициентам уравнения



представляющего собой сумму всех равновесных взаимодействий, дополняющих реакцию гидролиза (i) до механизма (d). Другими словами, равновесные состояния по (d') [или (k)] устанавливаются практически мгновенно относительно медленного гидролиза по схеме (i).

В предположении 1-го по  $N_2O_4$  порядка реакции (i) можно записать:

$$\frac{d(HNO_3)}{d\tau} = k(N_2O_4) = A \frac{(HNO_2)^4}{(NO)^2},$$

где  $k$  — константа скорости гидролиза  $N_2O_4$ ;  $A$  — коэффициент пропорциональности в уравнении (13.29). Здесь и ниже круглыми скобками обозначены концентрации веществ в жидкой фазе; квадратные скобки будут использоваться для обозначения концентрации оксидов азота в газовой фазе.

С учетом межфазного равновесия на границе контакта фаз (т. е. для условий на этой границе)

$$A \frac{(HNO_2)^4}{(NO)^2} = k(N_2O_4) = kH_{N_2O_4} [N_2O_4] = kH_{N_2O_4} K_1 [NO_2]^2,$$

где  $H_{N_2O_4}$  — коэффициент растворимости  $N_2O_4$ ;  $H_{N_2O_4} = \frac{(N_2O_4)}{[N_2O_4]}$ ;  $K_1$  — константа равновесия димеризации  $2NO_2 \rightleftharpoons N_2O_4$ .

Таким образом,

$$\begin{aligned} A &= kK_1 H_{N_2O_4} [NO_2]^2 \frac{(NO)^2}{(HNO_2)^4} = \\ &= kK_1 H_{N_2O_4} [NO_2]^2 \frac{[NO]^2}{(HNO_2)^4}, \end{aligned} \quad (13.30)$$

причем

$$(HNO_2) = (HNO_2)_{гр} \approx (HNO_2)_{об},$$

где  $(HNO_2)$  — концентрация  $HNO_2$  в жидкой фазе; индексы «гр» и «об» обозначают условия на границе контакта фаз и в объеме жидкой фазы соответственно.

**Поток массы при абсорбции  $NO_x$ .** Величина потока массы  $M/F$  определяется скоростью медленной реакции гидролиза  $N_2O_4$  в объеме жидкой фазы. Для  $(M/F)_{HNO_3}$ , т. е. для величины потока массы, вычисленной по получаемой  $HNO_3$ , с учетом значения  $A$  по (13.30) можно записать:

$$\begin{aligned} \left(\frac{M}{F}\right)_{HNO_3} &= \Phi k(N_2O_4)_{об} = \Phi A \frac{(HNO_2)_{об}^4}{(NO)_{об}^2} = \\ &= \Phi kK_1 H_{N_2O_4} H_{NO}^2 [NO_2]^2 [NO]^2 \frac{(HNO_2)_{об}^4}{(NO)_{об}^2 (HNO_2)^4} = \\ &= \Phi kK_1 H_{N_2O_4} H_{NO}^2 [NO_2]^2 [NO]^2 \frac{1}{(NO)_{об}^2}, \end{aligned} \quad (13.31)$$

где величина  $(M/F)_{HNO_3}$  может быть представлена, например, в моль  $HNO_3/(m^2 \cdot c)$ ;  $\Phi$  — отношение объема жидкой фазы к величине поверхности контакта фаз на контактном устройстве абсорбера (на тарелке),  $m^3/m^2$ .

Эквивалентным потоку массы получающейся  $\text{HNO}_3$  должен быть поток массы  $\text{NO} - (M/F)_{\text{NO}}$ , получающегося в объеме жидкой фазы (см. рис. 13.9):

$$\left(\frac{M}{F}\right)_{\text{NO}} = \beta_{x_{\text{NO}}} [(\text{NO})_{\text{об}} - (\text{NO})_{\text{гр}}] \approx \beta_{x_{\text{NO}}} (\text{NO})_{\text{об}}, \quad (13.32)$$

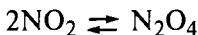
где  $\beta_{x_{\text{NO}}}$  — коэффициент массоотдачи оксида азота.

Значением  $(\text{NO})_{\text{гр}}$  по сравнению с  $(\text{NO})_{\text{об}}$  можно пренебречь ввиду малости растворимости  $\text{NO}$  и сравнительно большого значения  $(\text{NO})_{\text{об}}$ .

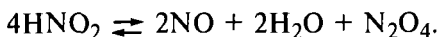
Уравнения (13.31) и (13.32) следует привести к сравнимым величинам путем выражения  $M/F$  в виде потока высших оксидов из газа, приведенных, например, к концентрации  $[\text{NO}_2] = [\text{NO}_2]^*$ . Суммарную концентрацию таких оксидов в газе, приведенную к концентрации  $\text{NO}_2$ , т. е.  $[\text{NO}_2]^*$ , принимают равной

$$[\text{NO}_2]^* = [\text{NO}_2] + 2[\text{N}_2\text{O}_4] + [\text{N}_2\text{O}_3] + 0,5[\text{HNO}_2], \quad (13.33)$$

так как



(на каждый моль  $\text{N}_2\text{O}_4$  в газе следует брать в расчет 2 моля  $\text{NO}_2$ ),



Поскольку для получения одного моля  $\text{HNO}_3$  по реакции (d) требуется 3 моля  $\text{HNO}_2$ , а это означает меньшую потребность в количестве молей  $\text{NO}_2$ , т. е.  $[\text{NO}_2]^*$ , будем иметь:

$$\left(\frac{M}{F}\right)_{[\text{NO}_2]^*(d)} = \frac{3}{2} \Phi k K_1 H_{\text{N}_2\text{O}_4} H_{\text{NO}}^2 [\text{NO}_2]^2 [\text{NO}]^2 / (\text{NO})_{\text{об}}^2 \quad (13.34)$$

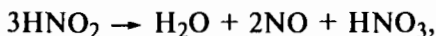
взамен выражения (13.31) для потока массы, вычисленного по  $\text{HNO}_3$ .

Поток массы по  $[\text{NO}_2]^*$  [по механизму (d)] вместо  $(M/F)_{\text{NO}}$  по (13.32) выразится следующим уравнением:

$$\left(\frac{M}{F}\right)_{[\text{NO}_2]^*(d)} = \frac{3}{4} \beta_{x_{\text{NO}}} (\text{NO})_{\text{об}}, \quad (13.35)$$



поскольку  $(NO)_{об}$  получается в принятом механизме (d) за счет гидролиза  $N_2O_4$  и последующего



т. е. на 1 моль  $NO$  нужно  $3/2$  молей  $HNO_2$  или  $3/4$  молей  $[NO_2]^*$  согласно пересчету по выражению (13.33).

Если далее из (13.35) найти  $(NO)_{об}$  и подставить ее значение в уравнение (13.34), получим:

$$\begin{aligned} \left(\frac{M}{F}\right)_{[NO_2]_{(d)}^*} &= \\ &= \frac{3}{2} \Phi k K_1 H_{N_2O_4} H_{NO}^2 [NO_2]^2 [NO]^2 \left[ \frac{\left(\frac{M}{F}\right)_{[NO_2]_{(d)}^*}}{\frac{3}{4} \beta_{xNO}} \right]^{-2}, \end{aligned}$$

откуда

$$\begin{aligned} \left(\frac{M}{F}\right)_{[NO_2]_{(d)}^*} &= \\ &= \frac{3}{4} \beta_{xNO}^{2/3} \Phi^{1/3} (2k K_1 H_{N_2O_4} H_{NO}^2)^{1/3} [NO_2]^{2/3} [NO]^{2/3}. \end{aligned} \quad (13.36)$$

Это уравнение и выражает поток массы  $NO_x$  (в виде  $[NO_2]^*$ ) при их абсорбции водой из слабоконцентрированного газа по механизму (d).

Завершая на этом подробные выкладки, приведем без доказательства выражение для потока массы  $NO_x$  при абсорбции, осложненной реакцией (e):

$$\left(\frac{M}{F}\right)_{[NO_2]_{(e)}^*} = \frac{3}{4} \beta_{xNO_2} H_{NO_2} [NO_2],$$

причем (также без доказательства) отметим, что механизм (e) для хемосорбции имеет преимущественное значение при  $[NO]/[NO_2] < 0,5$  в газе, тогда как механизм (d) является основным для абсорбции из низкоконцентрированного и «слабоокисленного» газа, когда  $[NO]/[NO_2] > 5$ .

Механизмы (f) и (h), сопровождающие абсорбцию из сравнительно концентрированного газа, здесь специально не рассматриваются (они важны в технологии продукционной азотной кислоты).

Расчеты по уравнению (13.36) прежде всего позволяют сделать выводы о приемлемости водной абсорбции  $\text{NO}_x$  из низкоконцентрированных газов. Так, если известны (для  $25^\circ\text{C}$ , например) значения определяющих поток массы величин ( $k = 48 \text{ с}^{-1}$ ;  $H_{\text{N}_2\text{O}_4} = 77$ ;  $H_{\text{NO}} = 0,046$ ;  $K_1 = 1,716 \cdot 10^5 \text{ см}^3/\text{г-моль}$ ), рассчитаны показатели работы ситчатой, например, тарелки абсорбера ( $\beta_{x_{\text{NO}}} = 0,0254 \text{ см/с}$ ;  $\Phi = 0,382 \text{ см}^3/\text{см}^2$ ;  $a = 11 \text{ см}^2/\text{см}^2$ ), уравнение (13.36) даст возможность определения  $(M/F)_{[\text{NO}_2](d)}$  и  $n_{oy}$  (общего числа единиц переноса) для любого заданного состава низкоконцентрированного по  $\text{NO}_x$  газа (например, для  $[\text{NO}_2] = [\text{NO}] = 1 \cdot 10^{-8} \text{ моль/см}^3$ ). Расчет приводит к очень низкому значению потока массы [порядка  $10^{-10} \text{ моль}/(\text{см}^2 \cdot \text{с})$ ] и, соответственно, к значению к. п. д. ( $E_y$ ) тарелки по Мэрфи ( $E_y = 1 - e^{-n_{oy}}$ ) в пределах всего  $\sim 1\%$ . Вывод из этого вполне очевиден: эффективность устройств для абсорбции  $\text{NO}_x$  из «слабого» газа слишком мала для практической ее реализации. Мало влияет на это положение и применение щелочной абсорбции, поскольку сначала в растворе должны получиться азотная и азотистая кислоты — по тем же механизмам (d) и (e). Становится ясным, почему и щелочную абсорбцию применяют для достаточно концентрированных газов. Ясны также и известные приемы добавления окислителей в процессе абсорбции.

Тем не менее, даже отрицательные заключения корректны лишь при наличии количественных доказательств, которые могут быть получены только на основании решения функций интенсивности процесса [типа (13.36)]. Сами же эти функции часто получаются весьма непросто, что и демонстрирует данный пример осложнения физического процесса транспорта массы между фазами многими химическими взаимодействиями.

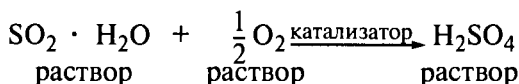
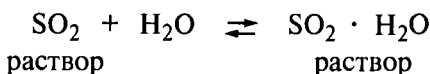
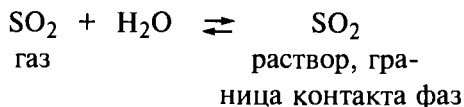
### 13.7.3. Скорость абсорбции диоксида серы каплей водного раствора соли—катализатора окисления

В двух предыдущих примерах функции потока массы выведены для условий, имеющих место в жидкой фазе барботажных устройств (тарелок) абсорбционных аппаратов. В ряде случаев применяют полые распылительные абсорберы, для расчета которых необходимо знание потока массы сорбируемого компонента в капле жидкости. Такие задачи также существенны при расчете переноса загрязнений природными или промышленного происхождения капельными системами.

Так, функциональные зависимости скорости образования  $\text{H}_2\text{SO}_4$  в каплях воды, содержащей растворенные соли ( $\text{MnSO}_4$ ,  $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ ,  $\text{FeSO}_4$ ,  $\text{MnSO}_4 + \text{CuSO}_4$ ,  $\text{NiSO}_4$  и др.), для условий пре-

бывания этих капель в воздухе с определенной примесью  $\text{SO}_2$  составляют основу количественной оценки распространения кислотного тумана в приземном слое атмосферы, а также основу расчета аппаратов с капельной дисперсией абсорбента в  $\text{SO}_2$ -содержащем газе.

Примем следующую схему химических взаимодействий при абсорбции:



Тогда распределение концентрации  $C$   $\text{H}_2\text{SO}_4$  по радиусу  $r$  капли можно представить дифференциальным диффузионно-реакционным уравнением:

$$D \left( \frac{d^2 C}{dr^2} + \frac{2}{r} \frac{dC}{dr} \right) = k. \quad (13.37)$$

Коэффициент диффузии  $D = 2 \cdot 10^{-5} \text{ см}^2/\text{с}$  для  $\text{H}_2\text{SO}_4$  в воде. Константа скорости  $k$  окисления  $\text{SO}_2$  кислородом, растворенным в жидкости, зависит от концентрации катализатора в жидкости: при  $[\text{MnSO}_4] = 500 \text{ мг/л}$   $k = 6,4 \text{ ммоль}/(\text{л} \cdot \text{мин})$ , при  $[\text{MnSO}_4] = 1000 \text{ мг/л}$   $k = 17,2 \text{ ммоль}/(\text{л} \cdot \text{мин})$ . При этом концентрацию  $\text{SO}_2$  на поверхности капли можно считать равновесной с концентрацией  $\text{SO}_2$  в объеме окружающего газа.

Ясно также, что установление равновесия  $\text{SO}_2 + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{SO}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$  предполагается мгновенным относительно скорости реакции окисления  $\text{SO}_2$ , соизмеримой [по уравнению (13.37)] со скоростью молекулярной диффузии  $\text{H}_2\text{SO}_4$  в капле.

Для отыскания явного вида функции  $C = C(r)$  уравнение (13.37) интегрируется способом замены переменных:  $rC = u$ . При этом

$$C' = \frac{u'}{r} - \frac{u}{r^2}; \quad C'' = \frac{u''}{r} - 2\frac{u'}{r^2} + 2\frac{u}{r^3}.$$

После подстановки этих производных в уравнение (13.37) будем иметь:

$$\frac{d^2u}{dr^2} = \frac{k}{D} r,$$

откуда

$$\frac{du}{dr} = \frac{k}{D} \frac{r^2}{2} + C_1 \quad \text{и} \quad u = \frac{k}{6D} r^3 + C_1 r + C_2, \quad (13.38)$$

где  $C_1, C_2$  — константы.

Граничные условия для отыскания значений  $C_1$  и  $C_2$ :

при  $r = 0 \quad u = 0$ , поэтому  $C_2 = 0$ ;

при  $r = r_0 \quad C = C_{гр}$ , поэтому  $u_{гр} = r_0 C_{гр} = \frac{k}{6D} r_0^3 + C_1 r_0$  и  $C_1 =$   
 $= C_{гр} - \frac{k}{6D} r_0^2$  ( $r_0$  — радиус капли).

Если рассмотреть возможные распределения по  $r$  концентраций  $C$  в капле в зависимости от концентрации  $C_{гр} \text{SO}_2$  на поверхности капли (рис. 13.10), можно увидеть, что существует критическая концентрация  $C_{гр}^*$ , при которой концентрация  $C$  в центре капли равна нулю. Отметим при этом, что говорить о молярной концентрации  $C$  как о концентрации  $\text{SO}_2$  можно на основании того факта, что на 1 моль получающейся по реакции окисления  $\text{H}_2\text{SO}_4$  требуется 1 моль  $\text{SO}_2$ . Напомним также еще и то обстоятельство, что различия в значениях  $C_{гр}$  обусловлены возможными различиями концентрации  $\text{SO}_2$  в объеме газа, из которого каплей жидкости сорбируется  $\text{SO}_2$ .

Рассмотренные выше граничные условия и соответствующие значения констант  $C_1$  и  $C_2$  справедливы для того случая, когда  $C_{гр} \geq C_{гр}^*$ . Для этого случая явный вид функции  $C = C(r)$  следующий:

$$C = C_{гр} - \frac{k}{6D} (r_0^2 - r^2) \quad (13.39)$$

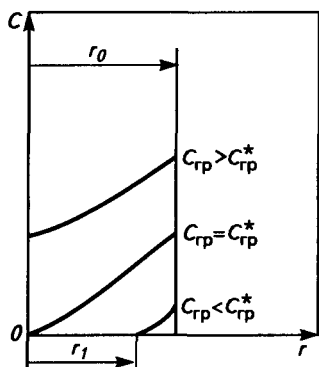


Рис. 13.10. Изменения концентрации  $\text{SO}_2$  по радиусу  $r$  капли для различных значений концентрации  $\text{SO}_2$  в газе (соответственно для различных  $C_{гр}$ )

[выражение получено подстановкой  $u = Cr$  и значений  $C_1$  и  $C_2$  в (13.38)].

Поскольку поток массы  $SO_2$  в капле равен:

$$\frac{M}{F} = -D \left( \frac{dC}{dr} \right)_{гр},$$

а

$$\left( \frac{dC}{dr} \right)_{гр} = \frac{kr_0}{3D}$$

[получено дифференцированием (13.39)], то

$$\frac{M}{F} = \frac{1}{3} r_0 k \quad (13.40)$$

[поток массы  $M/F$ , в моль/(см<sup>2</sup>·с), направлен внутрь капли].

Общий поток массы в капле радиуса  $r_0$  (например, в моль/с) равен:

$$(M/F)_{общ 1} = \frac{4}{3} \pi r_0^3 k. \quad (13.41)$$

Критическую концентрацию  $C_{гр}$  можно вычислить по выражению (13.39), положив  $r = 0$  и  $C = 0$ :

$$C_{гр}^* = \frac{kr_0^2}{6D}. \quad (13.42)$$

Для того случая, когда концентрация  $SO_2$  в газе такова, что  $C_{гр} < C_{гр}^*$ , имеет место другое граничное условие для уравнения (13.37), а именно:

при  $r = r_1$   $C = 0$  (см. рис. 13.10).

В этом случае интегрирование уравнения (13.37) приводит к получению функции  $C = C(r)$  в виде:

$$C = C_{гр} - \frac{k}{6D} (r_0^2 - r^2) - \frac{kr_1^3}{3Dr_0} + \frac{kr_1^3}{3Dr}. \quad (13.43)$$

При этом

$$\frac{M}{F} = \frac{k}{3} \frac{r_0^3 - r_1^3}{r_0^2} \quad (13.44)$$

и

$$\left( \frac{M}{F} \right)_{общ 2} = \frac{4}{3} \pi k (r_0^3 - r_1^3). \quad (13.45)$$

Рассматривая отношение  $\frac{(M/F)_{\text{общ } 2}}{(M/F)_{\text{общ } 1}}$ , можно получить:

$$\frac{r_1}{r_0} = 3 \sqrt[3]{1 - \frac{(M/F)_{\text{общ } 2}}{(M/F)_{\text{общ } 1}}}. \quad (13.46)$$

Теперь следует представить схему расчета  $(M/F)_{\text{общ}}$ :

1) при известной величине парциального давления  $\text{SO}_2$  в газе ( $p_{\text{SO}_2}$ ) рассчитывают  $C_{\text{гр}}$ , причем

$$C_{\text{гр}} = H p_{\text{SO}_2}, \quad (13.47)$$

где  $H = 12,1 \cdot 10^4 \frac{\text{моль}(\text{SO}_2 \cdot \text{H}_2\text{O})}{\text{кг H}_2\text{O} \cdot \text{Па}}$  — коэффициент растворимости  $\text{SO}_2$ ;

2)  $C_{\text{гр}} \left[ \frac{\text{моль}(\text{SO}_2 \cdot \text{H}_2\text{O})}{\text{кг H}_2\text{O}} \right]$  сравнивают с  $C_{\text{гр}}^*$ , рассчитанной по формуле (13.42). Если  $C_{\text{гр}} \geq C_{\text{гр}}^*$ , то  $(M/F)_{\text{общ}} = (M/F)_{\text{общ } 1}$  находят с помощью выражения (13.41); если  $C_{\text{гр}} < C_{\text{гр}}^*$ , то  $(M/F)_{\text{общ } 2}$  определяют по формуле (13.45). В последнем случае величиной  $r_1$  задаются, причем принятое значение  $r_1$  должно давать  $C = 0$  в уравнении (13.43).

Анализ выражений (13.40) и (13.44) потока массы  $\text{SO}_2$  в капле показывает, что при относительно высоких концентрациях  $\text{SO}_2$  в газе, когда  $C_{\text{гр}} \geq C_{\text{гр}}^*$ , величина  $M/F$  не зависит от  $p_{\text{SO}_2}$ . С уменьшением  $p_{\text{SO}_2}$  до  $C_{\text{гр}} < C_{\text{гр}}^*$  формула (13.40) для расчета  $M/F$  становится непригодной, а по выражению (13.43)  $M/F$  зависит от  $r_1$ , т. е. от  $C_{\text{гр}}$  и от парциального давления  $\text{SO}_2$  в газе. В этом случае с уменьшением  $p_{\text{SO}_2}$  уменьшается  $M/F$ .

Численные решения для потока массы представлены (вместе с подтверждающими расчет экспериментальными точками) на рис. 13.11. С ростом концентрации  $\text{SO}_2$  в газе независимость от нее величины  $M/F$  реализуется при меньших концентрациях  $\text{SO}_2$  в газе для жидкой фазы с меньшим содержанием соли — катализатора окисления.

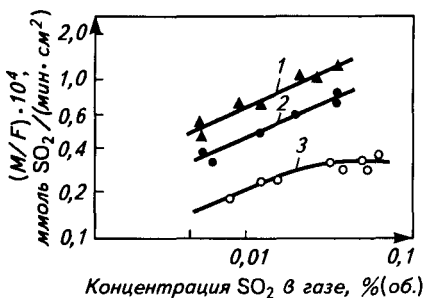


Рис. 13.11. Скорость абсорбции  $\text{SO}_2$  из воздуха каплями раствора  $\text{MnSO}_4$  различной концентрации:

1 — 1000 мг/л; 2 — 500 мг/л;

3 — 250 мг/л

# ГЛАВА 14

## КУРСОВОЙ ПРОЕКТ



### 14.1. СОДЕРЖАНИЕ КУРСОВОГО ПРОЕКТА

На заключительном этапе учебного процесса подготовки специалиста по технологии защиты биосферы курсовое проектирование является важнейшей частью образовательной программы, включающей, кроме того, производственную практику и исследовательскую курсовую работу студента. На этом этапе обычно закладываются основы и принимаются принципиальные решения будущей дипломной работы. Поэтому исходные данные и предпроектные материалы для курсового проекта, полученные в исследовательской работе и на практике (она может проходить на промышленном предприятии, в проектной или исследовательской организации), должны быть достаточными как для принятия обоснованных проектных решений, так и для исполнения технологического проектирования.

#### 14.1.1. Выбор темы курсового проекта. Задание на проект

Рациональными можно считать следующие направления выбора тем курсовых проектов:

1. Создание технологических систем без сброса сточных вод (в том числе и очищенных) в естественные водоемы. При различных видах бессточных схем обычно резко уменьшается потребление воды, загрязнение водоемов, но, как правило, образуются твердые отходы или концентрированные растворы в технологических установках водоочистки и водоподготовки водооборотных систем. Поэтому в проектах, темы которых связаны с разработкой рациональных схем водоиспользования, должны быть предложены пути утилизации, переработки или деструкции, обезвреживания и безопасного захоронения таких «вторичных» отходов. Существенны также приемы очистки локальных и смешанных вод, а также вод «продувки» замкнутых систем использования воды.

2. Создание рациональных систем очистки газовых выбросов с обязательными предложениями по их минимизации и по утилизации, деструкции или захоронению извлеченных компонентов. В таких проектах также необходимо рассматривать возможность замкнутых циклов использования газа, особенно в тех случаях, когда газ (например, воздух или дымовые газы) является носителем определенного компонента, выделение которого спе-

циальными приемами позволяет использовать газ повторно. Так, в процессах, использующих воздух как влагонеситель (конвективная сушка, например) вполне возможно неоднократное повторное использование воздуха при условии дополнительной операции снижения его влагосодержания. Сброс газа в атмосферу при этом может быть резко сокращен, а следовательно, уменьшены и выбросы сопутствующих вредных компонентов.

3. Создание систем утилизации твердых отходов, в том числе и отходов водо- и газопереработки. Технологическую основу таких систем обычно составляют приемы разделения и обогащения многокомпонентных материалов, а также уменьшения их объема и массы.

4. Создание принципиально новых процессов получения традиционных видов продукции, в которых отсутствуют традиционные же отходы или сокращаются этапы переработки и технологические стадии, на которых эти отходы образовывались. Полезными при этом могут быть предложения по созданию многопрофильных промышленных комплексов с замкнутой структурой материальных потоков сырья и отходов при минимизации выбросов во все сферы окружающей среды.

Степень реализации предложенных выше направлений и подходов при курсовом проектировании является мерой технологической и экологической образованности будущего специалиста. В этой связи можно привести следующее высказывание М. В. Ломоносова: «И хотя незнающему иногда дорогой металл в горé ненарочно сыскать случится, однако мало ему в том пользы, когда от смешанной с ним многой негодной материи отделить не умеет или, отделяя, большую часть неискусством тратит».

Курсовой проект, разрабатываемый с учетом высказанных общих тенденций, представляет собой расчетные и графические материалы (стадия проектного задания или обоснования инвестиций) по разработке определенного технологического узла рекуперационной (или «очистной») части заданного производственного процесса или заданной части централизованной станции переработки отходов.

Содержанием курсового проекта может быть также проектная проработка ранее проведенных исследований для последующей опытно-промышленной реализации. В этом случае проектирование превращается по существу в проектное исследование, под которым следует понимать выполнение комплекса инженерных расчетных и графических работ с целью получения информации об изучаемом методе производства применительно к условиям реализации его в промышленном масштабе (см.: Д. А. Гуревич. Проектные исследования химических производств. М.: Химия, 1976. 207 с.) В результате таких работ материалы по технологическому процессу часто возвращаются на дополнительное исследование.



Основу содержания курсового проекта в отдельных случаях могут составлять также нетрадиционные уточненные (иногда новые) методы расчета оборудования и технологического узла, позволяющие изменить основные размеры агрегата, получить более достоверные результаты или сведения, связанные с выбросами в окружающую среду и их ликвидацией. Существенными являются разработки, методически обеспечивающие использование ЭВМ для выбора вариантов, моделирования, итераций, графического построения и т. д.

Работа над курсовым проектом начинается с анализа задания на проектирование, разработанного преподавателем—руководителем проекта (при участии студента) по следующей примерной схеме:

## ЗАДАНИЕ

на курсовое проектирование № \_\_\_\_\_

Студенту \_\_\_\_\_ группы \_\_\_\_\_

Место технологической практики и подбора материала для проектирования \_\_\_\_\_

Рассчитать и спроектировать технологический узел \_\_\_\_\_

по следующим исходным данным:

1. Производительность \_\_\_\_\_

2. Характеристика исходных материалов, материалов после переработки; параметры режима работы основного оборудования (выбираются преимущественно по данным технологического регламента каждого конкретного производства) и пр. \_\_\_\_\_

3. Основной объект для проектно-конструкторской разработки (основной аппарат, сооружение и т. д.) \_\_\_\_\_

В задании на проектирование должны быть также указаны:

Рекомендуемая литература \_\_\_\_\_

Сроки выполнения: \_\_\_\_\_

Руководитель проекта \_\_\_\_\_

Студент \_\_\_\_\_

Дата выдачи задания \_\_\_\_\_

В соответствии с заданием и выполняются расчетно-пояснительная и графическая части проекта.

## **14.1.2. Перечень материалов, представляемых в курсовом проекте**

Курсовой проект состоит из двух частей: расчетно-пояснительная записка и графические материалы.

1. Расчетно-пояснительная записка должна содержать: введение с обоснованием задачи проектирования на основании хозяйственной потребности и проблем охраны природы и окружающей человека среды; материальные и энергетические расчеты по заданному технологическому узлу (цеху, заводу) в целом; проекторочный расчет заданного основного объекта рекуперационного или очистного оборудования; выбор вспомогательного оборудования; выбор основных узлов КИП и автоматики; технико-экономические показатели с расчетом экологического ущерба: меры по охране труда и технике безопасности.

2. Графические материалы должны включать в себя:

- 1) технологическую схему — 1 лист;
- 2) основной объект оборудования в сборе — 1 лист;
- 3) спецификации и экспликации.

### **14.1.2.1. ТРЕБОВАНИЯ К СОДЕРЖАНИЮ РАСЧЕТНО-ПОЯСНИТЕЛЬНОЙ ЗАПИСКИ**

В расчетно-пояснительной записке должна быть отражена следующая работа студента:

1. Студентом должно быть выполнено обоснование задачи проектирования на основе анализа хозяйственной и рыночной потребности в основном и рекуперированных продуктах заданной технологии и проблем охраны природы. Обоснование излагается во введении.

2. Выполняется детальное описание с необходимыми схемами существующей и действующей технологии по заданию.

3. Исходя из заданных производительности и качества готовой продукции «основной» технологии проводятся материальные и энергетические расчеты производства с выявлением отходов, предложениями по сокращению их объема и получением (в итоге) данных по производительности и показателям необходимой эффективности заданной (или предлагаемой студентом) к разработке системы рекуперации вторичных материалов или очистки отходов.

Материалы по пунктам 2 и 3 излагаются в разделе «Материальный и энергетический баланс основного производства. Определение задач рекуперации ... (очистки)».

4. По найденным исходным данным для рекуперированного (или «очистного») технологического узла проводятся проекторочные расчеты и выбор основного и вспомогательного оборудования этого узла. Этот материал составляет содержание раздела «Выбор и расчет оборудования узла рекуперации ... (очистки)».

В качестве технологических узлов рекуперации студенту могут быть предложены для проектирования:

— узлы механической (первичной, вторичной или третичной) переработки, очистки технологических сточных вод, промышленных газов и газовых выбросов, выделения и разделения твердых отходов (отстаивание, циклонирование, фильтрование, транспортирование, сепарация и пр.);

— узлы физико-химической переработки и очистки (флотирование, сорбция, экстракция, выпаривание, химическое превращение — с катализатором и без него, мембранное разделение, коагуляция и коалесценция, нейтрализация, деструктивная обработка, сжигание и пр.);

— узлы биохимической переработки и очистки (аэробное и анаэробное обезвреживание, получение готовых продуктов при обработке отходов биоценозами разных типов и пр.);

— узлы специальных способов охраны природы, окружающей человека среды и рекуперации отдельных типов отходов;

— энерготехнологические установки.

5. Самостоятельные предложения и инициативы студента в задачах ликвидации и переработки отходов в соответствии с принципами создания малоотходной технологии реализуются в разделе «Предложения по утилизации неперерабатываемых в заданной технологии отходов». Теоретическая подготовка по профилирующим дисциплинам, а также проработка рекомендованных и самостоятельно найденных литературных источников является залогом успеха при выполнении этого пункта требования. В отдельных случаях этот раздел может заменить предыдущий, базирующийся в основном на результатах технологической производственной практики.

Помимо изложенного в соответствующих разделах записки обосновывается выбор основных КИП и средств автоматики, рассчитываются технико-экономические показатели разработанной технологии очистки или рекуперации ВМР (вторичных материальных ресурсов) с определением остаточных и ликвидированных экологических ущербов (см. раздел 14.2), освещаются вопросы охраны труда и техники безопасности.

Примерный объем расчетно-пояснительной записки — 50—60 страниц рукописного текста с графиками, схемами, таблицами.

#### **14.1.2.2. ТРЕБОВАНИЯ К ГРАФИЧЕСКОЙ ЧАСТИ КУРСОВОГО ПРОЕКТА**

Графическая часть является результатом проведенных расчетов и состоит из двух листов: технологическая схема узла рекуперации с агрегатом-источником перерабатываемых отходов (1-й лист); заданный (или предлагаемый студентом) основной объект оборудования (в сборе) узла рекуперации или очистки отходов (2-й лист).

Графическая часть проекта выполняется в соответствии с требованиями системы ГОСТов ЕСКД.

При выполнении курсового проекта особое значение придается сбору необходимых материалов на технологической практике

и тесной связи задач курсового проектирования с задачами этой практики. Особую значимость приобретают используемые затем в производстве проектные разработки.

При выполнении курсового проекта следует руководствоваться основами земельного и водного законодательства РФ, законами об охране атмосферного воздуха и недр, системой стандартов в области охраны природы и улучшения использования природных ресурсов, инструкциями и нормами по приему промышленных сточных вод в городскую канализацию, указаниями по расчету предельно допустимых сбросов и выбросов, а также рассеивания в атмосфере вредных веществ, основными положениями о рекультивации земель и охране почв, системой ГОСТов на проектно-документацию, строительными нормами и правилами и санитарными нормами, правилами технической эксплуатации и проектирования различных установок, другими нормативно-техническими, в том числе справочными, документами и изданиями.

Выполненный курсовой проект сопровождается информативными данными (см. главу 1) о влиянии спроектированного объекта на природную и окружающую человека среду.

Очень желательно, чтобы при выполнении проекта и на этапе анализа результатов выполненной работы (например, при подготовке к защите проекта) студент попытался ответить на следующие вопросы.

1. Не является ли принципиальное решение проектного задания кажущимся позитивом локального характера, но негативным для некой промышленной или региональной системы в целом?

2. Не следует ли подвергнуть анализу заложенное в задании принципиальное решение? (Можно ли, к примеру, уйти от задачи очистки сточных вод, применив неводные растворители?)

3. Достаточны ли исходные данные для выполнения проекта? Изучено ли в должной мере «основное» производство? (Достаточно ли, например, изучены свойства ВМР для переработки их по заданию? Может быть, имеется сегмент сбыта, для которого этот материал уже является, к примеру, полуфабрикатом?)

4. Достаточно ли собственных знаний для действий по рекупации ВМР? (Нужен ли, например, маркетолог для совместной работы при получении товара из ВМР?)

5. Что будет с назначенной в проекте технологией переработки ВМР со временем, при моральном старении или при изменении цен, например, на реагенты или продукцию? Как «войти» в назначенную технологию и «выйти» из нее (при необходимости) с наименьшими потерями?

6. Как преобразовать пассивную задачу охраны окружающей среды в активную форму прибыльной экотехники? Правильно ли при этом утверждение, что в единстве и одновременно, а не последовательно решаются инженерные и экономико-маркетинговые

задачи? Как быстро производить оценочные инженерно-экономические расчеты при выборе вариантов? Как соотносятся в такой работе использование чужого опыта и собственные исследования?

7. Верно ли, что создание экологически целесообразной технологии и охрана окружающей среды всегда являются задачами инновационного характера и требуют для своего решения инновационного же управления? (Так, чисто организационно-административная концепция ответственности производителя за продукцию «от колыбели до могилы» в значительной мере изменила, например, ресурсную базу свинца: от природных руд до отработанных аккумуляторов и пуль, отсеянных на стрельбищах.)

8. В какой мере человеку, принимающему решение, необходимо постоянное повышение квалификации и переквалификация при получении каждой новой задачи?

И это лишь некоторая часть возможных вопросов, на которые приходится отвечать в процессе и в результате принятия проектных решений и выполнения проекта.

Очевидно, что не на все даже поставленные здесь вопросы есть прямые ответы в тексте данного учебного пособия. Однако расширение его рамок как раз и может стать основой динамики и совершенствования размышлений как читателя, так, соответственно, и авторов. Поиск же ответов на эти и другие вопросы может быть продолжен в работе над дипломным проектом.

## 14.2. РАСЧЕТ УЩЕРБА ОТ ЗАГРЯЗНЕНИЯ ОКРУЖАЮЩЕЙ СРЕДЫ

В наиболее распространенной ныне методике расчета экологического ущерба отдельно рассматривается ущерб от загрязнения атмосферы, водоемов и поверхности земли.

### 14.2.1. Укрупненная оценка экономического ущерба от загрязнения атмосферы

При оценке загрязнения атмосферы устанавливают: приведенную массу  $M$  годового выброса вредных компонентов (в условных тоннах — у.т), поправку  $f$  на характер рассеивания примесей в атмосфере, показатель относительной опасности загрязнения для различных реципиентов  $\sigma_{\text{заз}}^{\text{возд}}$  в зоне активного загрязнения (заз).

Величина ущерба от загрязнения атмосферы определяется по формуле:

$$Y_{\text{атм}} = y_{\text{у.т}}^{\text{возд}} \cdot \sigma_{\text{заз}}^{\text{возд}} \cdot f \cdot M;$$

$$M = \sum_{i=1}^n (A_i^{\text{возд}} \cdot m_i);$$

$$A_i^{\text{возд}} = a_i \alpha_i \delta_i \lambda_i \beta_i,$$

где  $y_{\text{у.т}}^{\text{возд}}$  — удельный ущерб от выброса в атмосферу одной условной тонны за-

грязняющих веществ (в ценах 1990 г.  $у_{\text{возд}} = 2,4$  руб./у.т);  $A_{\text{возд}}$  — показатель относительной агрессивности, характеризующий количество оксида углерода, эквивалентное по воздействию на окружающую среду одной тонне данного загрязняющего вещества в у.т/т;  $m_i$  — количество поступающего в атмосферу вещества  $i$ -го вида;  $a_i$  характеризует относительную опасность присутствия примеси  $i$ -го вида в воздухе, вдыхаемом человеком;  $\alpha_i$  — поправка, учитывающая вероятность накопления исходной примеси или вторичных загрязнителей в компонентах окружающей среды и цепях питания, а также поступления примеси в организм человека неингаляционным путем;  $\delta_i$  — поправка, характеризующая вредное воздействие примеси на остальных реципиентов (кроме человека);  $\lambda_i$  — поправка на вероятность вторичного заброса примесей в атмосферу после их оседания на поверхностях (для пылей);  $\beta_i$  — поправка на вероятность образования из исходных примесей, выброшенных в атмосферу, других (вторичных) загрязнителей, более опасных, чем исходные (для легких углеводородов).

Предельно допустимая концентрация загрязняющих веществ в атмосферном воздухе характеризуется основными двумя показателями:

- 1) среднесуточной предельно допустимой концентрацией примеси ПДК<sub>сс</sub>  $i$  (мг/м<sup>3</sup>) (для оксида углерода ПДК<sub>сс</sub>СО = 3 мг/м<sup>3</sup>);
- 2) предельно допустимым значением средней за рабочую смену концентрации примеси в воздухе рабочей зоны ПДК<sub>рз</sub>  $i$  (мг/м<sup>3</sup>) (для оксида углерода ПДК<sub>рз</sub>СО = 20 мг/м<sup>3</sup>).

Показатель  $a_i$  задает уровень опасности для человека вещества  $i$ -го вида по отношению к уровню опасности оксида углерода:

$$a_i = \left( \frac{\text{ПДК}_{\text{сс}} \text{СО} \cdot \text{ПДК}_{\text{рз}} \text{СО}}{\text{ПДК}_{\text{сси}} \cdot \text{ПДК}_{\text{рз}} i} \right)^{0,5} = \left( \frac{60}{\text{ПДК}_{\text{сси}} \cdot \text{ПДК}_{\text{рз}} i} \right)^{0,5}.$$

Значения ПДК<sub>сс</sub>  $i$  для вещества  $i$ -го вида приведены в справочниках. При отсутствии ПДК<sub>сс</sub>  $i$  допускается использование ПДК<sub>мр</sub>  $i$  (максимально разовой) или расчетных значений временно допустимых концентраций ВДК<sub>ав</sub> для атмосферного воздуха населенных мест.

Значение поправки  $\alpha_i$  принимается равным:

$\alpha_i = 5$  для токсичных металлов (ванадия, марганца, кобальта, никеля, хрома, цинка, мышьяка, серебра, кадмия, сурьмы, олова, платины, ртути, свинца, урана) и их оксидов;

$\alpha_i = 2$  для металлов (натрия, магния, калия, кальция, железа, стронция, молибдена, бария, вольфрама, висмута, для кремния, бериллия) и их оксидов, а также для других компонентов твердых аэрозолей, полициклических ароматических углеводородов (ПАУ), в том числе 3,4-бенз(а)-пирена;

$\alpha_i = 1$  для всех прочих выбрасываемых в атмосферу загрязнителей (газов, кислот, щелочей в аэрозолях и др.).

Значение поправки  $\delta_i$  равняется:

$\delta_i = 2$  для выбрасываемых и испаряющихся в атмосферный воздух легко диссоциирующих кислот (фтороводородной, хлороводородной, серной и др.) и щелочей;

$\delta_i = 1,5$  для диоксида серы, оксидов азота, сероводорода, сероуглерода, озона, хорошо растворимых неорганических соединений фтора;

$\delta_i = 1,2$  для органических пылей, содержащих ПАУ и другие опасные соединения, для токсичных металлов и их оксидов, органических веществ (альдегидов и т. п.), аммиака, неорганических соединений кремния, плохо растворимых соединений фтора, оксида углерода, легких углеводов;

$\delta_i = 1$  для прочих соединений и примесей.

Значение поправки  $\lambda_i$ :

$\lambda_i = 1,2$  для твердых аэрозолей (пылей), выбрасываемых на территориях со среднегодовым количеством осадков менее 400 мм в год;

$\lambda_i = 1$  во всех остальных случаях.

Значение поправки  $\beta_i$ :

$\beta_i = 5$  для нетоксичных летучих углеводородов (низкомолекулярных парафинов и олефинов) при поступлении их в атмосферу южнее 40 град. северной широты;

$\beta_i = 2$  для тех же веществ при поступлении их в атмосферу севернее 40 град. северной широты;

$\beta_i = 1$  для прочих веществ.

Распространение вредных веществ в окружающей среде зависит от типа и высоты источника загрязнения. Имеются три типа источников: организованные (трубы), низкие неорганизованные (склады, вентиляторы, окна промышленных зданий, карьеры, свалки), высокие неорганизованные (терриконы и др.). Форма и площадь зоны активного загрязнения (ЗАЗ) определяются с учетом специфических особенностей источника и высоты выброса.

Зоной активного загрязнения для труб высотой  $h < 10$  м является круг с центром в источнике с радиусом  $r = 50h$ ; для труб  $h > 10$  м — кольцо с внутренним радиусом  $r_{\text{вн}} = 2\phi h$  и наружным радиусом  $r_{\text{нар}} = 20\phi h$ . Здесь  $\phi$  — коэффициент, учитывающий подъем факела под влиянием разности температур  $\Delta t$ . Он равен:

$$\phi = 1 + \frac{\Delta t}{75^\circ\text{C}}.$$

Для низких неорганизованных источников зона активного загрязнения распространяется на 1 км от источника. Для неорганизованных источников высотой  $h$  зона активного загрязнения расположена на территории, ограниченной кривой, расстояние от любой точки которой до ближайшей точки границы источника равняется  $20h$ .

Значения показателей относительной опасности загрязнения атмосферного воздуха над территориями различных типов ( $\sigma_i^{\text{возд}}$ ) приведены ниже:

	$\sigma_i^{\text{возд}}$
Курорты, санатории, заповедники	10
Природные зоны отдыха, садовые и дачные участки	8
Населенные места с известной плотностью населения $n$ (чел./га)	$0,1n$
Населенные места с известной плотностью пребывания населения $P_{\text{чел}}$ (чел./га)	$P/35\ 000$
Центральная часть города с населением свыше 300 000 чел.	8
Территория промышленных предприятий и промузлов	4
Леса:	
I группы	0,2
II группы	0,1
III группы	0,025
Пашни:	
южные зоны (южнее 50 град. северной широты)	
обычные	0,25
орошаемые	0,5
Центральный Черноземный район и Южная Сибирь	
обычные	0,3
орошаемые	0,3
прочие районы	
обычные	0,1
орошаемые	0,2
Сады, виноградники:	
обычные	0,5
орошаемые	1,0
Пастбища, сенокосы:	
обычные	0,05
орошаемые	0,1

Величина поправки  $f$  на характер рассеивания примесей при среднегодовой скорости ветра на уровне флюгера  $U = 3$  м/с равна: при рассеивании газообразных частиц или при скорости оседания  $V < 1$  см/с или при степени очистки  $\eta > 90\%$

$$f = f_1 = \frac{100}{100 + \varphi h} \frac{4}{1 + U};$$

при  $1 < V < 20$  м/с или при степени очистки  $70 < \eta < 90\%$

$$f = f_2 = \frac{1000}{(60 + \varphi h)^{0,5}} \frac{4}{1 + U};$$

при  $V > 20$  см/с или при степени очистки  $\eta < 70\%$

$$f = f_3 = 10.$$



Значения показателя относительной агрессивности  $A_i^{\text{возд}}$  для некоторых видов пыли приведены ниже:

	$A_i^{\text{возд}}$ , у.т/т
Гипс, известняк	25
Тальк	35
Каменноугольная	40
Цементных производств	45
Зола торфов	60
Зола углей (березовских, назаровских, ангренских, донецких, подмосковных, кузнецких, экибастузских, карагандинских)	60—80
Слюда	70
Коксовая и агломерационная (в среднем)	100
Твердые частицы, содержащиеся в газах сжигания мазута	200
Твердые частицы, содержащиеся в газах сжигания бензина:	
неэтилированного	300
этилированного	500
Пыль никелевого агломерата	600

Значения ПДК и показателей агрессивности некоторых примесей в атмосфере приведены в табл. 14.1.

Таблица 14.1. Предельно допустимые концентрации, показатели агрессивности и опасности некоторых примесей в атмосфере

Примесь	ПДК <sub>сс</sub> , мг/м <sup>3</sup>	ПДК <sub>рз</sub> , мг/м <sup>3</sup>	$a_i$ , у.т/т	$\lambda_i$	$\alpha_i$	$\beta_i$	$\delta_i$	$A_i$
Оксид углерода	3	20	1	1	1	1	1	1
Летучие низкомолекулярные углеводороды (в пересчете на углерод)	1,5	100	0,63	1	1	2 (5)	1	1,3 (3,2)*
Ацетон	0,35	200	0,93	1	1	2 (5)*	1	1,9 (4,6)*
Аммиак	0,2	20	3,87	1	1	1	1,2	4,6
Пыль нетоксичная	0,15	10	6,3	1	2	1	1,2	15,1
Диоксид серы	0,05	10	11,0	1	1	1	1,5	16,5
Диоксид азота	0,085	5	11,9	1	1	1	1,5	17,9
Древесная пыль, цемент, фосфорит, нефелин, кокс, боксит, глина, абразивы, асбоцемент	0,15	6	8,16	1	2	1	1,2	19,6
Асбест	0,15	2	14,1	1	2	1	1,2	33,8

\* Значения в скобках даются для районов южнее 45 град. северной широты.

Примесь	ПДК <sub>сс</sub> , мг/м <sup>3</sup>	ПДК <sub>рз</sub> , мг/м <sup>3</sup>	$a_i$ , у.т/т	$\lambda_i$	$\alpha_i$	$\beta_i$	$\delta_i$	$A_i$
Сероводород	0,008	10	27,4	1	1	1	1,5	41,1
Сажа	0,05	4	17,3	1	2	1	1,2	41,5
Серная кислота	0,1	1	24,5	1	1	1	2	49,0
Диоксид кремния	0,05	1	34,5	1	2	1	1,2	83,2
Хлор	0,03	1	44,7	1	1	1	2	89,4
Цианистый водород	0,01	0,3	141	1	1	1	2	282
Никель и его оксиды	0,001	0,5	346	1	5	1	1	1730
Соединения шестивалентного хрома в пересчете на Cr <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,0015	0,01	2000	1	5	1	1	10000
Неорганические соединения ртути (в пересчете на ртуть)	0,0003	0,01	4472	1	5	1	1	22400
Неорганические соединения свинца (в пересчете на свинец)	0,0003	0,01	4472	1	5	1	1	22400
3,4-Бенз(а)пирен	10 <sup>-6</sup>	1,5 · 10 <sup>-4</sup>	6,3 · 10 <sup>5</sup>	1	2	1	1	126000

#### 14.2.2. Укрупненная оценка экономического ущерба от загрязнения водоемов

Величина ущерба  $Y_{\text{вод}}$  от загрязнения водной среды определяется по формулам:

$$Y_{\text{вод}} = y_{\text{у.т}}^{\text{вод}} \cdot \sigma_{\text{к}}^{\text{вод}} \cdot M;$$

$$M = \sum_i (A_i^{\text{вод}} \cdot m_i);$$

$$m_i = \sum_{j=1}^J (C_{ij} V_i^{\text{вод}});$$

$$A_i^{\text{вод}} = 1/\text{ПДК}_{\text{в.р.}i};$$

где  $y_{\text{у.т}}^{\text{вод}}$  — удельный ущерб, причиненный сбросом в водоемы одной условной тонны загрязняющих веществ ( $y_{\text{у.т}}^{\text{вод}} = 400$  руб./у.т);  $\sigma_{\text{к}}^{\text{вод}}$  — показатель относи-

тельной опасности загрязнения водоемов компонентом;  $M$  — приведенная масса сбрасываемых в водоемы веществ, у.т.;  $A_j^{\text{вод}}$  — приведенная масса загрязняющих веществ в годовом объеме сточных вод;  $m_i$  — масса примесей  $i$ -го вида, поступающих в водоемы;  $C_{ij}$  — концентрация  $i$ -го вещества от  $j$ -го источника в сточных водах, г/л;  $V_j^{\text{вод}}$  — годовой объем сброса сточных вод источником, тыс. м<sup>3</sup>/год;  $j$  — вид источника ( $j = 1, \dots, J$ ); ПДК<sub>в,р</sub> — предельно допустимая концентрация вещества в водоемах рыбохозяйственного значения, мг/л.

При сбросе в водоемы примесей, влияющих на содержание растворимого в воде кислорода, оценивают общую массу кислорода (т/год), необходимую для полного биологического окисления веществ, содержащихся в сточных водах. В этом случае концентрацию кислорода в воде оценивают через БПК<sub>полн</sub>, поэтому  $A$  принимают равным 0,33 у.т./т, так как ПДК<sub>в,р</sub> = 3 мг/л.

Предельно допустимые концентрации некоторых веществ в водоемах приведены в табл. 14.2.

Таблица 14.2. Предельно допустимые концентрации некоторых веществ в водоемах

Вещество	ПДК <sub>в</sub> , мг/л	ПДК <sub>в,р</sub> , мг/л
Азотная кислота	40	0,08
Аммиак	2	0,05
Аммония нитрат	2 (N)	0,5
Аммония хлорид	2 (N)	1,2
Железа сульфат	0,5 (Fe <sup>3+</sup> )	0,05 (Fe <sup>3+</sup> )
Кадмия оксид	0,01	0,005
Калия хлорид	300	50 (K <sup>+</sup> )
Кобальт	0,1	—
Медь	1	0,001
Мышьяк	0,03	0,01
Никель	0,1	0,01
Ртуть	0,0005	0,001
Хром	0,1	0,001
Цинк	5	0,05
Нефть, нефтепродукты	—	0,05
Фенолы	—	0,001
СПАВ	—	0,1
ДДТ	Отсутствие	Отсутствие
Фтор	1,5 (F <sup>-</sup> )	—
Хлор	Отсутствие	Отсутствие

Ниже приведены значения показателя относительной опасности загрязнения ( $\sigma_{\text{к}}^{\text{вод}}$ ) некоторых водохозяйственных участков:

Нева, г. С.-Петербург	0,47
Неман, устье	0,58
Днестр, устье	1,84
Днепр, г. Киев	1,75
Днепр, устье	0,99
Дон, устье р. Воронеж	1,63
Дон, устье р. Северный Донец	3,79
Волга, устье р. Ока	2,60
Волга, устье р. Кама	0,50
Волга, г. Самара	0,70
Обь, г. Новосибирск	0,34
Енисей, г. Красноярск	0,19

### 14.2.3. Укрупненная оценка ущерба от загрязнения поверхности земли твердыми отходами

Величина ущерба от загрязнения поверхности земли  $Y_{\text{п}}$  при поступлении твердых отходов в окружающую среду может быть выражена через затраты на удаление, обезвреживание и захоронение отходов, а также стоимость отчужденной земли и затраты на ее санитарно-гигиеническую рекультивацию. Расчет производят по формулам:

$$\begin{aligned}
 Y_{\text{п}} &= y_{\text{п}} \cdot M; \\
 Y_{\text{п}} &= y_{\text{уд}} + y_{\text{т}}; \\
 y_{\text{уд}} &= Z_{\text{т}} + C_{\text{с}} + E_{\text{н}} \cdot K_{\text{с}}; \\
 y_{\text{т}} &= (Z_{\text{з}} + Z_{\text{р}}) \cdot S,
 \end{aligned}$$

где  $y_{\text{п}}$  — удельный ущерб от поступления в окружающую среду 1 т твердых отходов, руб./т;  $M$  — масса твердых отходов, т/год;  $y_{\text{уд}}$  — затраты на удаление, обезвреживание и захоронение 1 т твердых отходов, руб./т;  $y_{\text{т}}$  — ущерб, наносимый изъятием территории под складирование, создание отвалов, захоронение 1 т твердых отходов с последующей санитарно-гигиенической рекультивацией, руб./т;  $Z_{\text{т}}$  — затраты на удаление (транспорт, погрузочно-разгрузочные операции) 1 т твердых отходов, руб./т;  $C_{\text{с}}$  — эксплуатационные расходы, связанные с содержанием 1 т отходов на свалках или отвалах, а также с обезвреживанием (уничтожением) отходов в специальных установках, руб./т;  $E_{\text{н}}$  — нормативный коэффициент экономической эффективности;  $K_{\text{с}}$  — удельные капитальные затраты на сооружение систем удаления, обезвреживания, складирования или уничтожения отходов, руб./т · год;  $Z_{\text{з}}$  — экономическая оценка 1 га земли по нормативам затрат на возмещение потерь сельскохозяйственного производства, руб./га;  $Z_{\text{р}}$  — усредненные затраты на санитарно-гигиеническую рекультивацию 1 га земли (2618 руб./га в 1989 г.);  $S$  — площадь, используемая для складирования 1 т отходов (принимается по отраслевым данным, в среднем от 0,0002 до 0,00002 га/т).

#### 14.2.4. Расчет экономической эффективности установок обезвреживания отходов

Экономический эффект  $\Theta$  от внедрения систем обезвреживания отходов равен:

$$\Theta = Y - Z_0;$$

$$Z_0 = \sum_{i=1}^n Z_i;$$

$$Z_i = T_i + E_n \cdot K_i,$$

где  $Y$  — общий ущерб, наносимый биосфере загрязнением химическими соединениями;  $Z_0$  — приведенные затраты на годовой объем обезвреживания отходов;  $Z_i$  — приведенные затраты на годовой объем обезвреживания отходов в зависимости от их агрегатного состояния (газообразные, жидкие, твердые отходы);  $T_i$  — себестоимость обезвреживания годового объема отходов;  $E_n$  — нормативный коэффициент экономической эффективности;  $K_i$  — капитальные затраты на создание системы обезвреживания отходов (включая затраты на разработку этих систем), приведенные к расчетному году.

Если для защиты биосферы используются установки, не обеспечивающие санитарных норм, то расчет экономического эффекта  $\Theta$  производится с учетом ущерба, наносимого эксплуатацией данной установки, —  $Y_{уст}$ :

$$\Theta = Y - Z_0 - Y_{уст}.$$

Если в процессе обезвреживания отходов получается товарная продукция, то расчет следует производить по формулам:

$$\Theta = Y - Z_0 + Ц \cdot A;$$

$$\Theta = Y - Z_0 - Y_{уст} + Ц \cdot A,$$

где  $Ц$  — оптовая цена единицы продукции, руб.;  $A$  — годовой объем продукции.



- Александров М. П.* Подъемно-транспортные машины. М.: Машиностроение, 1973. 358 с.
- Бертонкс П., Радд Д.* Стратегия защиты окружающей среды от загрязнений: Пер. с англ. / Под ред. Я. Б. Черткова. М.: Мир, 1980. 606 с.
- Гуревич Д. А.* Проектные исследования химических производств. М.: Химия, 1976. 208 с.
- Демура М. В.* Проектирование тонкослойных отстойников. Киев: Будивельник, 1981. 52 с.
- Дытнерский Ю. И.* Обратный осмос и ультрафильтрация. М.: Химия, 1978. 352 с.
- Жуков А. И., Монгайт И. Л., Родзиллер И. Д.* Методы очистки производственных сточных вод. М.: Стройиздат, 1977. 204 с.
- Канализация / С. В. Яковлев, Я. А. Карелин, А. И. Жуков, С. К. Колобанов.* Изд. 5-е. М.: Стройиздат, 1976. 632 с.
- Канализация населенных мест и промышленных предприятий: Справочник проектировщика / Н. И. Лихачев, И. И. Ларин, С. Л. Хаскин и др. / Под общей ред. В. Н. Самохина.* М.: Стройиздат, 1981. 699 с.
- Касаткин А. Г.* Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1973. 754 с.
- Кафаров В. В.* Принципы создания безотходных химических производств. М.: Химия, 1982. 288 с.
- Кирпотовский И. П.* Охрана природы: Справочник. М.: Химия, 1980. 376 с.
- Кожин В. Ф., Кожин Н. В.* Озонирование воды. М.: Стройиздат, 1973. 160 с.
- Козлов П. А., Мальгин А. Д., Скрябин Г. М.* Очистка от пыли газов и воздуха в химической промышленности. Л.: Химия, 1982. 256 с.
- Ласков Ю. М., Воронов Ю. В., Калицун В. М.* Примеры расчетов канализационных сооружений. М.: Высшая школа, 1981. 232 с.
- Лукин В. Д., Курочкина М. И.* Очистка вентиляционных выбросов в химической промышленности. Л.: Химия 1980. 232 с.
- Лукин В. Д., Новосельский А. В.* Циклические адсорбционные процессы. Л.: Химия, 1989. 256 с.
- Мазур И. И., Молдованов И. О.* Курс инженерной экологии. М.: Высшая школа, 2001. 510 с.
- Машины и аппараты химических производств и предприятий строительных материалов / И. И. Поникаров, О. А. Перелыгин, В. Н. Доронин, М. Гайнулин.* М.: Машиностроение, 1989. 368 с.
- Оборудование и сооружения для защиты биосферы от промышленных выбросов / А. И. Родионов, Ю. П. Кузнецов, В. В. Зенков, Г. С. Соловьев.* М.: Химия, 1985. 352 с.
- Основные процессы и аппараты химической технологии. Пособие по проектированию / Под ред. Ю. И. Дытнерского.* М.: Химия, 1983. 272 с.
- Очистка и использование сточных вод в промышленном водоснабжении / В. М. Когановский, Н. А. Клименко, Т. М. Левченко и др.* М.: Химия, 1983. 288 с.

- Очистка и рекуперация промышленных выбросов / В. Ф. Максимов, И. С. Вольф, Л. Н. Григорьев и др. М.: Лесная промышленность, 1981. 640 с.*
- Пономарев В. Г., Иоакимис Э. Г., Монгайт И. Л. Очистка сточных вод нефтеперерабатывающих заводов. М.: Химия, 1985. 256 с.*
- Рациональное использование и очистка воды на машиностроительных предприятиях / В. М. Макаров, Ю. П. Беличенко, В. С. Галустов и др. М.: Машиностроение, 1988. 272 с.*
- Родионов А. И., Клушин В. Н., Систер В. Г. Технологические процессы экологической безопасности. Изд. 3-е. Калуга: Изд-во Н. Бочкаревой, 2000. 800 с.*
- Справочник по пыле- и золоулавливанию / М. И. Биргер, А. Ю. Вальдберг, Б. И. Мягков и др. / Под ред. А. А. Русанова. М.: Энергоатомиздат, 1983. 312 с.*
- Справочник по очистке природных и сточных вод / Л. Л. Пааль, Я. Я. Кару, Х. А. Мельдер, Б. Н. Репин и др. М.: Высшая школа, 1994. 336 с.*
- Степанов Г. Ю., Зицер И. М. Инерционные воздухоочистители. М.: Машиностроение, 1986. 184 с.*
- Тимонин А. С. Основы конструирования и расчета химико-технологического и природоохранного оборудования: Справочник. 2-е изд. Калуга: Изд-во Бочкаревой, 2002. Т. 1 852 с., т. 2 1028 с., т. 3 968 с.*
- Ужов В. Н., Вальдберг А. Ю., Мягков Б. И., Решидов И. К. Очистка промышленных газов от пыли. М.: Химия, 1981. 392 с.*
- Яковлев С. В., Краснобородько И. Т., Рогов В. М. Технология электрохимической очистки воды. Л.: Стройиздат, 1987. 312 с.*
- Яковлев С. В., Карелин Я. А., Ласков Ю. Н., Воронов Ю. В. Водоотводящие системы промышленных предприятий. М.: Стройиздат, 1990. 511 с.*

Учебное издание

**Родионов Анатолий Иванович  
Кузнецов Юрий Петрович  
Соловьев Геннадий Семенович**

**ЗАЩИТА БИОСФЕРЫ  
ОТ ПРОМЫШЛЕННЫХ ВЫБРОСОВ**  
**Основы проектирования технологических процессов**

*Учебное пособие для вузов*

Художественный редактор *В. А. Чуракова*  
Технический редактор *Н. Н. Зиновьева*  
Корректор *В. Г. Лузгина*  
Компьютерная верстка *А. А. Королева*

Сдано в набор 02.03.03. Подписано в печать 11.01.05. Формат 60×88 1/16.  
Бумага офсетная. Гарнитура Ньютон. Печать офсетная. Усл. печ. л. 24,01.  
Уч.-изд. л. 26,84. Изд. № 023. Тираж 2000 экз. Заказ № 585

ООО «Издательство «КолосС», 101000, Москва, ул. Мясницкая, д. 17.  
Почтовый адрес: 129090, Москва, Астраханский пер., д. 8.  
Тел. (095) 280-99-86, тел./факс (095) 280-14-63, e-mail: koloss@koloss.ru,  
наш сайт: [www.koloss.ru](http://www.koloss.ru)

Отпечатано с готовых диапозитивов  
в ГУП РМЭ «Марийский полиграфическо-издательский комбинат»,  
424000, г. Йошкар-Ола, ул. Комсомольская, 112

ISBN 5-9532-0246-6



9 785953 202466



---

---

# Уважаемые читатели !

*В издательстве «КолосС»  
вышло в свет  
учебное пособие для вузов*

**Общая химическая технология и основы промышленной экологии**  
(под редакцией д-ра техн. наук, проф. В. И. Ксензенко)

Рассмотрены основные начала химической технологии, классификация химико-технологических процессов и химических производств, современная система создания реакционных аппаратов и агрегатов, вопросы выбора оптимальных технологических режимов, системы управления химическим производством; показаны оптимальные приемы реализации химико-технологических процессов с учетом различных критериев эффективности.

Для студентов высших учебных заведений, обучающихся по химико-технологическим специальностям.

*Адрес коммерческой службы и склада издательства:*

г. Москва, ул. Литвина-Седого, д. 2/13, корп. 6, стр. 2

тел./факс (095) 256-15-10 и 256-11-61

E-mail: koloss @ koloss.ru

интернет-сайт издательства: <http://www.koloss.ru>

---

---

---

---

# Уважаемые читатели !

*В издательстве «КолосС»  
в 2004 г. вышло в свет  
учебное пособие для вузов*

*Егоров А. Ф., Савицкая Т. В.*

## **Управление безопасностью химических производств на основе новых информационных технологий**

Изложены теоретические основы системного анализа химических производств как опасных промышленных объектов. Описаны методики оценки последствий аварий, модели и методы оценки риска химических производств, прогнозирования загрязнения атмосферного воздуха и идентификации источников загрязнения. Рассмотрены вопросы создания информационно-моделирующих автоматизированных обучающих и экспертных систем для управления безопасностью химических производств.

Для студентов и аспирантов химических и технических вузов, специализирующихся в использовании новых информационных технологий для управления безопасностью химических производств.

*Адрес коммерческой службы и склада издательства:*  
г. Москва, ул. Литвина-Седого, д. 2/13, корп. 6, стр. 2  
тел./факс (095) 256-15-10 и 256-11-61  
E-mail: koloss @ koloss.ru  
интернет-сайт издательства: <http://www.koloss.ru>

---

---

---

---

# Уважаемые читатели !

*В издательстве «КолосС»  
в 2004 г. вышло в свет  
учебное пособие для вузов*

*Роздин И. А., Хабарова Е. И., Вареник О. Н.*

## **Безопасность производства и труда на химических предприятиях**

Изложены основные сведения о современном состоянии промышленной безопасности и охраны труда, а также об опасных и вредных факторах, действующих на химических и биотехнологических производствах, приведена действующая нормативно-законодательная база. Дана современная концепция производственного риска и вероятностных подходов, используемых для оценки риска. Рассмотрено влияние химического предприятия на окружающую среду.

Для студентов химико-технологических вузов. Будет полезно инженерно-техническим работникам промышленных предприятий, использующих химико- и биотехнологические процессы.

*Адрес коммерческой службы и склада издательства:*

г. Москва, ул. Литвина-Седого, д. 2/13, корп. 6, стр. 2  
тел./факс (095) 256-15-10 и 256-11-61  
E-mail: koloss @ koloss.ru  
интернет-сайт издательства: <http://www.koloss.ru>

---

---

---

---

# Уважаемые читатели !

*В издательстве «КолосС»  
в 2004 г. вышло в свет  
учебное пособие для вузов*

*Шевченко А. А.*

## **Химическое сопротивление неметаллических материалов и защита от коррозии**

Книга является первым учебным пособием, в котором систематизированы современные представления о химическом сопротивлении неметаллических материалов, их защитных свойствах и возможностях их применения в качестве конструкционных материалов для изготовления оборудования (аппаратов, машин, трубопроводов, арматуры и т. д.), эксплуатируемого в контакте с агрессивными средами.

Учебное пособие предназначено для студентов, обучающихся по специальности «Машины и аппараты химических производств», изучающих дисциплину «Химическое сопротивление материалов и защита от коррозии», и студентов других специальностей, в которых изучаются вопросы защиты от коррозии различного оборудования. Книга может быть полезна инженерно-техническим работникам проектных организаций, научных учреждений и промышленных предприятий химической, нефтехимической, лесохимической, пищевой, фармацевтической и других отраслей.

*Адрес коммерческой службы и склада издательства:*

г. Москва, ул. Литвина-Седого, д. 2/13, корп. 6, стр. 2  
тел./факс (095) 256-15-10 и 256-11-61  
E-mail: koloss @ koloss.ru  
интернет-сайт издательства: <http://www.koloss.ru>

---

---