

Б.Н. Фрог

А.Г. Первов

# ВОДОПОДГОТОВКА

БАКАЛАВР



**Б.Н. Фрог, А.Г. Первов**

# **ВОДОПОДГОТОВКА**

Рекомендовано Учебно-методическим объединением вузов РФ  
по образованию в области строительства в качестве учебника  
для студентов высших учебных заведений, обучающихся по программе  
бакалавриата по направлению подготовки 270800 – «Строительство»  
(профиль «Водоснабжение и водоотведение»)



**Издательство АСВ**  
**Москва**  
**2015**



УДК 628.16  
ББК 38.761.1  
Ф 91

**Рецензенты:**

доктор физико-математических наук, профессор, заведующий кафедрой  
Технологии воды и топлива НИУ «МЭИ» *А.А. Пантелеев*;  
доктор технических наук, профессор, заведующий лабораторией глубокой  
очистки воды ОАО НИИ ВОДГЕО *А.Д. Смирнов*.

**Фрог Б.Н., Первов А.Г.**

Водоподготовка. Учеб. для вузов: – М.: Издательство АСВ, 2015. – 512 с.

ISBN 978-5-93093-974-3

В учебнике представлены сведения по составу природных вод и выбору метода очистки воды для хозяйственно-питьевых и производственных нужд.

Даны классификации различных методов обработки воды в зависимости от типа природной воды и решаемой задачи по ее использованию. Значительное внимание уделено вопросам специальной обработки воды: удалению из воды загрязнений антропогенного происхождения, нитратов и нитритов, фтора, железа, марганца, а также ее умягчению, опреснению и обессоливанию. Описаны новые для современной водоподготовки мембранные методы, используемые для осветления, умягчения, опреснения и обессоливания воды – ультрафильтрация, нанофильтрация, обратный осмос, электродеионизация. Представлены основные типы оборудования водоподготовки и их характеристики, а также методы расчета сооружений водоподготовки и примеры проектов станций.

Предназначается для студентов, обучающихся по программе бакалавриата, направление 270800 «Строительство», профиль «Водоснабжение и водоотведение».

УДК 628.16  
ББК 38.761.1

ISBN 978-5-93093-974-3

© Фрог Б.Н., Первов А.Г., 2015  
© Издательство АСВ, 2015

Эту книгу авторы посвящают  
памяти своих отцов-учителей  
и наставников –  
**Николая Петровича Фрога,  
Германа Григорьевича Первого**



Фрог Николай Петрович

25.01.1914 – 08.07.2011



Первов Герман Григорьевич

17.05.1929 – 27.03.1999

## Предисловие

Интенсивное развитие промышленности и энергетики, сельского и коммунального хозяйства, значительный рост водопотребления, возросшие требования к качеству воды обуславливают строительство новых систем и сооружений водоснабжения, расширение и реконструкцию существующих. В связи с этим будущий инженер, получающий образование по специальности «Рациональное использование водных ресурсов и обезвреживание промышленных стоков», должен иметь четкие представления не только об отдельных элементах водоснабжения, их значении и взаимосвязи, но и овладеть теоретическими основами процессов и методов улучшения качества воды, приобрести практические навыки по расчету, проектированию и эксплуатации водоочистных сооружений.

Настоящая книга является учебником по курсу «Водоподготовка», а также учебным пособием по курсам «Технологии очистки природных вод» и «Водоснабжение промышленных предприятий». Она будет полезна также при дипломном и курсовом проектировании.

Программа подготовки специалистов по специальности «Водоснабжение» включает ознакомление с современными методами опреснения и обессоливания. Однако для глубокого изучения этих методов не выделяется достаточно времени. Учебники по водоснабжению до настоящего времени также не содержали материал в объеме, достаточном для изучения новых современных технологических схем, видов оборудования и умения провести технический и технологический расчет сооружений для умягчения, опреснения и обессоливания воды с использованием методов дистилляции, электролиза, обратного осмоса и ультрафильтрации.

Настоящий учебник «Водоподготовка» предлагает учебно-методические материалы, способствующие изучению и освоению новейших технологий водоподготовки и содержит теоретическое описание процесса и его моделирование, используемые материалы, устройство и конструкции аппаратов, методы расчета и подбора сооружений, технологический расчет всех элементов технологических схем.

Основные теоретические положения, которые легли в основу современных технологий очистки воды (ее осветления, умягчения, обессоливания, обеззараживания и т.д.), были разработаны в 50–60-х гг. прошлого века. Большой вклад в разработку теоретических основ процессов очистки воды, разработку технологии и методов расчета сооружений внесли выдающиеся отечественные специалисты: С.Х. Азерьер, Е.Н. Тетеркин, Турчинович, В.А. Клячко, И.Э. Апелъцин, А.А. Кастальский, Д.М. Минц, Е.Ф. Кургаев,

С.А. Шуберт, А.И. Егоров, Р.И. Аюкаев, С.Н. Линевиц, А.Н. Фоминых, В.В. Найденко, В.А. Гладков, Г.И. Николадзе, М.Г. Журба и др.

В учебнике использованы разработки таких крупнейших производственных, проектных и научных организаций, как ММП «Мосводоканал», Союз водоканал проект, НИИ ВОДГЕО, Мосводоканал НИИ Проект, ГипрокоммунВодоканал, Совинтервод, НИИ КВОВ, Теплоэлектропроект (ТЭП), ВТИ, ВНИИАМ, а также зарубежный опыт.

В изложении материала глав учебника при описании процессов осветления использованы работы В.А. Клячко, И.Э. Апелъцина, И.М. Миркиса, В.В. Ашанина (НИИ ВОДГЕО), В.Г. Корабельникова (НИИ КВОВ), фильтрации – Д.М. Минца (НИИ КВОВ), дегазации – А.А. Кастальского (МГСУ), основы теории и практик обезжелезивания представлены на основе работ Г.И. Николадзе (МГСУ).

При описании методов опреснения и обессоливания использованы работы В.А. Клячко, И.Э. Апелъцина, Г.Г. Первова, Л.Д. Ушакова (НИИ ВОДГЕО) – в области электролиза, Ф.Н. Карелина (НИИ ВОДГЕО), Ю.И. Дытнерского (РХТУ им. Менделеева) – в области обратного осмоса.

При описании технологий дистилляционного опреснения, а также технологий предотвращения накипеобразования и расчетов карбонатных и сульфатных равновесий в дистилляционных и других опреснительных установках использованы работы И.Э. Апелъцина, А.А. Говерта, Г.Г. Жабина (НИИ ВОДГЕО). Описание вопросов стабилизационной обработки воды основано на работах И.Э. Апелъцина, В.А. Гладкова, Д.Д. Кучеренко, Л.С. Алексеева, А.А. Говерта (НИИ ВОДГЕО).

Тепловые расчеты испарительных аппаратов основаны на работах Л.С. Стермана (МЭИ). Описание современных технологий ионного обмена основано на работах Ф.Г. Прохорова (ВТИ), при описании методов расчета ионообменных установок использованы материалы Э.И. Лифшиц (ВНИПИЭнергопром).

Главы 1.1, 1.2, разделы 2 и 3 написаны д.х.н. проф. Б.Н. Фрогом. Введение, главы 2.2 и 16, разделы 3–5 написаны д.т.н. проф. А.Г. Первовым. Глава 12 написана к.т.н. доц. А.П. Андриановым.

Авторы выражают глубокую признательность и благодарность за помощь и консультации при подготовке материалов и написании глав Е.Б. Юрчевскому, Г.Г. Жабину – гл. 1, Д.В. Спицову, И.С. Балаеву, Б.Е. Рябчикову – гл. 23, 26, Г.Я. Рудаковой, Л.С. Алексееву – гл. 16. Особую благодарность авторы выражают Е.А. Позняковой и Л.В. Рудаковой за большую работу, проделанную при подготовке книги к печати.

Замечания и предложения читателей, направленные на улучшение настоящего учебника, будут приняты авторами с благодарностью.

## Введение

Процессы, используемые при очистке воды (коагулирование примесей, осаждение, фильтрование, процессы окисления сорбции, ионного обмена и мембранного переноса) — те же процессы, которые используются в различных химических технологиях. Поэтому при разработке технологий очистки воды и расчете аппаратов и сооружений используются методы, основанные на тех же закономерностях, что и в химических технологиях.

Несмотря на огромное разнообразие продуктов применения химических технологий, получение их связано с поведением однотипных процессов — таких как перемешивание, нагрев, охлаждение, осаждение, химическое взаимодействие и др. Эти процессы характеризуются общими законами гидравлики, физической химии, химической кинетики и др.

Сходством характеризуются и аппараты (сооружения), применяемые в различных отраслях химической технологии, в том числе и в технологиях обработки воды. Например, внешне похожи аппараты для фильтрования, сорбционной обработки, ионного обмена. Наука о процессах и аппаратах химической технологии изучает общность различных процессов и аппаратов и обобщает методы их расчетов. В одноименном курсе изучают физико-химическую сущность и теорию процессов, характерных для всех отраслей химической технологии, а также принципы выбора и методы расчета аппаратов, предназначенных для проведения этих процессов.

Однако процессы и сооружения, используемые при обработке воды, представленные в курсах «Водоподготовка», «Водоснабжение», «Водоснабжение промышленных предприятий» в строительных вузах, изучаются более подробно и полно с учетом специфики составов и поведения водных растворов, условий их эксплуатации и строительства. Вода помимо удаляемых загрязнений содержит ряд веществ, бактерий, растворенных газов, которые ведут к коррозии оборудования и труб, к образованию отложений, которые заметно снижают эффективность процессов очистки воды и работы существующих сооружений и аппаратов.

Помимо теории ведения процесса курс водоподготовки описывает многообразие процессов, происходящих в водной среде, и дает практические рекомендации по преодолению ряда побочных процессов, необходимые при эксплуатации сооружений водоподготовки.

Это выгодно отличает курс «Водоподготовка» от зарубежного курса «Chemical Engineering» и «Процессы и аппараты химической технологии», преподаваемого в РХТУ им. Менделеева.

По мере развития курсов «Водоснабжение» и «Технологии очистки воды» используются новые обозначения, упрощенные методы расчета, основанные на эмпирических уравнениях, мало уделяется места описанию теории процесса. Часто даже специалистами путаются понятия «процесс», «метод» и «технология». Например, технология осветления воды (т.е. удаление из нее мутности и снижение цветности). Название процесса отождествляют с методом и технологией. Например, говорят процесс «обезжелезивания». Между тем проблема удаления железа — это цель, которая решается с помощью целой технологической схемы, включающей ряд различных процессов и сооружений. Например, для обезжелезивания используется ряд процессов: аэрации (окисления), кристаллизации (образование коллоидов гидроокиси железа), фильтрований, происходящих в различных аппаратах (сооружениях): дегазаторах, фильтрах. Также технология осветления природной воды основана на последовательном применении процессов смешения, коагулирования, отстаивания, фильтрования. Учащиеся часто путают метод осветления и осветлитель-аппарат для осветления (осветления процесса коагуляции). На самом деле осветлитель — лишь одно из сооружений технологической схемы осветления воды. Основная сложность курса водоподготовки — необходимость объединения в технологическую цепочку сразу нескольких процессов для достижения заданного результата, при этом необходимо также знание основ, возможностей и областей применения каждого из процессов.

Авторы сочли необходимым представить понятия «процессы» и «технологии» так, как это преподносится в курсе «Процессы и аппараты».

Под *процессом* понимают изменение состояния вещества, происходящее в определенных условиях.

В окружающей нас природе наблюдаются явления, которые называют *естественными* процессами.

На основе данных, полученных в результате естественных процессов и анализа достижений науки и техники, разрабатывают и реализуют многочисленные промышленные процессы с целью производства продуктов потребления. Такие процессы называют *производственными* или *технологическими* процессами.

Изучение технологических процессов составляет предмет и задачу *технологии* — науки, определяющей условия практического применения законов естественных наук (физики, химии, механики и др.) для наиболее эффективного проведения разнообразных технологических процессов. Технология непосредственно связана с про-



изводством, а производство постоянно находится в развитии, поэтому технологии постоянно совершенствуются.

Многие технологические процессы могут быть реализованы с помощью различных *методов* в соответствующем *аппаратурном оформлении*. Например, технологический процесс умягчения (удаления из воды ионов жесткости) может быть осуществлен ионообменными методами (натрий-катионированием и др.), реагентными методами или мембранными методами. Технология осветления воды может использовать коагуляционные методы (осветление в слое взвешенного осадка, контактного осветления) или мембранные методы. Выбор метода, условий его применения и аппаратного оформления осуществляют на основе критериев оптимизации.

В принятой ранее классификации изучались в основном задачи – главные технологические процессы – осветления, обезжелезивания, умягчения, обессоливания. Поскольку такие задачи могут быть решены различными методами (коагуляционными, ионообменными, мембранными), описание технологий часто приводило к повторам, например умягчение и обессоливание решаются одними и теми же ионообменными методами, а осветление, обезжелезивание, умягчение и обессоливание – мембранными методами.

В настоящей работе предпринята попытка классификации процессов, дано описание отдельных процессов, далее для каждого процесса описываются его возможности, области применения в водоподготовке; методы, основанные на применении этих процессов, аппараты и методы их расчетов. После усвоения процессов описываются решаемые задачи, методы и технологические схемы, использующие эти процессы, для решения различных задач.

За последние десятилетия существенно выросли экологические проблемы, стоящие перед человечеством. Неуклонный рост производства ведет к загрязнению окружающей среды. Системы водоподготовки также имеют серьезные отходы, загрязняющие окружающую среду. К этим отходам относятся: шлам из осветлителей, сбросные минерализованные регенерационные растворы после установок ионного обмена, промывные воды фильтровальных установок, рассолы и концентраты мембранных установок опреснения и обессоливания воды. Системы водоподготовки требуют для своей работы большого количества химических реагентов (для коагуляции воды, для регенерации аппаратов, для предотвращения отложений в аппаратах и трубопроводах и др.), которые попадают в сточные воды и загрязняют окружающую среду.

Знание возможностей различных процессов позволяет выбирать оптимальные технологические режимы работы технологических процессов водоподготовки (с минимальным потреблением реагентов, с минимальным расходом воды на собственные нужды и ее сбросом в окружающую среду) и успешно решать экологические проблемы.

Проблемой получения веществ без каких-либо отходов занимается *нанотехнология* – новое направление науки, изучающее принципы «построения» или «складывания» из атомов «мозаики» – продуктов с заданными свойствами.

В водоподготовке к *нанотехнологиям* относятся *мембранные технологии*: благодаря использованию мембран с размером пор, соизмеримым с размером молекул воды, природные и сточные воды могут быть очищены от растворенных ионов солей, железа, жесткости, органических веществ. При этом процесс очистки идет без применения химических реагентов и без образования минерализованных стоков.

В настоящем учебнике мембранные методы рассматриваются «на равных» с другими традиционными процессами и методами, использующимися в водоподготовке: представлены основные виды оборудования и методы их подбора, расчета и проектирования. Хотя мембранные методы стали применяться в водоподготовке сравнительно недавно, реконструкция и проектирование новых производств в настоящее время ведутся исключительно с применением мембран, поэтому эти технологии становятся «технологиями будущего».



# РАЗДЕЛ 1. ОЦЕНКА КАЧЕСТВА ПРИРОДНОЙ ВОДЫ И ОСНОВНЫХ МЕТОДОВ ЕЕ ОБРАБОТКИ

## Глава 1. Выбор метода водоподготовки

### 1.1. Влияние примесей воды на ее качество

Природные воды представляют собой сложную многокомпонентную динамическую систему, в состав которой входят: соли (преимущественно в виде ионов, молекул и комплексов), органические вещества (в молекулярных соединениях и в коллоидном состоянии), газы (в виде молекул и гидратированных соединений), диспергированные примеси, гидробионты (планктон, бентос, нейстон, пагон); бактерии и вирусы. Во взвешенном состоянии в природных водах содержатся глинистые, песчаные, гипсовые и известковые частицы, в коллоидном состоянии – различные вещества органического происхождения, кремнекислота, гидроксид железа (III), фульвокислоты, гуматы, в истинно растворенном состоянии – в основном минеральные соли, обогащающие воду ионами.

Химический состав природных вод, под которым понимается сложный комплекс минеральных и органических веществ в разных формах ионо-молекулярного и коллоидного состояния, подразделяется на пять групп: главные ионы, содержащиеся в наибольшем количестве (натрий  $\text{Na}^+$ , калий  $\text{K}^+$ , кальций  $\text{Ca}^{2+}$ , магний  $\text{Mg}^{2+}$ , сульфаты  $\text{SO}_4^{2-}$ , карбонаты  $\text{CO}_3^{2-}$ , хлориды  $\text{Cl}^-$ , гидрокарбонаты  $\text{HCO}_3^-$ ); растворенные газы (азот  $\text{N}_2$ , кислород  $\text{O}_2$ , оксид углерода  $\text{CO}_2$ , сероводород  $\text{H}_2\text{S}$  и др.); биогенные элементы (соединения фосфора, азота, кремния); микроэлементы – соединения всех остальных химических элементов; органические вещества.

Размеры взвешенных веществ варьируются от коллоидных до грубодисперсных частиц (табл. 1.1).

Л.А. Кульским предложена классификация примесей воды, основанная на их фазовом состоянии и дисперсности. *Примеси воды разделены на четыре группы.*

*Примеси первой группы* проникают в воду вследствие эрозии лежащих ложе водоема пород и смыва с поверхности почв. Они представляют собой нерастворимые в воде суспензии и эмульсии (а также планктон и бактерии), кинетически неустойчивые и находящиеся во

взвешенном состоянии благодаря гидродинамическому воздействию водного потока. В состоянии покоя эти примеси выпадают в осадок.

Таблица 1.1

Взвешенные вещества	Размер	Гидравлическая крупность, мм/с	Время осаждения частиц на глубину 1 м
Коллоидные частицы	$2 \cdot 10^{-4} - 1 \cdot 10^{-6}$	$7 \cdot 10^{-8}$	4 года
Тонкая глина	$1 \cdot 10^{-3} - 5 \cdot 10^{-4}$	$7 \cdot 10^{-5} - 17 \cdot 10^{-5}$	0,5–2 мес
Глина	$27 \cdot 10^{-4}$	$5 \cdot 10^{-3}$	2 сут
Ил	$5 \cdot 10^{-2} - 27 \cdot 10^{-3}$	1,7–0,5	10–30 мин
Песок:			
мелкий	0,1	7	2,5 мин
средний	0,5	50	20 с
крупный	1,0	100	10 с

*Примеси второй группы* представляют собой гидрофобные и гидрофильные органические и минеральные коллоидные частицы, вымытые водой из грунтов и почв, а также нерастворимые и недиссоциированные формы гумусовых веществ, детергенты и вирусы, которые по своим размерам близки к коллоидным примесям.

*Примеси третьей группы* – это молекулярно-растворенные вещества (органические соединения, растворимые газы и т.п.).

*Примеси четвертой группы* представляют собой вещества, диссоциированные на ионы. В результате процесса гидратации кристаллическая структура этих веществ разрушается. Устойчивость образующихся гидрооксидов металлов прямо пропорциональна их заряду и обратно пропорциональна радиусу.

Концентрация отдельных примесей в воде определяет ее свойства, т.е. качество. Различают показатели качества воды физические (температура, взвешенные вещества, цветность, запах, вкус и др.), химические (жесткость, щелочность, активная реакция, окисляемость, сухой остаток и др.), биологические (гидробионты) и бактериологические (общее количество бактерий, коли-индекс и др.).

Для определения качества воды производят физические, химические, бактериологические, биологические и технологические анализы в наиболее характерные для данного водисточника периоды года.

Из растворенных в природных водах газов существенное влияние на их свойства оказывают: оксид углерода (IV), кислород, сероводород, метан, азот. Их содержание в воде определяется природой

и парциальным давлением газа, составом водной среды, температурой. Кислород, оксид углерода, сероводород при определенных условиях коррозионные свойства по отношению к металлам и бетону. Кислород попадает в воду при ее контакте с воздухом. В артезианских водах кислород отсутствует, а в поверхностных водах содержание кислорода меньше теоретического за счет потребления его различными организмами, брожения, гниения органических остатков и т.п. Резкое снижение содержания кислорода в воде указывает на ее загрязнение.

Азот в природные воды проникает из воздуха, при разложении органических остатков, а также при восстановлении соединений азота денитрифицирующими бактериями. Образующийся в воде в процессе гниения растений аммиак оказывает влияние на технологию хлорирования воды.

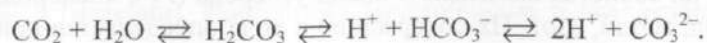
Метан в природных водах, используемых для централизованного водоснабжения, обычно присутствует в незначительных количествах. Однако в подземных водах газонефтеносных районов и в болотных водах содержание метана доходит до 50 мг/л. При концентрации метана в воздухе 5,3–14% возникает взрывоопасная ситуация.

Оксид углерода (IV) присутствует во всех природных водах от нескольких мг/л (поверхностные воды) до сотен мг/л (подземные и шахтные воды). Оксид углерода (IV) в сочетании с гидрокарбонатами обуславливает буферные свойства воды. Угольная кислота встречается в природных водах в форме недиссоциированных молекул  $\text{H}_2\text{CO}_3$ , гидрокарбонатных  $\text{HCO}_3^-$  и карбонатных  $\text{CO}_3^{2-}$  ионов.

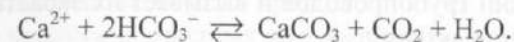
Угольная кислота может находиться в свободном и в связанном состояниях. Под свободной угольной кислотой понимают сумму  $\text{H}_2\text{CO}_3 + \text{CO}_2$ . Поскольку в природных водах концентрация недиссоциированных молекул угольной кислоты  $\text{H}_2\text{CO}_3$  составляет лишь доли процента от общего количества свободной угольной кислоты, в качестве последней без заметной погрешности принимают концентрацию  $\text{CO}_2$ .

В воде поверхностных источников содержание  $\text{CO}_2$  не превышает 20–30 мг/л, в подземных неминерализованных водах – 90 мг/л. В подземных водах  $\text{CO}_2$  появляется в результате процессов разложения органических соединений, а также в результате биохимических процессов.

Различные формы угольной кислоты в водных растворах связаны так называемым динамическим углекислотным равновесием



При наличии ионов  $\text{Ca}^{2+}$  углекислотное равновесие выражается уравнением



Избыточная свободная угольная кислота в отличие от равновесной очень активна и называется агрессивной.

Агрессивные свойства угольной кислоты объясняются ее способностью взаимодействовать с карбонатными породами и переводить их в растворимые в воде гидрокарбонаты

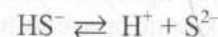


Присутствие в воде агрессивной угольной кислоты может ухудшать работу очистных сооружений за счет усиленного зарастания отстойников сине-зелеными водорослями и засорения фильтров пузырьками газа.

Сероводород встречается в основном в подземных водоисточниках, образуясь в результате процессов восстановления и разложения некоторых минеральных солей (гипса, серного колчедана и др.). В поверхностных водах он почти не встречается, так как легко окисляется. Появление его в поверхностных источниках может быть следствием протекания гнилостных процессов или сброса неочищенных сточных вод.

В зависимости от величины pH кроме газообразного растворенного  $\text{H}_2\text{S}$  в воде могут присутствовать ионы  $\text{HS}^-$  и  $\text{S}^{2-}$ . Соотношение форм сероводорода при различных pH воды приведено в табл. 1.3.

Форму сероводорода можно определить также по константам его диссоциации:



$$K_1 = \frac{[\text{H}^+] + [\text{HS}^-]}{[\text{H}_2\text{S}]}$$

$$K_2 = \frac{[\text{H}^+] + [\text{S}^{2-}]}{[\text{HS}^-]}$$

(при 25 °C  $K_1 = 6 \cdot 10^{-8}$ ,  $K_2 = 1 \cdot 10^{-4}$ ).

Наличие в воде сероводорода придает ей неприятный запах, ощущаемый уже при его концентрации 0,5 мг/л, интенсифицирует процесс коррозии трубопроводов и вызывает их зарастание вследствие развития серобактерий.

Взвешенные вещества попадают в воду в результате смыва твердых частичек (глины, песка, лесса, илистых веществ) верхнего покрова земли дождями или талыми водами во время весенних и осенних паводков, а также в результате размыва русел рек. Общее количество взвешенных веществ, содержащихся в воде, характеризуется такими показателями, как мутность и прозрачность (величина, обратная мутности), мг/л. Наименьшая мутность водоемов наблюдается зимой, когда они покрыты льдом, наибольшая – весной в период паводка, а также летом вследствие выпадения дождей, таяния снега в горах и развития мельчайших плавающих живых организмов и водорослей. Повышение мутности воды может быть вызвано выделением некоторых карбонатов, гидроксидов алюминия, марганца, высокомолекулярных органических примесей гумусового происхождения, появлением фито- и зоопланктона, окислением соединений железа (II) кислородом воздуха, сбросом неочищенных производственных сточных вод и др.

Взвешенные вещества имеют различный гранулометрический состав, который характеризуется гидравлической крупностью, выражаемой как скорость осаждения частичек при температуре 10 °C в неподвижной воде (см. табл. 1.1).

Наличие в воде взвешенных веществ препятствует использованию ее для хозяйственно-питьевых целей, в теплоэнергетике, на заводах для приготовления пищевых продуктов, при производстве бумаги, тканей, киноплёнки и проч. Согласно ГОСТ 2874-82 мутность питьевой воды по стандартной шкале должна составлять не более 1,5 г/л.

Органические вещества, присутствующие в природных водах, влияют на органолептические показатели их качества. Самыми значительными поставщиками органических веществ в природную воду являются почвенный и торфяной гумус, продукты жизнедеятельности и разложения растительных и животных организмов, сточные воды бытовых и промышленных предприятий.

Гуминовые и фульвокислоты могут находиться в почве в свободном состоянии, в виде солей с катионами щелочных и щелочно-земельных металлов, комплексных и внутрикомплексных соединений с железом, алюминием, марганцем, медью и, наконец, в виде адсорбционных органо-минеральных соединений.

Для водоемов особую опасность представляют сточные воды, в составе которых есть белки, жиры, углеводы, органические кислоты, эфиры, спирты, фенолы, нефть и др.

Степень окраски природных вод, выражаемая в градусах платиново-кобальтовой шкалы, называется *цветностью*. Наибольшую цветность имеют природные поверхностные воды рек и озер, расположенных в зонах торфяных болот и заболоченных лесов, наименьшую – в лесостепных и степных зонах. Зимой содержание органических веществ в природных водах минимальное, однако в период половодья и паводков, а также летом в период массового развития водорослей – «цветения» водоемов – оно повышается.

Наличие в воде органических веществ резко ухудшает ее органолептические показатели, вызывая различного рода запахи (землистый, гнилостный, рыбный, болотный, аптечный, камфорный, запах нефтепродуктов, хлорфенольный и т.д.), повышает цветность, вспениваемость, оказывает неблагоприятное действие на организм человека и животных.

О содержании в природных водах солей можно судить по количеству сухого остатка и потере массы при прокаливании. Сухой остаток, образующийся при выпаривании определенного объема воды, предварительно профильтрованной через бумажный фильтр, состоит из минеральных солей и нелетучих органических соединений. Количество органических соединений в сухом остатке воды определяют по потере его массы при прокаливании.

Большое количество растворенных в воде солей ухудшает вкусовые качества воды, в результате чего она может приобретать соленый, горький, сладкий и кислый вкус, а также различные привкусы. Порог вкусового восприятия солевых добавок в воде характеризуется следующими концентрациями:

$\text{NaCl} - 165, \text{CaCl}_2 - 470, \text{MgCl}_2 - 135, \text{MnCl}_2 - 1,8,$

$\text{FeCl}_2 - 0,35, \text{MgSO}_4 - 250, \text{CaSO}_4 - 70, \text{MnSO}_4 - 15,7,$

$\text{FeSO}_4 - 1,6, \text{NaHCO}_3 - 450 \text{ мг/л.}$

Ионы  $\text{Na}^+$  и  $\text{K}^+$  попадают в природные воды в результате растворения коренных пород. Так, большое количество  $\text{Na}^+$  поступает в воду в результате растворения залежей  $\text{NaCl}$ . Преобладание ионов  $\text{Na}^+$  над ионами  $\text{K}^+$  в природных водах объясняется большим поглощением калия почвами и извлечением его из воды растениями.



*Жесткость воды* обусловлена наличием в ней кальция и магния. Различают карбонатную, некарбонатную и общую жесткость воды.

*Общая жесткость воды* представляет собой сумму карбонатной (временной) и некарбонатной (постоянной) жесткости.

*Карбонатная жесткость* обусловлена присутствием в воде в основном гидрокарбонатов кальция и магния, она почти полностью устраняется при кипячении воды. Гидрокарбонаты при этом распадаются с образованием угольной кислоты; в осадок выпадает карбонат кальция и гидроксид магния.

*Некарбонатная жесткость* обусловлена присутствием кальциевых и магниевых солей серной, соляной и азотной кислот и при кипячении не устраняется. Хотя ионы  $Mg^{2+}$  и  $Ca^{2+}$  и не приносят особого вреда живым организмам, однако наличие их в воде в большом количестве нежелательно, поскольку такая вода непригодна для хозяйственных нужд. В жесткой воде увеличивается расход мыла при стирке белья, медленно развариваются мясо и овощи. Жесткая вода непригодна и для систем оборотного водоснабжения, для питания паровых котлов и проч.

*Железо и марганец.* Ионы  $Mn^{2+}$ ,  $Fe^{2+}$ ,  $Fe^{3+}$  в истинно растворенном состоянии находятся в очень небольших концентрациях. Большая часть железа и марганца в природных водах содержится в виде коллоидов и суспензий. В подземных водах преобладают соединения железа и марганца в виде гидрокарбонатов, сульфатов и хлоридов, в поверхностных – в виде органических комплексных соединений (например, гуминовокислых) или в виде высокодисперсной взвеси.

В поверхностных водах средней полосы России содержится от 0,1 до 1 мг/л железа и от 0 до 0,05 мг/л марганца, в подземных водах содержание железа часто превышает 15–20 мг/л, концентрация марганца колеблется в пределах 0,5–3 мг/л. Железо и марганец придают воде неприятную красновато-коричневую или черную окраску, ухудшают ее вкус, вызывают развитие железобактерий, отложение осадка в трубопроводах и их засорение. Избыток железа в организме увеличивает риск инфарктов, длительное употребление человеком железосодержащей воды вызывает заболевание печени, оказывает негативное влияние на репродуктивную функцию организма. Марганецсодержащие воды отличаются вяжущим привкусом, окраской, оказывают элериотоксическое и гонадотоксическое воздействие на организм человека.

*Бор* в питьевой воде в концентрации выше 0,5 мг/л негативно воздействует на человека, ухудшая обмен веществ и вызывая заболевание печени и желудочно-кишечного тракта.

*Бром* в питьевой воде при содержании свыше 0,2 мг/л уменьшает скорость проведения импульса по нервным волокнам, отрицательно сказывается на функции печени и почек, обуславливает снижение калия в крови и увеличивает содержание азота в мочевины.

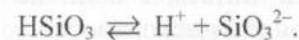
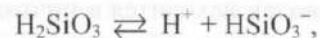
*Соединения азота* встречаются в природной воде в виде нитритных ( $NO_2^-$ ), нитратных ( $NO_3^-$ ) ионов и ионов аммония ( $NH_4^+$ ). Появление этих ионов в природных водах связано с разложением различных сложных органических веществ животного и растительного происхождения, а также с разложением белковых веществ, попадающих в водоемы с бытовыми сточными водами.

*Нитраты* содержатся главным образом в поверхностных водах (до 0,001–0,003 мг/л), *нитриты* – в артезианских (десятые доли миллиграмма в литре). При использовании питьевой воды с нитратами в количестве свыше 45 мг/л в организме человека синтезируются нитрозамины, способствующие образованию злокачественных опухолей, перерастающих в рак желудка, у детей возникает заболевание водно-нитратной метгемоглобинемией (нарушение окислительной функции крови).

*Конечный продукт разложения белковых веществ – аммиак.* Наличие в воде аммиака растительного или минерального происхождения не опасно в санитарном отношении. Если же аммиак образуется в результате разложения белка сточных вод, такая вода непригодна для питья. Содержание азота аммонийных солей в речной воде в зависимости от степени ее загрязнения колеблется от 0 до 1 мг/л.

*Кремний* присутствует в природных водах в виде ионов, молекул и коллоидных частичек. Форма содержания кремниевой кислоты в воде зависит от многих факторов, и в первую очередь от ее ионного состава и значения pH (табл. 1.3).

Кремниевая кислота  $H_2SiO_3$  диссоциирует в две стадии:



Содержание кремния в природных водах в пересчете на  $SiO_3^{2-}$  – обычно достигает 0,6–40 мг/л и лишь в отдельных случаях может повышаться до 65 мг/л. Кремниевая кислота не вредна для здоровья, однако повышенное содержание ее в воде делает воду непригодной для питания паровых котлов из-за образования силикатной накипи.



Содержание хлоридов и сульфатов (ионов  $SO_4^{2-}$  и  $Cl^-$ ) в природных водах колеблется в широких пределах (от долей миллиграмма до нескольких граммов на литр) и обусловлено вымыванием соледержащих пород или сбросом в водоемы промышленных и бытовых сточных вод. Наличие в воде более 350 мг/л хлоридов или 500 мг/л сульфатов придает ей солоноватый привкус и приводит к нарушению функционирования пищеварительной системы у людей. Вода с большим содержанием ионов  $SO_4^{2-}$  и  $Cl^-$  имеет также повышенную коррозионную активность, более высокую некарбонатную жесткость, разрушающе действует на железобетонные конструкции.

Под *общей щелочностью воды* подразумевается сумма содержащихся в воде гидроксильных ионов  $OH^-$  и анионов слабых кислот, например угольной ( $HCO_3^-$ ,  $CO_3^{2-}$ ). Поскольку в большинстве природных вод преобладают карбонаты, обычно различают лишь *гидрокарбонатную* и *карбонатную щелочность*. При некоторых приемах обработки воды и при  $pH > 8,5$  возникает *гидратная щелочность*.

*Соединения фосфора* встречаются в природных водах в виде суспендированных частиц минерального и органического происхождения, в виде ионов ортофосфорной кислоты или сложного органического комплекса. В природных водах соединения фосфора присутствуют в малых количествах, но оказывают существенное влияние на водную растительность. Концентрация соединений фосфора в питьевой воде не регламентирована.

*Фтор* в природных водах содержится до 12 мг/л (артезианские воды) и более. Однако подавляющее большинство источников централизованного водоснабжения в нашей стране характеризуется содержанием фтор-иона до 0,5 мг/л. Фтор является активным в биологическом отношении микроэлементом, содержание которого в питьевой воде во избежание кариеса или флюороза зубов должно быть 0,7–1,5 мг/л.

*Иод* в природных водах находится в ничтожно малых количествах. Он является очень важным биологическим микроэлементом, содержание которого в питьевой воде не должно быть менее  $10^{-8}$  мг/л во избежание эндемического зоба.

*Стронций* в концентрации свыше 7 мг/л вызывает урскую болезнь, рахит, ломкость костей.

*Кадмий* в питьевой воде при содержании свыше 0,001 мг/л вызывает болезнь «Итай-итай».

*При избытке ртути* в питьевой воде (свыше 0,0005 мг/л) возникает болезнь Минамата.

*Цинк* в концентрациях свыше 5,0 мг/л угнетает окислительные процессы в организме, вызывает анемию.

*Медь* в питьевой воде в концентрации свыше 1 мг/л вызывает заболевание печени, гепатит и анемию.

*Молибден* при содержании в питьевой воде свыше 0,25 мг/л вызывает подагру и молибденовую болезнь.

Допустимые концентрации некоторых микроэлементов в хозяйственно-питьевой воде установлены ГОСТ 2874-82 и СанПиН 4630-88.

В состав природных вод могут входить также ионы радиоактивных элементов, поступающих в воду в результате вымывания радиоактивных минералов или в результате испытаний атомного оружия и сброса отработанных вод атомных реакторов. ГОСТ 2874-82 также ограничивает содержание радиоактивных элементов в питьевой воде.

*Токсические вещества.* Ионы  $As^{3+}$ ,  $As^{5+}$ ,  $Se^{6+}$ ,  $Pb^{2+}$  и многие другие, относящиеся к ядовитым, в природных водах в естественном состоянии встречаются, как правило, в незначительных количествах и попадают в них в больших количествах в результате сброса неочищенных бытовых и промышленных сточных вод. Наличие в воде нескольких миллиграммов на литр ядовитых веществ оказывает вредное влияние на здоровье человека и теплокровных животных, а также губительное действие на рыб и их кормовые ресурсы, тормозит процессы самоочищения водоемов. К этой группе веществ относятся As, Be, Cu, Mo, Pb, Se, Sr, Zn и др., а также некоторые органические вещества.

*Гидробионты*, населяющие природные воды, в процессе жизнедеятельности влияют не только на состав окружающей водной среды, но и на качество воды. Они подразделяются на планктон – обитатели, пребывающие в толще воды от дна до поверхности; среди них различают плавающие, пассивно парящие и полуподводные (плейтон) организмы; взвешенные в воде остатки их органического и неорганического происхождения называют детритом; бентос – обитатели, находящиеся на дне водоема; среди них встречаются подвижно или неподвижно прикрепленные, свободно лежащие и ползающие по дну организмы, сверлящие дно, закапывающиеся. Нейстон – организмы, населяющие поверхностную пленку воды и адаптировавшиеся к жизни в специфических условиях ее поверхностного натяжения; пагон – организмы (моллюски, ракообразные, коловратки и др.), пребывающие зимой в толще льда в состоянии анабиоза, оживающие весной и находящиеся среди бентоса или планктона.

На процессы формирования качества воды и ее самоочищения гидрофация оказывает значительное влияние, так как многие ее представители (зоопланктон и зообентос) используют растворенные органические вещества, некоторые животные-фильтраторы употребляют для питания бактерии, водоросли и т.п.

*Гидрофлора водоемов* определяется *макрофитами* (высшая водная растительность) и *микрофитами* (водоросли – фитопланктон и фитобентос). При отмирании и разложении макрофитов вода обогащается органическими веществами, появляются пахнущие вещества, которые ухудшают органолептические показатели качества воды.

*Микрофиты*, подразделяемые на зеленые, сине-зеленые, эвгленовые, диатомовые и др., не только поглощают углекислоту, кислород (а сине-зеленые – азот, включая аммиак), но и продуцируют кислород. Массовое развитие микрофитов в периоды цветения воды создает значительные трудности в технологии улучшения ее качества, особенно для питьевых целей, так как возникает необходимость в дезодорации и микрофильтрации воды.

*Бактерии и вирусы* из числа патогенных, т.е. паразитов, живущих на живом субстрате, развивающихся в воде, могут вызвать заболевания брюшным тифом, паратифом, дизентерией, бруцеллезом, инфекционным гепатитом, острым гастроэнтеритом, сибирской язвой, холерой, полиомиелитом, туляремией, конъюнктивитом и т.д.

*Вирусы* – мельчайшие живые существа размерами 16–30 мкм, видимые только под электронным микроскопом. В отличие от бактерий они не имеют клетчатой структуры и состоят из нуклеиновой кислоты, покрытой белковой оболочкой. Они имеют шаро- и кубообразную форму, а также форму прямых и изогнутых палочек. Вирусы являются внутриклеточными паразитами. Среди них встречаются бактериофаги, паразитирующие в клетках бактерий и вызывающие их разрушение и гибель.

В связи с тем, что при биологическом анализе воды определение патогенных бактерий затруднено, при бактериологических анализах выявляют общее число бактерий в 1 мл воды, растущих при 37 °С, и кишечных палочек – бактерий коли, наличие которых свидетельствует о загрязнении воды выделениями людей и животных и т.п. Минимальный объем испытуемой воды, мл, приходящийся на одну кишечную палочку, называется коли-титром, а количество кишечных палочек в 1 л воды – коли-индексом. Согласно ГОСТ 2874-82, допускается коли-индекс до 3, коли-титр – не менее 300, а общее число бактерий в 1 мл – до 100.

## 1.2. Требования к качеству воды, предъявляемые различными потребителями

В зависимости от целевого назначения использования воды к качеству воды предъявляются различные требования: по содержанию взвешенных веществ, органических веществ (по цветности и окисляемости), по величине общего соледержания, по содержанию ионов жесткости железа, а также отдельных ионов: фторидов, бора, брома, кремнекислоты, а также растворенных газов, сероводорода, кислорода, углекислоты.

В зависимости от вида деятельности предприятия вода может быть использована в производственном цикле:

- для приготовления пищевых продуктов и напитков в пищевой промышленности;
- для приготовления лекарственных препаратов (фармацевтическая промышленность);
- для охлаждения технологического оборудования и продуктов производства (металлургическая, химическая промышленность);
- для производства пара (для нужд паросилового хозяйства) в энергетике, пищевой промышленности, химической и нефтяной промышленности и др.;
- для отмывки деталей (в электронной промышленности, гальванической промышленности, при производстве печатных плат и др.).

Особенность развития современных предприятий состоит в том, что на предприятиях находятся различные виды производств и различные виды потребителей, что требует применения различных видов оборудования. Для современных предприятий характерен также переход на автономное обеспечение: использование собственных систем водоподготовки и теплоснабжения. Отказ от использования воды из централизованного водопровода заставляет использовать воду из скважин или технического водопровода (обычно представляет собой воду из поверхностного вод источника).

На каждом предприятии вода используется для различных целей:

1. Для хозяйственно-питьевых нужд (внутренний водопровод, душ, приготовление пищи), в ряде случаев имеет место разделение – водопровод и питьевая вода в пищеблоках.
2. Горячее водоснабжение.
3. Отопление (нагревательные котлы или паровые котельные).
4. Подпитка оборотных систем охлаждения оборудования.
5. Вода для технологических нужд различных видов производств.

В табл. 1.2 представлены требования к качеству воды основными отраслями промышленности и видами производств, а также показаны основные технологические процессы, требующиеся для достижения этих качеств.

Требования к качеству воды, используемой в производственных процессах, постоянно меняются. С одной стороны, происходит постоянный процесс модернизации различных видов оборудования (для охлаждения, производства пара, отмывки и др.). С другой – этот процесс сопровождается ужесточением требований к качеству используемой воды. Например, появление новых конструкций паровых котлов с высокой температурной напряженностью (типа ДКВР) влечет за собой и ужесточение требований к питательной воде по ее общему солесодержанию. Новые технологии производства стекла и полимерных материалов ужесточают требования по солесодержанию и жесткости воды, используемой для отмывки готовой продукции.

Решение проблем подготовки воды для различных потребителей связано с подбором необходимого оборудования, работа которого основана на различных методах. Однако вопросы подбора оборудования требуют знаний технологий производства, возможностей процессов очистки.

Для выбора методов и технологий очистки можно использовать данные табл. 1.2, представленной в главе 1 «Выбор метода водоподготовки», где перечислены процессы, основанные на них методы и технологии, а также представлены типы оборудования, с помощью которого достигается эффект очистки.

В табл. 1.3 против каждого процесса и метода даны ссылки на главы и параграфы, в которых дана подробная информация о технологиях.

Таким образом, зная проблему и задачу технологии, можно определить методы и технологические схемы водоподготовки и подобрать необходимые виды оборудования.

На практике для обеспечения требуемого качества воды в зависимости от условий (типа и состава воды) разрабатывается технологическая схема, состоящая из последовательных ступеней очистки, основанных на различных методах.

Нередко одни и те же методы могут использоваться для решения разных задач. Например, ионообменные методы могут использоваться как для умягчения, так и для обессоливания. Так же и мембранные методы – обратный осмос применяется в схемах умягчения воды для котельных и в схемах обессоливания.

Таблица 1.2

Требования к качеству воды, принятые в различных отраслях промышленности

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Единица измерения	Питьевая вода (СанПиН 2.1.4.1074-01)	Бутилированная вода	Вода для пищевых производств	Дистиллированная вода (ГОСТ 6709-72)	Вода для электрон-ной промышленно-сти, марки А	Водогрейные котлы	Паровые котлы среднего давления	Паровые котлы высокого давления	ТЭЦ
Ca (кальций)	—	—	—	1-7	0,05	—	—	—	—
Mg (магний)	—	—	—	0	—	—	—	—	—
Общая жесткость Ж	7,0 (10)	7,0 15-100	0,2	1,0	—	—	0,0	—	—
Na + K натрий	—	350	15	15	0,05	—	—	—	—
Cl хлориды	350	500	25-100	25-100	0,02	—	—	—	—
SO <sub>4</sub> сульфаты	—	—	—	—	—	—	—	—	—
Щ(НCO <sub>3</sub> ) щелоч-ность	500	1,0-4	20-100	—	—	—	—	—	—
S – общее солесо-держание	—	—	—	0,5-1,5 100	—	—	—	—	—
Электропроводность	—	—	—	—	—	—	—	—	—
SiO <sub>3</sub> (силикаты)	—	—	—	—	5,4-6,6	0,01	—	—	—



1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Fe <sup>2+</sup> железо	мг/л	—	0,1	—	0,08	0,015	—	—	—
F <sup>-</sup> фториды	мг/л	0,3	1,5	0,1	—	—	—	—	—
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> аммоний	мг/л	1,5	0,1	—	—	—	—	—	—
Мутность	мг/л	2,0	—	—	—	—	—	—	—
Цветность	град ПКШ	1,0	5	1,0	—	—	—	—	—
Окисляемость	мг/л	20	3,0	10	0,08	1,0	—	—	—
Карбонатный индекс KI = [Ca][HCO <sub>3</sub> ]	(мг-экв/л) <sup>2</sup>	5,0	—	2,0–6,0	—	—	0,5	—	—
Удельное сопротивление	МОм/см	—	—	—	—	1,8	—	—	—
Растворенный кислород O <sub>2</sub>	мг/л	—	—	—	—	—	0,05	0,05	0,05
Требуемая технология		Пред-очистка	Пред-очистка умягчение	Умягчение	Обессоливание	Обессоливание	Умягчение	Глубокое умягчение	

Основные методы и технологии, принятые в промышленной водоподготовке

Виды производства	Требования к исходной воде	Требуемая очистка
Вода для котлов высокого давления ТЭЦ, ГРЭС	Снижение электропроводности	Глубокое обессоливание методом ионного обмена или в комбинации с методом обратного осмоса
Водогрейные котлы	Снижение общей жесткости	Умягчение методом ионного обмена
Пищевая промышленность	Снижение общего солесодержания и общей жесткости	Умягчение и частичное обессоливание методом ионного обмена
Вода для приготовления ликероводочных изделий	—	—
Вода бутилированная	—	—
Вода для приготовления соков и напитков	—	—
Производство стекла	—	Обессоливание методом обратного осмоса
Производство полипропилена (охл. вода)	—	Обессоливание методом обратного осмоса
Гальваническая промышленность	—	—
Электронная (производство полупроводниковых изделий)	—	Глубокое обессоливание комбинацией методов ионного обмена, обратного осмоса и электродеионизации
Биологическая промышленность	—	Обессоливание методом дистилляции или обратного осмоса
Производство лекарственных препаратов	—	—



Важно учитывать то обстоятельство, что разные методы используются в комбинациях для достижения большего эффекта и целесообразности. Очень важно, изучив теоретические основы каждого метода, понимать его область применения (диапазоны составов исходной и очищенной воды), в которых метод наиболее эффективен и экономичен. В дальнейших главах для каждого метода даны области применения и приведены основные экономические показатели.

### 1.3. Классификация основных методов водоподготовки, их назначение и области применения

Для достижения различных требований, предъявляемых к технологической воде на предприятиях, используются различные методы. Многочисленные методы очистки воды можно классифицировать по их назначению на следующие основные группы:

- улучшение органолептических свойств воды (методы осветления воды, методы обесцвечивания – снижения цветности);
- улучшение минерального состава – методы умягчения воды (снижения жесткости); методы обессоливания (уменьшения общего содержания); методы обезжелезивания и деманганации (снижения содержания железа и марганца);
- удаление фтора, удаление кремнекислоты;
- удаление кислорода, углекислоты.

Различные задачи могут быть решены различными методами, основанными на различных принципах. По принципу очистки, применяемым технологическим процессам, использованию материалов и реагентов методы могут подразделяться на:

- коагуляционные (с использованием процесса коагуляции, осаждения);
- ионообменные методы (с применением ионообменных смол);
- мембранные методы (с применением мембран полупроницаемых перегородок);
- испарительные (эвапорационные) методы – выпаривания;
- сорбционные методы (применение сорбентов, процесса сорбции загрязнений);
- окислительные методы – основанные на применении окислителей;
- аэрационные методы – с применением воздуха в качестве окислителя.

В табл. 1.4 также представлена последовательность процессов, составляющих технологическую схему для осуществления заданного процесса при обработке подземных и поверхностных вод.

Таблица 1.4

Классификация методов водоподготовки

№	Технология, назначение	Название метода	Используемые процессы	Аппараты (сооружения)	Ссылка §
1	2	3	4	5	6
1	Снижение мутности и цветности	Коагуляция с отстаиванием и фильтрование	Смешение, хлопьеобразование, отстаивание, фильтрование	Смесители – камеры хлопьеобразования – отстойники	2–6
2	Снижение мутности и цветности	Коагуляция в осветлителе и фильтрование	Смешение, осветление в слое, взвешивание осадка, фильтрование	Осветлители – механические фильтры	7–10
3	Снижение мутности, цветности, жесткости	Известкование с коагуляцией и фильтрование	Смешение, осветление в слое, взвешивание осадка, фильтрование	Осветлители – механические напорные фильтры	7, 10, 21
4	Снижение мутности, цветности	Контактная коагуляция	Смешение, осветление в контактном осветлителе	Контактные осветлители	11
5	Снижение мутности и цветности	Ультрафильтрация с предварительной коагуляцией	Смешение, ультрафильтры	Смесители – ультрафильтрационные аппараты	12
6	Предочистка:	Аэрация и фильтрование	Аэрация и фильтрование	Дегазатор	17
7	–	«Сухая» фильтрация	Фильтрование		

1	2	3	4	5	6
8	-"	Реагентное обезжелезивание	Смешение, фильтрование	Смеситель, осветлитель, фильтр	17,2
9	Умягчение воды	Ионообменные методы	Ионный обмен		23
10	Умягчение воды	Na-катионирование	Na-катионирование	Na-катионитовый фильтр	23
11	-"	H-катионирование с «голодной» регенерацией	H-катионирование	Фильтры с H-катионитом	23,5
12	-"	Параллельное H-Na-катионирование	Na-катионирование H-катионирование	Фильтры с загрузкой из катионита в Na-форме и H-форме, дегазатор	23,5
13	-"	Мембранные методы	Предочистка – нанофильтрация	Установки с аппаратами нанофильтрации	31
14	-"	Метод нанофильтрации	Предочистка – обратное осмотическое обезсоливание	Установки с аппаратами нанофильтрации	31
15	-"	Метод обратного осмоса			31
16	Обессоливание воды	Мембранные методы			31
17	-"	Метод обратного осмоса	Процесс обратного осмоса	Установка обратного осмоса	31
18	-"	Метод электродиализа	Процесс электродиализного переноса	Электродиализная установка	28

1	2	3	4	5	6
19	-"	Метод электродиализации	Предварительное обессоливание Глубокое обессоливание	Аппараты электродиализации	29
20	Опреснение воды	Дистилляционные методы			25
21	-"	Метод выпаривания	Процесс выпаривания	Выпарные установки	25
22	-"	Термокомпрессионный метод	-"	Парокомпрессионные установки	25
23	-"	Адиабатный метод	-"	Установки с аппаратами «адиабатного типа»	25
24	Стабилизационная обработка воды	Стабилизация подкислением	Сдвиг углекислотного равновесия	Дозирование кислоты	16
25	Предотвращение накипобразования	Стабилизация ингибированием (фосфатированием)	Ингибирование солеотложения	Дозирование ингибитора	16
26	Борьба с коррозией	Контактная стабилизация	Фильтрование	Фильтрование	16,4
27	Борьба с коррозией	Ингибиторы коррозии	Ингибирование коррозии	Дозирование ингибитора	16,4

В зависимости от требований к качеству очищенной воды, используемой в питьевых или производственных целях, применяются различные технологии и методы очистки. Различные методы по-разному решают различные проблемы и имеют различные области применения, а также требуют различных видов оборудования и материалов. Подготовка воды для энергетических объектов и ряда производств, использующих пар, требует умягчения или обессоливания воды. Умягчение (удаление ионов жесткости) и обессоливание (удаление всех ионов растворенных солей) достигается различными методами. Вода, поступающая на обработку (умягчение или обессоливание), не должна содержать загрязнений взвешенных, коллоидных и органических веществ. Предварительная обработка воды достигается с помощью различных методов *предочистки*. При умягчении и обессоливании воды различными методами образуются минерализованные стоки, содержащие удаленные из воды соли. Поэтому специальные методы используются для *утилизации и концентрирования* рассолов и минерализованных стоков систем умягчения и обессоливания.

Методы и технологические схемы водоподготовки постоянно развиваются и совершенствуются. Это связано со стоимостью оборудования, расходами на электроэнергию и реагенты, а также с экологическими показателями – расходами воды на собственные нужды и наличием сбросных потоков концентратов и регенерационных растворов.

Долгое время для подготовки питательной воды водогрейных и паровых котлов широко использовались технологии, основанные на методе *ионного обмена*, позволяющие эффективно удалять из воды катионы жесткости, а также снижать щелочность и общее солесодержание. Однако главным недостатком метода ионного обмена является необходимость использования в больших количествах реагентов для регенерации ионообменных смол (катионитов и анионитов), поваренной соли, кислот, щелочей. Это повышает затраты на эксплуатацию установок ионного обмена и создает проблемы, связанные с утилизацией высококонцентрированных рассолов, использованных для регенерации смол.

В связи с серьезными экологическими проблемами, вызванными загрязнением (засолением) поверхностных вод, отходами систем водоподготовки предприятий теплоэнергетики (ТЭЦ, районных тепловых станций, котельных), нефтехимической промышленности и других производств, системы ионного обмена совершенствуются, находят более ограниченное применение в комбинации с более «экологически» чистыми методами.

В современных системах водоподготовки находят все более широкое применение «экологически чистые» *мембранные методы* водоподготовки. Мембранные методы (*электродиализ* и обратный *осмос*) позволяют удалять из воды растворенные ионы солей без применения реагентов. Для очистки воды используются полупроницаемые перегородки (мембраны), избирательно пропускающие молекулы воды или ионы солей. Применение мембран в промышленной водоподготовке позволяет сократить расходы систем водоподготовки на реагенты и избавиться от проблемы вредных солевых рассолов, загрязняющих водоемы.

При обработке воды или растворов с высоким солесодержанием (рассолов, подземной минерализованной или морской воды) используются методы *дистилляции*, состоящие в нагревании и выпаривании воды с получением дистиллята – обессоленной дистиллированной воды.

Методы дистилляции требуют высоких затрат на нагрев и выпаривание воды. Однако высокая надежность, простота и возможность получения воды высокого качества делают метод дистилляции эффективным при подготовке глубокообессоленной воды, используемой в различных производствах (при производстве химических реактивов, лекарственных препаратов, заправка аккумуляторных батарей и др.), а также для опреснения морской или соленой подземной воды.

Кроме того, метод дистилляции часто используется для «доупаривания» – глубокого концентрирования рассолов (стоков) установок ионного обмена, обратного осмоса и электродиализа, что упрощает их дальнейшую *утилизацию*.

Технологии, использующие ионообменные, смолы и мембраны, требуют использования очищенной воды, не содержащей взвешенных, коллоидных, органических веществ, а также железа и марганца.

Железо и марганец, а также растворенные органические вещества «отравляют» ионообменные смолы и электродиализные мембраны. Взвешенные и коллоидные вещества, а также коллоиды железа могут осаждаться на мембранах обратного осмоса и электродиализе, а также на зернах загрузки из ионитов, снижая эффективность работы систем водоподготовки. Поэтому для эффективного использования технологий водоподготовки перед подачей воды в системы ионного обмена, обратного осмоса, электродиализа и дистилляции необходимо производить их *предочистку* с помощью технологий осветления, обезжелезивания, реагентного умягчения и др.



#### 1.4. Выбор метода водоподготовки. Технологические схемы и сооружение

Для решения проблемы получения воды, соответствующей техническим требованиям предприятия, необходимо определить требуемый метод очистки и технологическую схему процесса, а затем подобрать соответствующее оборудование.

Нередко оказывается, что одна и та же проблема решается с помощью различных методов или, наоборот, одни и те же методы могут использоваться для решения разных задач. Например, ионообменные методы могут использоваться как для умягчения, так и для обессоливания. Так же и мембранные методы – обратный осмос применяется в схемах умягчения воды для котельных и в схемах обессоливания.

Для того чтобы сделать выбор между конкурентоспособными методами, необходимо проводить технико-экономическое сравнение вариантов на основании не только стоимостных характеристик, но также с учетом экологических, социальных и других факторов. Например, при экономическом сравнении учитывается не только стоимость поставки оборудования, но и строительные объемы, сроки строительства и т.д., определяющие общие капитальные затраты. При этом компактное оборудование будет иметь определенные преимущества.

Огромное значение при выборе вариантов имеют эксплуатационные затраты, такие как: потребление реагентов, типы потребляемых реагентов и химикатов, их стоимость, объемы потребления. В зависимости от местоположения объекта и наличия подъездных путей стоимости поставки реагента могут иметь решающие значения.

Важным фактором является энергопотребление оборудования, особенно в современных экономических условиях, когда стоимость электроэнергии зависит от местоположения объекта.

Необходимо наряду с экономическими факторами учитывать и экологические. У каждого метода существуют такие характеристики, как расход воды на собственные нужды, наличие сточных вод и вопросы их утилизации. В современных экологических условиях проблемы утилизации сточных вод, возможность их сброса в водоем или приема в систему канализации получают подчас решающее значение и имеют стоимостное выражение в виде штрафов, затрат на пользование недрами, водой из горводопровода, затрат на сброс в горканализацию и др.

Выбор метода очистки – ответственный процесс, требующий теоретических знаний, понимания сущности процесса, его возможностей и областей применения.

В табл. 1.4 даны основные технологические процессы и перечислены методы, которыми этот процесс может быть осуществлен. Каждый из перечисленных методов подробно рассмотрен в соответствующих главах учебника. Для каждого метода приняты единые принципы описания, включающие теоретическое описание процесса, области применения и возможности, методы подбора оборудования, определения стоимостных показателей (капитальных и эксплуатационных затрат).

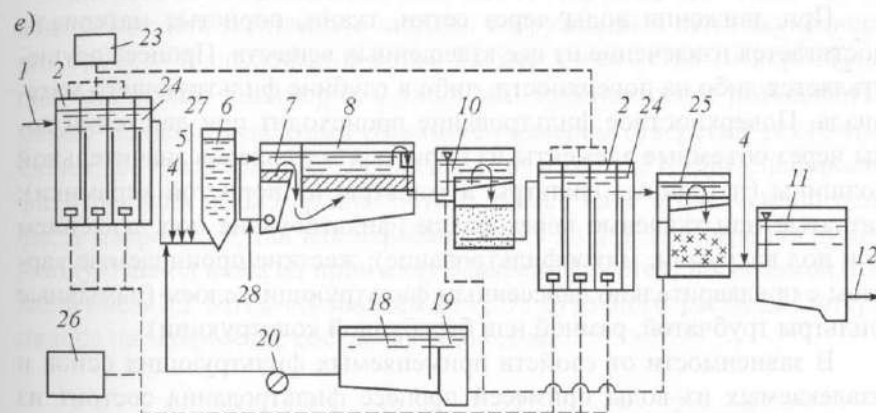
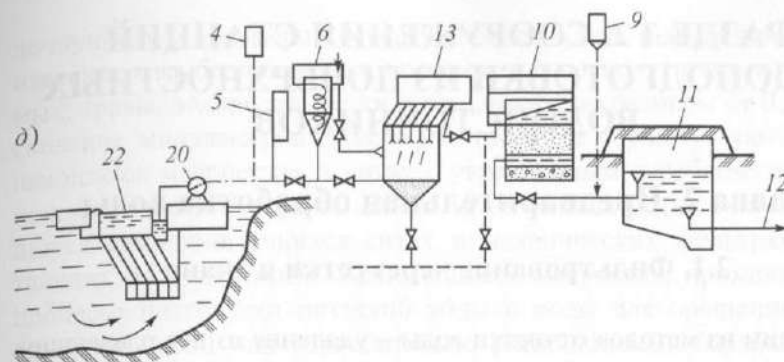
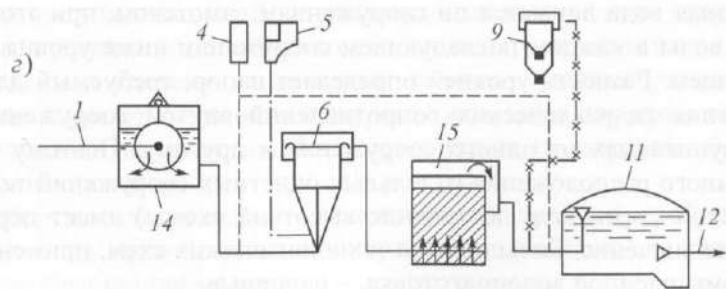
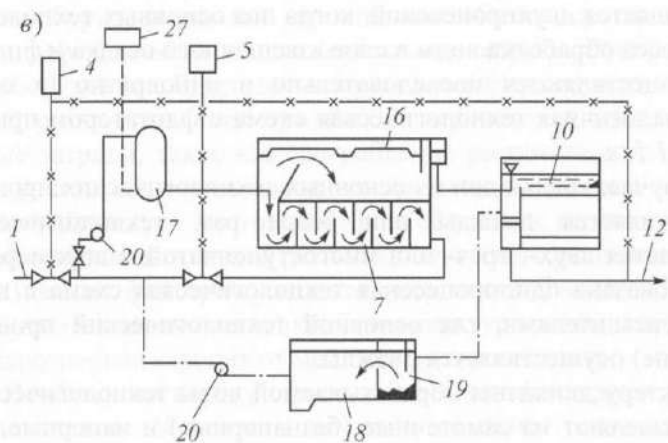
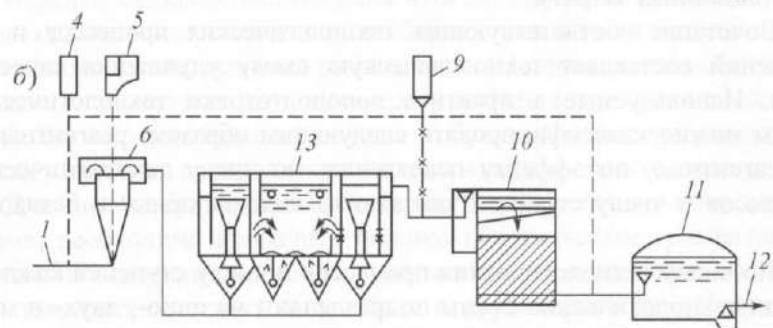
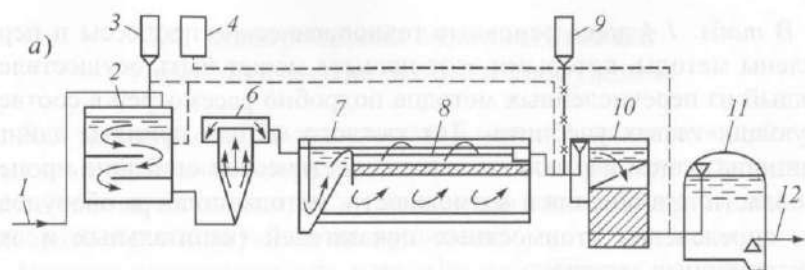
Сочетание соответствующих технологических процессов и сооружений составляет технологическую схему улучшения качества воды. Используемые в практике водоподготовки технологические схемы можно классифицировать следующим образом: реагентные и безреагентные; по эффекту осветления; по числу технологических процессов и числу ступеней каждого из них; напорные и безнапорные.

По числу технологических процессов и числу ступеней каждого из них технологические схемы подразделяют на одно-, двух- и многопроцессные. Так, усовершенствованная технологическая схема на рис. 1.1, б является двухпроцессной, когда два основных технологических процесса обработка воды в слое взвешенного осадка и фильтрование осуществляются последовательно и однократно (в одну ступень). Аналогичная технологическая схема с флотатором приведена на рис. 1.1, в.

В том случае, когда один из основных технологических процессов осуществляется дважды или более раз, технологическая схема называется двух-, трех- или многоступенчатой. Например, на рис. 1.1, г показана однопроцессная технологическая схема с контактными осветлителями, где основной технологический процесс (фильтрование) осуществляется дважды.

По характеру движения обрабатываемой воды технологические схемы подразделяют на самотечные (безнапорные) и напорные. На городских и крупных промышленных водоочистных комплексах исходная вода движется по сооружениям самотеком, при этом уровень воды в каждом последующем сооружении ниже уровня в предыдущем. Разность уровней определяет напор, требуемый для преодоления гидравлических сопротивлений внутри сооружения и в коммуникациях от одного сооружения к другому. Поэтому увязка взаимного расположения отдельных очистных сооружений технологической схемы (т.е. построение высотной схемы) имеет первостепенное значение. Большинство технологических схем, применяемых в промышленной водоподготовке, – напорные.





**Рис. 1.1.** Реагентные технологические схемы обработки воды с отстойниками (*а*), осветлителями со слоем взвешенного осадка (*б*), флотаторами (*в*), микрофильтрами и контактными осветлителями (*г*), обработки высокомутных вод (*д*), вод повышенного антропогенного воздействия (*е*):

1, 12 – подача исходной и отвод обработанной воды; 2 – контактный резервуар; 3 – установка для углевания воды; 4 – хлораторная; 5 – баки коагулянта; 6 – вертикальный смеситель; 7 – камера хлопьеобразования; 8 – горизонтальный отстойник со встроенными тонкослойными модулями; 9 – фтораторная установка; 10 – скорый фильтр; 11 – резервуар чистой воды; 13 – осветлитель со слоем взвешенного осадка; 14 – микрофильтр; 15 – контактный осветлитель; 16 – флотатор; 17 – напорный бак; 18, 19 – резервуар-усреднитель с песколовкой; 20 – насос; 21 – компрессор; 22 – тонкослойный отстойник на понтонах; 23 – аппарат каталитического разложения озона; 24 – воздухоотделитель; 25 – сорбционный фильтр; 26 – блок приготавления озона; 27 – известь; 28 – флокулянт

## РАЗДЕЛ 2. СООРУЖЕНИЯ СТАНЦИЙ ВОДОПОДГОТОВКИ ИЗ ПОВЕРХНОСТНЫХ ВОДОИСТОЧНИКОВ

### Глава 2. Предварительная обработка воды

#### 2.1. Фильтрация через сетки и ткани

Одним из методов очистки воды — удаления из нее плавающих примесей — является ее фильтрация через сетки и ткани. Этот метод обработки воды осуществляется путем применения специальных аппаратов: микрофильтров и акустических фильтров.

При движении воды через сетки, ткани, пористые материалы достигается извлечение из нее взвешенных веществ. Процесс осуществляется либо на поверхности, либо в глубине фильтрующего материала. Поверхностное фильтрование происходит при движении воды через объемные элементы из пористых материалов значительной толщины (патронные фильтры и фильтры из пористой керамики); сетчатые или тканевые перегородки (фильтрация под давлением или под вакуумом, микрофильтрация); жесткие проницаемые каркасы с предварительно нанесенным фильтрующим слоем (намывные фильтры трубчатой, рамной или барабанной конструкции).

В зависимости от свойств применяемых фильтрующих основ и извлекаемых из воды примесей процесс фильтрования состоит из следующих трех явлений: *отложения*, *фиксации* и *отрыва*. Механизм отложения бывает двух видов: механическое задержание извлекаемых примесей и отложение взвешенных частиц в порах.

При механическом процеживании из воды извлекаются все частицы, превышающие размеры пор фильтрующей основы или пор, формируемых задержанными частицами, которые сами образуют фильтрующий слой. При этом чем меньше размеры пор фильтрующей основы, тем более высоким будет достигаемый эффект.

Фильтрация через сетчатые перегородки осуществляют на открытых или напорных аппаратах (фильтрах). При этом различают три вида фильтрования: *макрофильтрация*, при котором извлекают из воды частицы крупностью более 150 мкм, *микрофильтрация* — извлекают частицы размером 1...150 мкм и *ультрафильтрация* — извлекают частицы размером 0,004...0,4 мкм.

Путем *макрофильтрации* (макропроцеживания) через металлические перфорированные пластины или металлическую прово-

лочную сетку с размером отверстий более 0,3 мм (барабанные сетки) извлекают глубодисперсные примеси, плавающие примеси, насекомых, травы, водоросли, ветки и т.п., имеющие размеры от 0,2 до нескольких миллиметров. Макрофильтрацию осуществляют на вращающихся макроситах и ситах с укрепленным скребком, работающих с низкими потерями напора, и на неподвижных или вращающихся самоочищающихся ситах и механических фильтрах, работающих под давлением. Вращающиеся макросита, применяемые в процессе подготовки питьевой воды и воды для орошения, представляют собой или горизонтально располагаемые барабаны, или вращающиеся сита из непрерывной сетки. Их подача варьируется от нескольких литров до кубических метров в секунду.

На рис. 2.1 показаны барабанные сетки (БС), размещаемые на водозаборе или площадке очистных сооружений и использующиеся для грубого процеживания воды. Размер ячеек сетки из нержавеющей стали или полимеров 0,5×0,5 мм. Рабочая сетка размещается между поддерживающими сетками с размером отверстий 10×10 мм. Основные размеры БС приведены в табл. 2.1. Интенсивность фильтрования на БС принимают 25...62 л/с на 1 м<sup>2</sup> смоченной площади макросетки, так как барабан только на 2/3 диаметра погружен в воду. Расход воды на промывку барабанных сеток, подаваемой под давлением 0,2 МПа, составляет до 0,5% суточного расхода. Потери напора на макросетке составляют до 0,1 м.

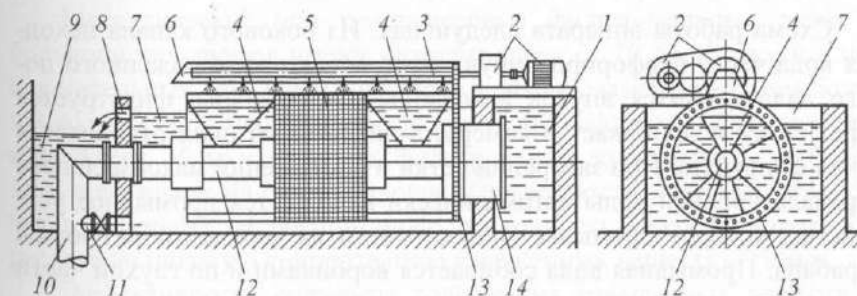


Рис. 2.1. Барабанное сито (БС):

9 и 1 — канал профильтрованной и исходной воды; 10 — отвод промывной воды; 13 — передаточный механизм; 8 — окна отвода фильтрата; 7 — камера БС; 12 — осевой трубопровод барабана с воронками 4 для сбора промывной воды; 3 — промывное устройство; 6 — ограждение из оргстекла; 2 — электропривод для вращения барабана; 14 — ввод исходной воды во внутрь барабана; 11 — опорожнение; 5 — фильтрующие элементы барабана

Таблица 2.1

Марка	Производительность, тыс. м <sup>3</sup> /сут	Размеры барабана, мм		Размеры камеры, мм			Число фильтрующих элементов	Мощность электродвигателя,	Масса, кг
		диаметр	длина	длина	ширина	расстояние от оси до дна			
МФ 1,5×1	4	1550	1230	2095	2660	1000	18	2,5	1240
МФ 1,5×2	8	1550	2305	3160	2660	1000	36	2,5	1700
МФ 1,5×3	12	1550	3370	4196	2660	1000	54	2,5	2050
МФ 3×1,5	15	3050	1714	2606	4060	1700	18	4,0	2160
МФ 3×3	30	3050	3370	4122	4060	1700	36	4,0	2570
МФ 3×4,5	45	3050	4744	5635	4060	1700	54	4,0	3937
БС 1,5×1	10	1550	1230	2095	2660	1000	18	1,7	1240
БС 1,5×2	20	1550	2300	3160	2660	1000	36	1,7	1700
БС 1,5×3	30	1550	3370	4196	2660	1000	54	1,7	2050
БС 3×1,5	35	3050	1714	2606	4060	1700	18	2,8	2100
БС 3×3	70	3050	3370	4122	4060	1700	36	2,8	2570
БС 3×4,5	100	3050	4744	5635	4060	1700	54	2,8	3970

Схема работы аппарата следующая. Из бокового канала исходная вода через перфорированную часть соосно расположенного полового вала вводится внутрь вращающегося барабана, фильтруется через сетку и проникает в камеру, а далее через окна отводится в канал фильтрата. При засорении сетки и достижении максимального перепада уровней воды автоматически включается промывное устройство, которое промывает полосу сетки на верхней образующей барабана. Промывная вода собирается воронками и по глухой части полового вала отводится за пределы аппарата.

Для извлечения из воды крупных плавающих частиц рекомендуются сита в виде неподвижной стальной пластины с отверстиями 2...5 мм. Извлеченные примеси удаляются скребком или щеткой, укрепленной на конце цепи (для прямого наклонного сита), или вращающимся устройством (для круглых сит) и сбрасываются в сборник. Плоские сита целесообразно располагать в подводных каналах шириной до 2,5 м, потери напора до 0,5 м вод. ст.

Неподвижные или вращающиеся самоочищающиеся сита с размером отверстий 0,25...2 мм используют для извлечения из воды относительно крупных взвесей. Обычно неподвижные сита состоят из решетки, изготовленной из тонких прутьев, расположенных под переменным углом и смонтированных в жесткой раме. Прутья могут быть круглого, прямоугольного или треугольного сечения. Обрабатываемая вода подается в верхнюю часть сита, а осадок непрерывно удаляется с поверхности сита специальным устройством.

Вращающиеся сита состоят из цилиндрической решетки с горизонтальной осью вращения. Решетка образуется стальными прутьями трапецидального профиля. Сито медленно вращается с линейной скоростью 0,1...0,3 м/с. Задерживаемые примеси остаются на решетке и снимаются с нее неподвижным скребком. Вращающиеся и неподвижные сита рассчитаны на подачу воды до 1 тыс. м<sup>3</sup>/ч, допустимые потери напора 2 м вод. ст.

Для удаления планктона из воды широко применяют микрофильтры.

Микрофильтры (МФ) конструктивно ничем не отличаются от барабанных сит (рис. 2.1), за исключением размеров сетки, натянутой по образующей барабана. Скорость вращения барабана МФ принимается 0,1...0,5 м/с. Барабаны МФ погружают в воду на 2/3 диаметра в камеру, которая предназначена для сбора фильтрата.

Интенсивность фильтрования назначается в пределах 10...25 л/(с·м<sup>2</sup>) полезной площади микросетки, погруженной в воду (см. табл. 2.1).

Металлические или пластмассовые фильтровальные сетки в большинстве случаев имеют размеры ячеек от 20 до 40 мкм и в исключительных случаях 10 мкм. Чем меньше размер ячеек, тем больше должна быть площадь поверхности микрофильтра. Так, при размере ячеек 35 мкм скорость фильтрования должна быть не более 35 м/ч в расчете на общую площадь поверхности микрофильтра (50 м/ч в пересчете на погруженную поверхность микрофильтра), а в расчете на пиковую концентрацию взвешенных веществ – 10 м/ч.

Эффективность снижения содержания взвешенных веществ в результате микрофильтрования составляет 50...80%, в среднем около 65%. Для сравнения отметим, что хорошо работающий отстойник обеспечивает снижение содержания взвешенных веществ на 40...60% без предварительного коагулирования и на 95...99% с предварительным коагулированием.

Микрофильтры задерживают до 75% диатомовых, до 95% синезеленых водорослей и до 100% зоопланктона. Микрофильтры целе-



сообразно использовать при содержании фитопланктона более 1000 клеток в 1 см<sup>3</sup> исходной воды.

Потери напора на микросетке составляют до 0,2 м вод. ст., а общие потери напора на установке достигают 0,5 м вод. ст. Расход воды на промывку микрофильтров составляет до 1,5% количества профильтрованной воды. Вода для промывки сетки подается под напором 0,15...0,2 МПа.

В последние годы в отечественной практике для осветления мутных вод применяют акустические фильтры (рис. 2.2).

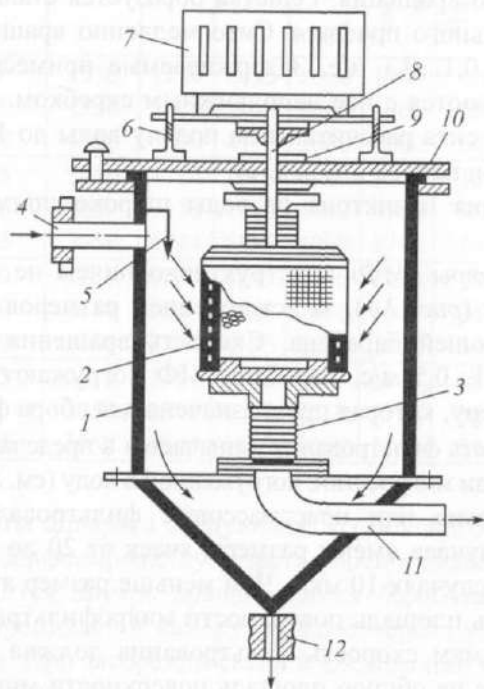


Рис. 2.2. Схема устройства акустического фильтра (АФ):

1 – корпус АФ; 2 – сетчатый фильтрующий элемент; 3 – сифонные вставки; 4 и 11 – подача исходной и отвод обработанной воды; 5 – гаситель; 6 – амортизаторы; 7 – электромагнитный вибратор; 8 – шток; 9 – регулировочная шайба; 10 – плита; 12 – сброс осадка

Акустический фильтр (АФ), рекомендуемый для водоочистных установок, производительностью до 5000 м<sup>3</sup>/сут состоит из металлического корпуса с коническим дном, внутри которого по центру расположен фильтрующий элемент в виде металлического перфори-

рованного стакана ( $h = 0,3...0,6$  м,  $d = 0,25...0,5$  м) скважностью 65% с круглыми отверстиями 4...5 мм, обернутый микросеткой с размером ячеек 100...125 мкм. Скорость движения воды через сетку, на которой задерживаются примеси размером более 20...25 мкм, составляет 3...10 см/с. Технические характеристики приведены ниже.

Общая высота фильтра, м.....	1,2...1,4
Диаметр корпуса, м.....	0,4...0,6
Площадь фильтрации, м <sup>2</sup> .....	до 1,0
Фильтрующие сетки по ГОСТ 6613-83, мкм ....	100, 125
Электромагнитный вибратор (С-918, 921)	
Напряжение, В.....	220
Сила тока, А.....	до 1,0
Частота колебаний, Гц.....	50
Амплитуда колебания, мм .....	до 2,0
Производительность фильтра, м <sup>3</sup> /ч .....	до 100
Напор перед фильтром, МПа .....	до 0,1
Допустимые потери напора, м вод. ст .....	0,5

Нижняя часть днища АФ снабжена съемной оттарированной насадкой, рассчитываемой на 5...8% от производительности аппарата, предназначенной для удаления осадка.

При работе АФ вибратор создает возвратно-поступательное движение фильтрующего элемента, изменяя габариты приходных отверстий и обеспечивая задержание более мелких примесей воды, чем размеры ячеек микросетки, которые не осаждаются на ней, не забивают ее, а оседают под действием силы тяжести. Из конусной части фильтра осадок под избыточным давлением отводится в сток. Исходная вода, пройдя через фильтрующий элемент, передается на последующие водоочистные сооружения.

Микрофильтрация под давлением обычно осуществляется на фильтрах трех видов: дисковых, каркасно-навитых и патронных.

Дисковые фильтры, в которых фильтрация происходит в пространстве между дисками, собранными в пакеты, особенно чувствительны к наличию в воде водорослей и волокнистых материалов, способных необратимо забивать зазоры между дисками. Для удаления из воды частиц размером менее 10 мкм применяют фильтры производительностью 10...10 м<sup>3</sup>/ч. При удалении частиц крупностью 150 мкм производительность одного фильтра может достигать 250 м<sup>3</sup>/ч.



*Каркасно-навитые фильтры* с использованием лотковых, трубчатых, корзиночных или других типов несущих элементов покрывают:

- металлической сеткой, плоской или профилированной, для увеличения площади поверхности фильтрования. Фильтры этого типа особенно подвержены забиванию волокнистыми материалами и расклиниванию твердыми частицами (например, мелкими частицами песка). При размерах ячеек 2...40 мкм производительность фильтров составляет 0,1...150 м<sup>3</sup>/ч;

- металлической или полимерной проволокой, навитой на рамы. Они также подвержены расклиниванию песком и другими твердыми частицами. Крупность задерживаемых частиц достигает 3 мкм. При размере прозоров 5...125 мкм производительность фильтров этого типа может быть 10...1000 м<sup>3</sup>/ч;

- проволочными профилями особого сечения, навитыми на специальные стояки. Эта конструкция позволяет устранить недостатки, присущие рассмотренным выше фильтрам. При размере прозоров 80...125 мкм производительность такого фильтра может составлять от нескольких м<sup>3</sup>/ч до 5000 м<sup>3</sup>/ч и более.

*Фильтры с патронными элементами* или тонкими фильтрующими пластинами, изготовленные из гофрированного или плоского картона, целлюлозы или синтетических волокон (они могут выбрасываться после использования), часто используют как фильтры тонкой очистки, когда воду необходимо тщательно очистить от взвешенных частиц, которые проскочили на предыдущих стадиях обработки (например, при приготовлении пива, газированной воды и т.д.). На фильтрах этого типа могут быть удалены очень мелкие частицы порядка нескольких микрон и даже некоторые бактерии. Однако на такие фильтры нельзя подавать воду с относительно высоким содержанием взвешенных веществ, поскольку фильтрующие элементы немедленно забьются.

## 2.2. Использование биологических процессов в водоподготовке: биореакторы и биосорберы.

### Конструкции, технологические схемы, расчет

Находящиеся в воде микроорганизмы могут питаться растворенными в воде органическими веществами, в том числе и загрязнениями антропогенного происхождения (СПАВ, нефтепродукты, пестициды и др.). Для очистки поверхностных вод от таких техногенных загрязнений на стадии их предварительной обработки можно

применять процессы биологической очистки, использующие потенциал содержащихся в воде гидробионтов. Биологическая очистка поверхностной воды производится в биореакторах (биофильтрах) – сооружениях, использующих выращенный биоценоз за счет закрепления микроорганизмов на носителях с развитой поверхностью. В качестве носителей для прикрепленных микроорганизмов используются загрузки (насадки) из полимерных материалов (полиэтилена, капрона, лавсана и др.), имеющие волокнистую или гранулированную структуру. Такие материалы не токсичны. Волокна, изготовленные из полиэтилена и полипропилена, обладают высокой прочностью и стойкостью к действию микроорганизмов. Одним из основных параметров, характеризующим эффективность работы волокнистых насадок, является степень наполнения ими объема корпуса биореактора.

При очистке воды из поверхностных источников размещение биореактора возможно непосредственно в оголовке руслового водозабора или в приемном отделении насосной станции первого подъема.

На рис.2.3 показана схема оголовка руслового типа с насадкой для прикрепленных микроорганизмов.

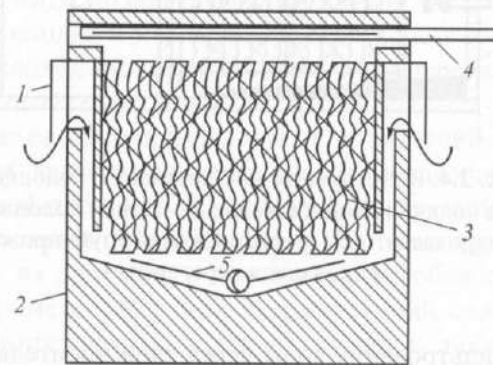


Рис. 2.3. Конструкция руслового оголовка:

1 – рыбозащитный козырек; 2 – железобетонный оголовок; 3 – загрузка; 4 – отвод воды к водоприемному колодцу; 5 – система отвода промывной воды

Для предотвращения попадания в оголовки мальков рыб предусматривается защитный козырек 1. Внутри оголовка располагается загрузка 3 для развития на ней биоценоза, при проходе через который происходит частичное извлечение органических и неорганических примесей из воды. Отвод воды на дальнейшую очистку производится по трубопроводу 4.

Промывка загрузки предусматривается обратным током воды из берегового колодца. При сильном зарастании загрузки в промывную воду дополнительно добавляют обеззараживающий раствор, например, медного купороса. Возможно использование берегового водоприемного колодца (рис. 2.4). Исходная вода по трубопроводу 1 подается в приемное отделение колодца. Загрузка из волокон крепится на каркасе 3. Для предотвращения попадания оторвавшихся хлопьев биоценоза во всасывающее отделение перед входным отверстием дополнительно могут устраиваться фильтрующие кассеты, заполненные крупными гранулами пенополистирола. Удаление осадка периодически производится с помощью гидроэлеватора 4.

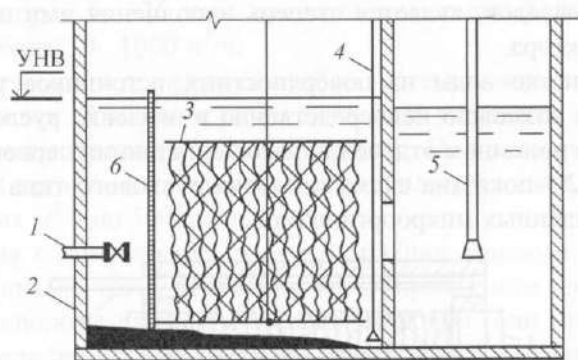


Рис. 2.4. Конструкция водоприемного колодца:

1 – трубопровод подачи исходной воды; 2 – стенки колодца; 3 – каркас с загрузкой; 4 – гидроэлеватор; 5 – всасывающий трубопровод НС; 6 – перегороданная перегородка

Скорость фильтрования воды через слой носителя влияет на условия формирования устойчивого биоценоза обрастания. Так, при высоких скоростях фильтрования будет происходить преждевременное разрушение биоценоза, а при слишком малых – может оказаться недостаточной величина поступления питательных веществ для нормальной деятельности микроорганизмов.

Коэффициент степени наполнения в значительной степени влияет и на скорость обрастания, и на поддержание высокой концентрации биомассы в биореакторе. Температура воды существенно влияет на жизнедеятельность микроорганизмов и, как следствие, на эффективность изменения хлорпотребности воды.

По мере зарастания загрузки производят ее промывку. Эффективность работы биореактора зависит от режима проведения промывки. Несвоевременная очистка загрузки от налипшей биомассы может вызвать вторичное загрязнение воды. Правильно назначенные значения интенсивности и продолжительности промывки повышают эффективность работы биореактора.

При значении интенсивности подачи промывной воды 15–20 л/с м<sup>2</sup> и продолжительности промывки 3–6 мин с поверхности загрузки удаляются накопившиеся продукты метаболизма и взвешенные вещества, а биоценоз обрастания разрушается лишь частично и достаточно быстро восстанавливает прежнюю активность.

Для промывки биореактора и фильтрующих кассет предусматриваются специальные резервуары, расположенные в наземной части колодца, в которых с помощью напорного шланга производится отмычка загрузки от загрязнений. Извлечение загрузки и кассет производится ручной или электрической талью. Свободный доступ к загрузке биореактора позволяет оперативно изменять степень наполнения, производить промывку и замену волокон. При необходимости повышения концентрации растворенного кислорода к биореактору может быть подведен воздухопровод от компрессора. Для поддержания колодца в надлежащем санитарном состоянии его периодически необходимо обрабатывать обеззараживающим раствором.

Эффективным для очистки воды от загрязнений антропогенного происхождения является сооружение, совмещающее префильтр и фильтр глубокой доочистки с плавающей загрузкой (рис. 2.5). Исходная вода подается по трубопроводу 1 и, фильтруясь снизу вверх через загрузку из дробленого пенопласта, освобождается от грубодисперсных примесей. Верхний удерживающий слой в префильтре выполнен из синтетических волокон, служащих также для прикрепления микроорганизмов и наживления биоценоза обрастания. Для повышения эффективности очистки предусмотрена дополнительная аэрация. Далее вода проходит дополнительную доочистку на фильтре с плавающей загрузкой ФПЗ-4 (см. гл. 8.6). Использование такой конструкции префильтра позволяет в зависимости от качества исходной воды легко изменять степень наполнения за счет способности плавающей загрузки сжимать волокнистый слой. Это также позволяет избежать быстрой коагуляции волокнистого слоя при высоком содержании взвешенных веществ в исходной воде. При необходимости обеззараживания воды и сооружений предусматривается подача реагентов.

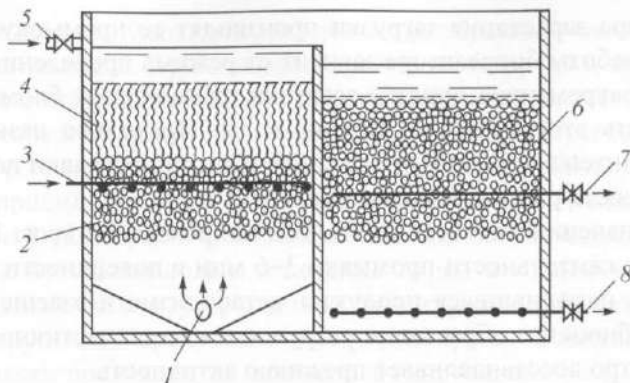


Рис. 2.5:

- 1 – подача исходной воды; 2 – плавающая загрузка; 3 – подача воздуха;  
4 – загрузка из волокон; 5 – трубопровод подачи промывной воды;  
6 – фильтр ФПЗ-4; 7 – отвод фильтрата; 8 – отвод промывной воды

При использовании на очистных сооружениях водопровода микрофильтров или барабанных сеток биореактор возможно разместить в их приемном кармане или путем переоборудования или замены самого барабана с использованием в качестве загрузки волокнистого фильтрующего материала. При необходимости более глубокой очистки воды на предварительной стадии ее обработки возможно применение микрофильтра с плавающим фильтрующим слоем. Такая конструкция заметно снижает содержание в воде растворенных органических веществ, грубо- и мелкодисперсных примесей в воде до ее обработки реагентами.

Время, необходимое для образования на поверхности материала загрузки биоценоза обрастания, в количестве и качестве, достаточных для его эффективного взаимодействия с органическими веществами в природной воде, называется временем «зарядки» биореактора. Оно эквивалентно продолжительности работы биореактора с момента пуска его в работу до начала снижения перманганатной окисляемости на 10%. При достижении такого эффекта очистки хлоропоглощаемость воды снижается на 5–10%. Величина хлоропоглощаемости воды является суммарной характеристикой состава воды (содержания в ней органических и неорганических веществ, реагирующих с хлором). Исходя из величины хлоропоглощаемости, назначается доза первичного хлора. Поэтому, добиваясь снижения содержания органических веществ биологическими методами на первой стадии ее обработки, можно существенно понизить дозу вводи-

мого в исходную воду первичного хлора и предотвратить образование токсичных тригалогенметанов.

Для повышения эффективности очистных сооружений и предварительного удаления из воды загрязнений антропогенного происхождения в НИИ ВОДГЕО был разработан метод биосорбционной очистки. В основе метода лежит совмещение процессов сорбции загрязнений с процессами их биологического окисления. Органические загрязнения сорбируются в микропористой структуре сорбента и затем подвергаются биологическому окислению микроорганизмами биопленки, развивающейся на поверхности частиц сорбента. Разработанный метод особенно эффективен для удаления трудноокисляемых органических соединений. Адсорбированные загрязнения переводятся в биоразлагаемую форму экзоферментами, иммобилизованными в биопленке. Постоянно идущий массообмен, происходящий в биопленке на границе с сорбентом (сорбция, биоразложение, биоокисление), позволяет долгое время поддерживать сорбционную способность угля на высоком уровне, при этом время работы сорбента до замены может достигать 2–3 лет.

Использование биосорберов на начальной стадии очистки позволяет снизить уровень растворенных природных органических загрязнений и удалять такие специфические загрязнения, как нефтепродукты, СПАВ, хлорорганические и фосфорорганические соединения. Применение биосорберов позволяет снизить нагрузку на очистные сооружения в паводковый период и в моменты залповых поступлений на них загрязнений антропогенного характера.

Эффективность применения биосорберов ограничивается величиной мутности обрабатываемой воды. Конструктивно биосорберы представляют собой биофильтры с псевдооживленным слоем сорбента (ГАУ). Перед входом в фильтр-адсорбер очищаемая вода проходит аэрационную колонну, где насыщается кислородом.

### 2.3. Осаждение в поле центробежных сил. Гидроциклоны

Для осветления воды, содержащей грубодисперсные примеси (ГДП), все более широкое применение получают *центрифуги* и *гидроциклоны* (рис. 2.6). Их действие основано на использовании поля *центробежных сил*, где выделение механических примесей из воды происходит под воздействием этих сил, которые в сотни и тысячи раз превышают силы тяжести, за счет чего увеличивается скорость осаждения частиц. При этом эквивалентно сокращается продолжительность процесса осветления воды и значительно уменьшается



необходимый объем центробежного аппарата по сравнению с объемом отстойника. Режим движения жидкости в поле центробежных сил – турбулентный. Передача вращения от периферии внутрь происходит диффузией и конвекцией под действием вращающего момента сил, вязкости и перемещения самой завихренной жидкости. При этом возникают два основных круговых потока: внешний, направленный, к вершине образующегося конуса, и внутренний, направленный в противоположную сторону. При вращении внешнего потока часть жидкости удаляется через нижнее отводное отверстие, а другая часть отделяется и, двигаясь радиально, вливается во внутренний поток, к нему добавляется основное количество жидкости у вершины конуса и, изменяя направление, отводится через верхнее отводное отверстие в диафрагме аппарата. В гидроциклоне кроме внешнего и внутреннего вращающихся потоков жидкости образуется третий – воздушный поток (воздушный столб) по оси аппарата. Потоки жидкости направлены по логарифмической спирали. Внешний поток ограничен стенкой аппарата и поверхностью внутреннего потока, который, в свою очередь, ограничен с внутренней стороны воздушным столбом.

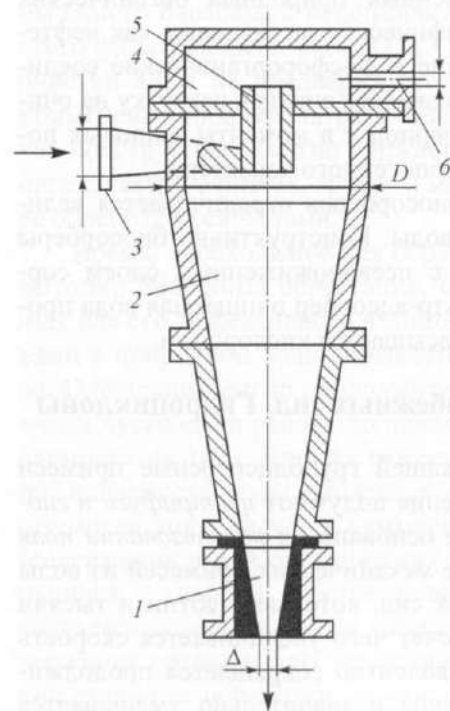


Рис. 2.6. Схема одноярусного напорного гидроциклона:

1 – сменная насадка для выпуска осадка; 2 и 4 – коническая и цилиндрическая части; 3, 5 – питающий и сливной патрубки; 6 – отвод осветленной воды

Освещение воды в поле центробежных сил при вращении воды в аппарате основано на переносе частиц взвеси к периферии центробежной силой, равной разности значений центробежной силы для твердой и жидкой фаз. Эта сила  $P$ , возникающая при тангенциальном впуске воды в аппарат под некоторым давлением, равна

$$P = \frac{\pi d^2 (\rho_t - \rho_{ж})}{6} \cdot \frac{v^2}{R}, \quad (2.1)$$

где  $d$  – эквивалентный диаметр частиц взвеси, см;  $\rho_t$  и  $\rho_{ж}$  – плотность твердой и жидкой фаз в осветляемой воде, г/см<sup>3</sup>;  $v$  – скорость движения воды на входе в аппарат, см/с;  $R$  – расстояние от центра аппарата до оси тангенциального питающего патрубка, см.

При больших значениях  $u$  и малых величинах  $R$  сила, действующая на частицу взвеси во вращающемся потоке жидкости, будет во много раз больше силы тяжести и скорость движения частиц взвеси будет значительно больше скорости свободного их осаждения. Поэтому в поле центробежных сил выделение взвеси из воды осуществляется значительно быстрее, чем в отстойниках.

Многочисленными исследованиями установлена эффективность осветления воды в проточных центрифугах и гидроциклонах. Однако высокая стоимость проточных центрифуг и сложность эксплуатации делают их неконкурентоспособными в сравнении с гидроциклонами. Вместе с тем результаты исследований Г.А. Ильясова показали целесообразность и эффективность применения центрифуг с подложкой для извлечения из воды планктона и ГДП.

Гидроциклоны могут быть открытыми и напорными. Открытые гидроциклоны устраивают одно- и многоярусными (см. рис. 2.6). В основу проектирования и расчета многоярусных гидроциклонов принимается формула (2.2) для определения гидравлической крупности частиц  $u$ , на задержание которых рассчитывают аппарат:

$$u = \frac{qD^2}{3,6(D^2 - d^2)}, \quad (2.2)$$

где  $q$  – гидравлическая нагрузка, приходящаяся на один ярус гидроциклона, м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>·ч);  $D$  и  $d$  – соответственно диаметры гидроциклона и шламозадерживающего козырька, м.

Напорные гидроциклоны бывают обычными и мультициклонами. Изготавливают гидроциклоны двух видов: литые нефутерованные диаметром от 75 до 500 мм (табл. 2.2) и футерованные каменным литьем или шлакоситаллом диаметром от 150 до 2000 мм. Угол конусности гидроциклонов составляет 20 град. В них обеспечивается извлечение из воды минеральных примесей размером более 0,1...0,15 мм и плотностью не менее 1,2 г/см<sup>3</sup>.

Таблица 2.2

Диаметр	Диаметр сливного отверстия в долях диаметра гидроциклона	Размеры питающего отверстия, мм	Эквивалентный диаметр питающих отверстий, мм	Диаметр сливных насадок, мм	Высота, мм			Масса, кг
					H	H <sub>1</sub>	H <sub>2</sub>	
75	0,35...0,45	10×30; 15×30	20; 24	8; 12	305	185	48	37
150	0,25...0,4	10×45; 20×45	24; 34	12; 17	695	350	110	115
250	0,2...0,5	20×65; 30×65	41; 50	17; 24	1070	440	145	251
350	0,2...0,4	20×90; 40×90	48	24; 34	1450	535	190	424
500	0,2...0,4	20×140; 40×140	60	24; 34	2015	670	275	772

Обрабатываемая вода подводится в верхнюю часть гидроциклона тангенциально и, вращаясь, движется к сливному патрубку, расположенному в центре по оси аппарата. Центробежной силой диспергированные примеси воды перемещаются к стенкам гидроциклона и по ним спускаются вниз, в конус, через насадку в нижней части которого они непрерывно удаляются в сток. Перемещение твердых частиц к стенкам аппарата происходит со скоростью, равной разности между значением скорости, возникающей в результате действия центробежных сил, и радиальной скорости движения, направленной к центру.

Подачу гидроциклона по осветленной воде  $q$  определяют по формуле

$$q = 864\alpha \frac{d}{d_n} a (2g\Delta H)^{0.5}, \quad (2.3)$$

где  $\alpha$  — коэффициент, учитывающий потерю части воды с осадком, равным 0,85...0,9 (большее значение для меньшего диаметра насадка);  $a$  — площадь живого сечения питающего отверстия, м<sup>2</sup>;  $d$  — диаметр сливного патрубка, см;  $d_n$  — эквивалентный диаметр питающего отверстия (диаметр круга, равновеликого площади питающего отверстия); см;  $g$  — ускорение свободного падения;  $\Delta H$  — потеря напора в гидроциклоне, м.

Потери напора в гидроциклоне зависят от его конструкции и подачи. С возрастанием расхода воды через аппарат в нем увеличивается скорость движения воды, адекватно этому возрастает и эффект осветления воды, одновременно растут и потери напора в гидроциклоне.

Чем меньше диаметр гидроциклона, тем выше (при равном напоре) эффект осветления воды (рис. 2.7). Поэтому для обработки вод, содержащих тонкодисперсную взвесь, следует использовать аппараты малого диаметра.

К достоинствам гидроциклонов следует отнести: компактность, простоту устройства и отсутствие движущихся частей; высокую объемную производительность; большую скорость и высокую эффективность разделения суспензий; простоту обслуживания; быстроту пуска и выключения из работы; возможность разнообразного использования, особенно в условиях действующих предприятий, без затраты дополнительной площади; возможность соблюдения санитарных условий труда; непрерывность процесса и возможность автоматизации. Недостатками гидроциклонов являются: быстрый износ, особенно при обработке твердых материалов; колебания эффекта осветления в зависимости от состава и содержания взвешенных веществ в исходной воде; не всегда возможно полное выделение частиц заданного размера, поскольку гидроциклон действует как пропорциональный разделитель.

Чем меньше диаметр гидроциклона, тем больше развивающиеся в нем центробежные силы и тем меньше размер задерживаемых в гидроциклоне частиц. Большая эффективность разделения достигается в гидроциклоне вытянутой формы с возможно малым углом

конусности. Поэтому для задержания тонкодисперсной взвеси используют гидроциклоны малого диаметра, устанавливая их параллельно в большом количестве. Такой аппарат называют мультициклоном (рис. 2.8).

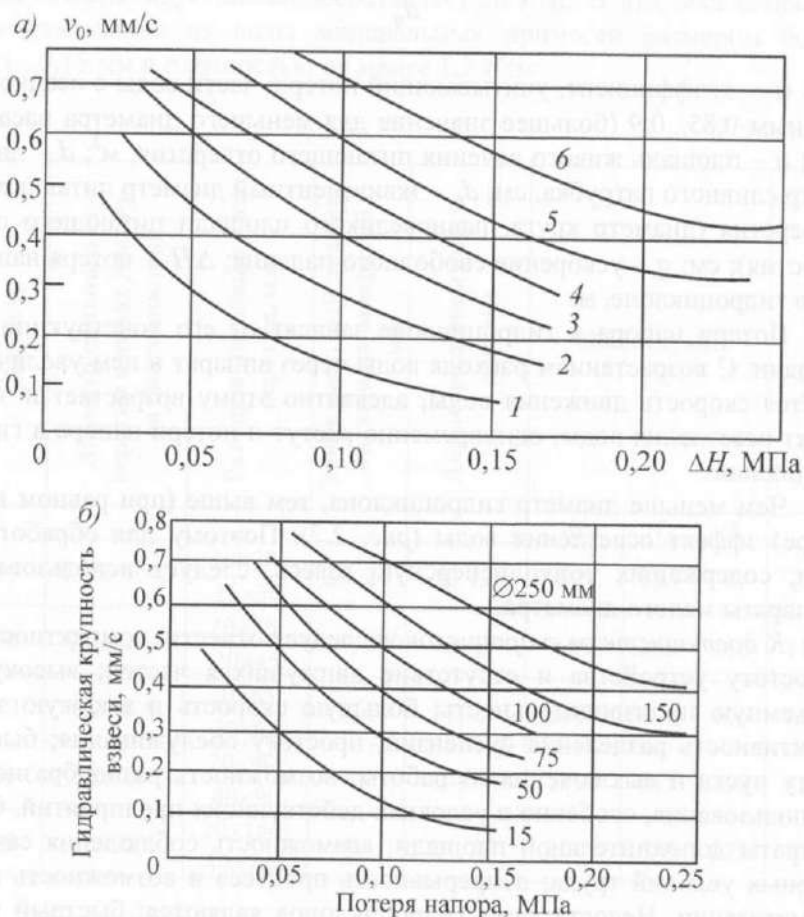


Рис. 2.7. Графики для определения диаметра гидроциклона и потерь напора в нем (а) и его эффективности от потери напора (б)

Пластмассовые мультициклоны диаметром 10, 15 и 20 мм способны задерживать частицы взвеси гидравлической крупности до 0,17 мм/с при потере напора около 0,1 МПа. Подача одного гидроциклона диаметром 15 мм при этой потере напора составляет около 0,07 м<sup>3</sup>/ч. Подача мультициклона диаметром 1,0 м, состоящего из 320 таких гидроциклонов, составляет порядка 500 м<sup>3</sup>/сут.

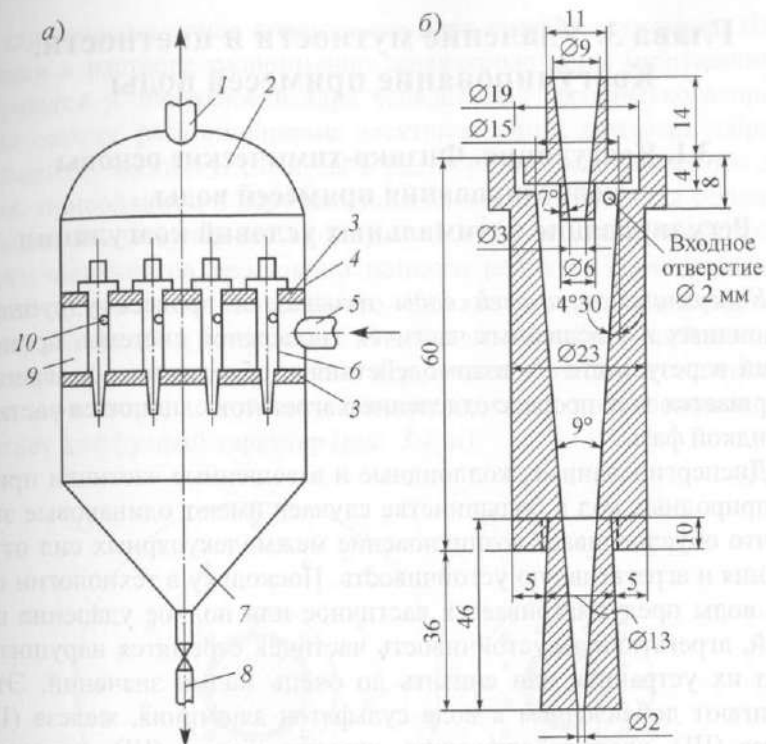


Рис. 2.8. Схема мультициклона (а) и гидроциклона диаметром 15 мм (б): 1, 5 – сливной и питающий патрубки; 2, 9 – камера сбора осветленной и распределения исходной воды; 3 – разделительные плиты; 4 – цилиндрическая часть аппарата; 6 – гидроциклоны диаметром 10 мм (15 или 20 мм); 7 – шламовая камера; 8 – патрубок сброса шлама; 10 – входное отверстие

При расчете гидроциклона первоначально по кривой осадения взвеси определяют расчетную гидравлическую крупность извлекаемых примесей. Затем по графику рис. 2.7 находят диаметр аппарата и последующим технико-экономическим расчетом уточняют его параметры.

Гидроциклоны целесообразно использовать в системах хозяйственно-питьевого и промышленного водоснабжения для предварительного осветления поверхностных вод, обладающих высокой кратковременной мутностью (более 1500 мг/л).

Применение гидроциклонов вследствие их небольшой стоимости позволяет сократить затраты на строительство и эксплуатацию сооружений для предварительного осветления воды.



## Глава 3. Удаление мутности и цветности. Коагулирование примесей воды

### 3.1. Коагуляция. Физико-химические основы коагулирования примесей воды.

#### Регулирование оптимальных условий коагуляции

Коагуляцией примесей воды называется процесс укрупнения коллоидных и взвешенных частиц дисперсной системы, происходящий в результате их взаимодействия и объединения в агрегаты. Завершается этот процесс отделением агрегатов слипшихся частиц от жидкой фазы.

Диспергированные, коллоидные и взвешенные частицы примесей природных вод в большинстве случаев имеют одинаковые заряды, что обуславливает возникновение межмолекулярных сил отталкивания и агрегативную устойчивость. Поскольку в технологии очистки воды предусматривается частичное или полное удаление примесей, агрегативную устойчивость частиц стремятся нарушить, а заряд их устранить или снизить до очень малых значений. Этого достигают добавлением к воде сульфатов алюминия, железа (II) и железа (III), хлорида алюминия, хлорида железа (III), алюмината натрия, оксихлорида алюминия и других веществ, которые, являясь коагулянтами, либо нарушают агрегативную устойчивость системы, либо образуют вследствие гидролиза коллоиды, сорбирующие примеси из воды.

Коллоидные примеси, находящиеся в природной воде, позволяют рассматривать ее как гетерофазную систему, в которой вода является дисперсионной средой, а масса распределенных в воде коллоидных частиц — дисперсной фазой. Эти частицы представляют собой очень мелкие агрегаты кристаллического или аморфного строения. Благодаря огромной удельной поверхности коллоидных частиц они обладают весьма значительной поверхностной энергией, а следовательно, и высокой адсорбционной емкостью. Это обстоятельство имеет большое значение, поскольку основной процесс обработки воды — коагулирование — связан с адсорбцией на коллоидных частичках примесей, содержащихся в воде.

Возникновению коллоидных частиц предшествует образование твердой фазы (ядра), адсорбирующей из растворов потенциально образующие ионы. Сильнее адсорбируются ионы, которые больше понижают свободную энергию поверхности твердой фазы. В резуль-

тате поглощения ионов поверхность ядра приобретает заряд. Находящиеся в растворе разноименно заряженные ионы (противоионы) собираются у поверхности ядра вследствие электрического притяжения между разноименными электрическими зарядами, образуя коллоидную частичку. Если бы в растворе не было теплового движения, приводящего к перемещению ионов, противоионы образовали бы мономолекулярный слой (рис. 3.1, б), охватывающий коллоидную частичку на расстоянии ионного радиуса. Термодинамический потенциал у такого двойного слоя является потенциалом между твердой фазой и жидкостью. В действительности упорядоченное строение оболочки нарушается в результате теплового движения ионов в растворе, а слой окружающих частичку противоионов приобретает диффузный характер (рис. 3.1, а).

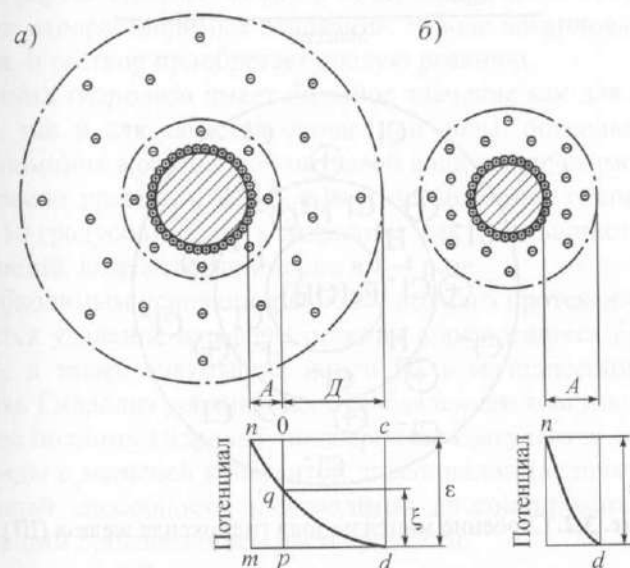


Рис. 3.1. Строение мицеллы при движении (а) и в покое (б):

а —  $\xi > 0$ ; б — изоэлектрическое состояние  $\xi = 0$ ; А — адсорбционный слой; Д — диффузионный слой;  $\epsilon$  — термодинамический потенциал;  $\xi$  — электрокинетический потенциал (дзета-потенциал)

Коллоидная частичка вместе с окружающим ее диффузным слоем называется мицеллой. На рис. 3.2 представлена схема строения мицеллы золя  $\text{Fe}(\text{OH})_3$ , полученного вследствие гидролиза  $\text{FeCl}_3$ . Зо́ль — система, состоящая из коллоидных частиц, распределенных

в жидкой среде. Если такой средой является вода, система называется *гидрозо́лем*. Как видно из рис. 3.2, мицелла  $\text{Fe}(\text{OH})_3$  состоит из ядра, образованного молекулами  $\text{Fe}(\text{OH})_3$ , адсорбционно связанных с ним потенциалобразующих водородных ионов ( $n\text{H}^+$ ) и некоторого количества ионов хлора  $[(n-x)\text{Cl}^-]$ , меньшего, чем количество ионов  $\text{H}^+$ , в результате чего коллоидная частичка имеет положительный заряд. Ионы  $\text{H}^+$  и входящие в состав частички противоионы  $\text{Cl}^-$  образуют двойной электрический слой. Отдельные ионы хлора ( $x\text{Cl}^-$ ) образуют диффузный слой и вместе с коллоидной частичкой составляют мицеллу золя  $\text{Fe}(\text{OH})_3$ :

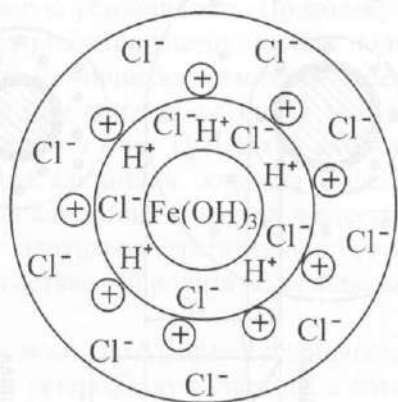
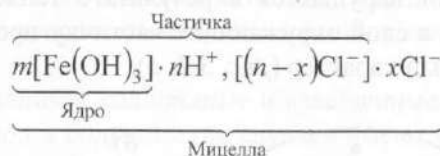


Рис. 3.2. Строение мицеллы золя гидроксида железа (III)

Большинство коллоидов природных вод в отличие от золей коагулянтов заряжено отрицательно. К таким коллоидам относятся распространенные в природных водах кремниевая кислота, мельчайшие глинистые и почвенные частички, а также гумусовые вещества. Глинистые и почвенные взвеси состоят в основном из гидроалюмосиликатов.

Анионы алюмосиликата образуют основу отрицательно заряженной глинистой частички, окруженной сферой положительных компенсирующих ионов водорода. Величина заряда глинистой частички и его знак зависят от pH воды, в которой суспензирована глина, по-

скольку при повышении концентрации ионов водорода уменьшается диссоциация алюмосиликатной кислоты, а благодаря этому и количество свободных ионов, обуславливающих устойчивость коллоидных частичек. Опыт подтверждает, что глинистые взвеси значительно скорее отстаиваются и коагулируют при подкислении воды.

Гумусовые вещества, также имеющие кислотный характер, в природных водах встречаются в виде стойких высокодисперсных отрицательно заряженных золей. Основу частичек составляют анионы гуминовых кислот; ионы водорода или металлов составляют внешнюю оболочку двойного электрического слоя.

Используемые в технологии очистки воды коагулянты чаще всего являются солями слабых оснований и сильных кислот ( $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ ,  $\text{FeSO}_4$ ,  $\text{FeCl}_3$  и др.). При растворении они гидролизуют. Взаимодействуя с гидроксильными ионами, содержащимися в воде, эти соли образуют малорастворимые основания. В воде накапливаются ионы водорода, и раствор приобретает кислую реакцию.

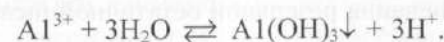
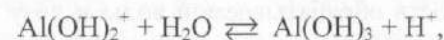
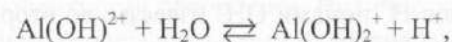
Полнота гидролиза имеет большое значение как для самой коагуляции, так и для качества очищаемой воды, поскольку наличие ионов алюминия в очищенной питьевой воде недопустимо.

Согласно правилу Вант-Гоффа с повышением температуры на каждые 10 градусов скорость гидролиза, как и большинства химических реакций, возрастает примерно в 2–4 раза.

Необходимым условием для более полного протекания гидролиза является удаление из сферы реакции образующихся  $\text{Fe}(\text{OH})_3$  или  $\text{Al}(\text{OH})_3$ , а также связывание ионов  $\text{H}^+$  в малодиссоциированные молекулы. Гидролиз усиливается с разбавлением коагулянта.

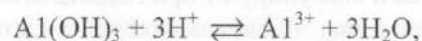
Более полному гидролизу подвержены коагулянты, образующие гидроксиды с меньшей константой диссоциации (величиной, характеризующей способность электролитов диссоциировать на ионы) или меньшим произведением растворимости.

Гидролиз солей алюминия, используемых в качестве коагулянтов, протекает в несколько стадий:

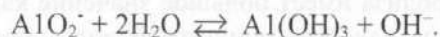


Степень гидролиза повышается с разбавлением раствора, повышением его температуры и pH.

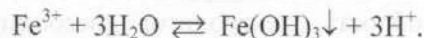
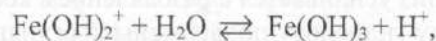
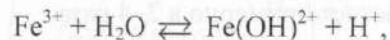
Гидроксид алюминия является типичным амфотерным соединением, т.е. обладает как кислотными, так и основными свойствами:



При коагулировании в кислых и нейтральных средах, содержащих небольшое количество гидрокарбонатов, для нейтрализации ионов  $\text{H}^+$ , накапливающихся в воде при гидролизе  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ , можно применять смесь  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  и  $\text{NaAlO}_2$ . В этом случае накапливающиеся ионы  $\text{H}^+$  будут нейтрализоваться ионами  $\text{OH}^-$ , образующимися при гидролизе:



Гидролиз  $\text{FeCl}_3$  протекает в три стадии:



В тех случаях, когда концентрация ионов  $\text{OH}^-$ ,  $\text{HCO}_3^-$ , содержащихся в воде, недостаточна для полного гидролиза коагулянта, щелочность воды повышают введением известкового молока или раствора соды. В первом случае эффект подщелачивания объясняется связыванием ионов  $\text{H}^+$  ионами  $\text{OH}^-$  извести, во втором – связыванием ионов  $\text{H}^+$  в ионы  $\text{HCO}_3^-$ .

Зная щелочность обрабатываемой воды и дозу введенного коагулянта, можно вычислить дозу извести или соды, необходимой для гидролиза и обеспечения резервной остаточной щелочности, равной 1 мг-экв/л.

При низкой щелочности исходной воды для обеспечения успешной коагуляции ее приходится подщелачивать, для чего в нее вводят известь или соду в количествах, определяемых по формуле

$$D_{\text{щ}} = K_{\text{щ}}(D_{\text{к}}/e_{\text{к}} - \text{Щ}_0) + 1, \quad (3.1)$$

где  $D_{\text{к}}$  – максимальная в период подщелачивания доза без водного коагулянта, мг/л;  $\text{Щ}_0$  – минимальная щелочность исходной воды, мг-экв/л;  $K_{\text{щ}}$  – коэффициент, равный для извести (по  $\text{CaO}$ ) – 28 и для соды (по  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ) – 53;  $e_{\text{к}}$  – эквивалентная масса коагулянта (безводного), мг-эквл, принимаемая для  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  – 57,  $\text{FeCl}_3$  – 54,  $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$  – 67.

При отрицательной величине  $D_{\text{щ}}$  подщелачивание не требуется. Щелочные реагенты следует вводить одновременно с вводом коагулянта или до него.

Процесс искусственного обесцвечивания воды согласно современным представлениям протекает следующим образом. При добавлении к очищаемой воде раствора коагулянтов в течение первых 30–180 с происходит гидролиз добавленных солей и образуются коллоидные гидроксиды алюминия и железа, имеющие огромные активные поверхности. Коллоидные примеси, содержащиеся в воде, адсорбируются на поверхности частичек гидроксидов. При адсорбции следует различать два процесса: собственно адсорбцию и фиксацию (закрепление) адсорбированных коллоидов на поверхности. В первом процессе главную роль играют силы межмолекулярного взаимодействия. Адсорбция коллоидных частичек зависит от их дисперсности: она тем больше, чем выше дисперсность и чем меньше устойчивость частичек.

Причины фиксации могут быть различными. Чаще всего необходимость процесса адсорбции гуминов и других коллоидных загрязнений воды на поверхности гидроксидов вызывается образованием особого рода поверхностных соединений – лаков. Большое значение в процессе фиксации адсорбированных коллоидов имеет их коагуляция вследствие разноименности зарядов адсорбированных частичек и поверхности адсорбента. Наличие заряда у адсорбирующихся коллоидных частичек влияет на их адсорбируемость.

Коагуляция частичек  $\text{Fe}(\text{OH})_3$  и  $\text{Al}(\text{OH})_3$ , а также связанное с этим выделение их из воды совместно с адсорбированными на их поверхности коллоидными примесями происходит под действием растворенных в воде электролитов. В связи с этим очистка цветных вод с



повышенной степени минерализации протекает обычно лучше, чем мягких, бедных солями вод. Из описанного процесса обесцвечивания следует, что коагуляции подвергаются не коллоидные примеси воды, а образующиеся при гидролизе коагулянтов гидроксиды. Вода очищается не в результате коагуляции, а вследствие адсорбции различных коллоидных и высокомолекулярных примесей на поверхности гидроксидов. Процесс коагуляции гидроксидов фактически приводит к удалению отработанного сорбента из очищенной воды.

Основными факторами, влияющими на процесс коагуляции примесей воды в объеме (*конвективная коагуляция*), являются: температура и щелочность воды; концентрация водородных ионов и анионный состав воды; правильный выбор дозы коагулянта, быстрота его смешения и равномерность распределения в воде; содержание в воде естественных взвесей; условия протекания процесса хлопьеобразования (*ортокинетическая фаза* процесса коагуляции).

*Правильный выбор дозы коагулянта* имеет первостепенное значение для коагулирования примесей воды. Под *дозой коагулянта* подразумевается определенное массовое количество реагента, которое добавляется к единице объема обрабатываемой воды. Доза коагулянта измеряется в мг/л, г/м<sup>3</sup>.

Наглядное представление о влиянии дозы коагулянта на процессы осветления и обесцвечивания воды дает *коагуляционная кривая* (рис. 3.3). Ее можно разбить на три зоны. В первой зоне при малых дозах коагулянта эффект осветления и обесцвечивания воды отстаиванием или фильтрованием незначителен. Во второй зоне увеличение дозы коагулянта резко сказывается на эффекте осветления и обесцвечивания воды. Граница между первой и второй зонами носит название *порога коагуляции*. В третьей зоне увеличение дозы коагулянта не дает заметного улучшения эффекта осветления и обесцвечивания воды. Кривая практически параллельна на оси абсцисс. Граница между второй и третьей зонами носит название *оптимальной дозы*.

Анализ коагуляционной кривой позволяет убедиться в том, какое огромное значение оказывает доза коагулянта на процессы осветления и обесцвечивания воды. Все характерные точки коагуляционной кривой (порог коагуляции, оптимальная доза, размеры зон) зависят от качества и свойств исходной воды. Не существует единой коагуляционной кривой, однако их характер одинаков.

*Влияние температуры воды на процесс коагуляции ее примесей.* Молекулы воды, а также частицы ее примесей находятся в тепловом броуновском движении, интенсивность которого прямо пропорцио-

нальна температуре воды. Процесс коагуляции во времени делится на две фазы: *перекинетическую* и *ортокинетическую*. Первая фаза весьма непродолжительна и заключается в том, что после введения коагулянта и нарушения агрегативной устойчивости частиц примесей в результате обменной адсорбции ионов наступает процесс их агломерации при контактировании. Очевидно, что вероятность соударения отдельных частиц между собой и их последующая агломерация зависят от скорости взаимного перемещения от теплового броуновского движения. *Перекинетическая* фаза процесса коагулирования примесей воды заканчивается образованием первичных агрегатов, для дальнейшего передвижения которых энергии теплового броуновского движения уже недостаточно.

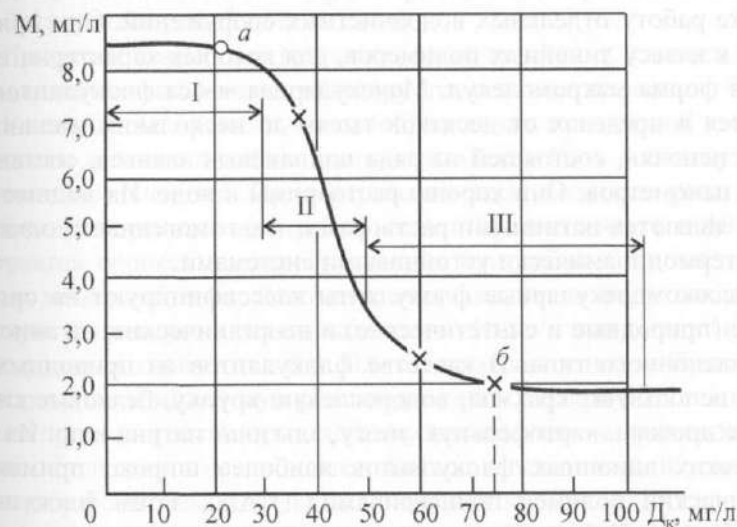


Рис. 3.3. Коагуляционная кривая:  
 $a$  — порог коагуляции;  $б$  — оптимальная доза

Вторая фаза коагуляции, *ортокинетическая*, в отличие от первой протекает значительно дольше (до 60 мин и более) и заключается в слипании и формировании крупных плотных хлопьев, что обеспечивается созданием оптимальных условий для дальнейшего укрупнения первичных агрегатов путем перемешивания обрабатываемой воды в специальных сооружениях — камерах хлопьеобразования, в результате которого происходит контактирование первичных мелких агрегатов. На этот процесс существенное влияние оказывают условия переме-

шивания. С одной стороны, интенсивность перемешивания должна обеспечивать максимально возможное контактирование отдельных агрегатов между собой, а с другой – она не должна вызывать разрушение образующихся хлопьев.

*Большое влияние на процесс оказывает содержание в воде естественных взвесей.* Грубодисперсные примеси являются как бы «центрами коагуляции», способствуя формированию более крупных и плотных хлопьев, которые быстро осаждаются или легко извлекаются из воды при фильтровании.

Процесс коагуляции может быть значительно ускорен при использовании флокулянтов. *Флокулянтами* в технологии очистки воды называют высокомолекулярные вещества, интенсифицирующие процесс хлопьеобразования гидроксидов алюминия или железа (III), а также работу отдельных водоочистных сооружений. Они принадлежат к классу линейных полимеров, для которых характерна цепочечная форма макромолекул. Молекулярная масса флокулянтов колеблется в пределах от десятков тысяч до нескольких миллионов; длина цепочки, состоящей из ряда одинаковых звеньев, составляет сотни нанометров. Они хорошо растворимы в воде. Их водные растворы являются истинными растворами, т.е. гомогенными однофазными термодинамически устойчивыми системами.

Высокомолекулярные флокулянты классифицируют на органические (природные и синтетические) и неорганические, на анионного и катионного типа. В качестве флокулянтов из природных веществ используют крахмал, водорослевую крупку, белковые гидролизные дрожжи, картофельную мезгу, альгинат натрия и др. Из синтетических анионных флокулянтов наиболее широко применяют органический полимер полиакриламид (ПАА), затем флокулянты серии К (К-4, К-6 и др.). Организовано также производство флокулянтов катионного типа (ВА-2, ВА-3, ВА-102, ВПК-101, ВПК-402, КФ, УКФ, ВАФ), которые в отличие от ПАА вызывают образование крупных хлопьев без предварительной обработки примесей воды коагулянтами. Среди неорганических флокулянтов наибольшее распространение получил активированный силикат натрия – активная (активированная) кремниевая кислота (АК).

Применение флокулянтов при обработке воды позволяет ускорить в камерах хлопьеобразования и отстойниках формирование хлопьев и их декантацию, повысить эффект осветления воды и увеличить скорость ее движения в сооружениях. В осветлителях со взвешенным осадком они увеличивают концентрацию частиц во взвешенном слое и уменьшают их вынос из него при одновременном

повышении скорости восходящего потока воды. Использование флокулянтов на действующих очистных сооружениях позволяет увеличивать их производительность и водоочистного комплекса в целом. В отдельные периоды года (паводки, низкие температуры воды и др.), когда технологические сооружения обеспечивают получение воды стандартного качества лишь при пониженной производительности, использование флокулянтов позволяет сохранять требуемую подачу воды.

*Предварительная обработка воды окислителями также повышает эффективность коагуляции.* Это объясняется тем, что окислители разрушают гидрофильные органические соединения, стабилизирующие дисперсные примеси воды, и облегчают условия протекания коагуляции. Особенно эффективно применение окислителей при обработке маломутных цветных вод.

При этом возрастает гидравлическая крупность хлопьев коагулированной взвеси и интенсифицируется осветление воды.

Уменьшение времени хлопьеобразования при низкой температуре воды и снижение дозы коагулянта может быть достигнуто введением *замутнителей*. При замутнении воды большую роль играет степень дисперсности вводимых частиц. Существенно (на 30...60%) ускоряется процесс хлопьеобразования при добавлении частиц размером меньше 3 мкм. Рекомендуется вводить в воду высокодисперсную глинистую взвесь в количестве 10 мг/л или скоагулированный осадок в количестве 0,4...0,6 от дозы коагулянта. При низких температурах и малой мутности воды резко ухудшаются технологические процессы ее очистки, поэтому использование промывных вод скорых фильтров и осадков отстойников и осветлителей для замутнения обрабатываемой воды особенно важно. Рекомендуется сначала вводить промывную воду в количестве 5...25% исходной воды, затем коагулянт. Использование промывной воды и технологических осадков в качестве добавки к исходной воде позволяет улучшить качество очищенной воды, снизить на 25...30% расход коагулянта и уменьшить время пребывания обрабатываемой воды в отстойниках, флотаторах и осветлителях.

Эффективное воздействие осадка объясняется тем, что он представляет собой уже готовые крупные частицы такого же строения, что и выделяющийся гидроксид. Поэтому время, необходимое для образования сверхмицеллярных агрегатов, сокращается. Таким образом, ускоряется хлопьеобразование, образуются более крупные хлопья, быстрее идет их декантация, а следовательно, интенсивнее осветляется вода. Для достижения высокого эффекта осветления ре-

циркулируемый осадок следует вводить в воду за 15...30 с до введения коагулянта. Осадок рекомендуется применять при pH исходной воды не ниже 7,0. Возраст осадка не должен превышать двух суток с отбором его из шламоотводящих труб горизонтальных отстойников.

*Коагуляция примесей воды может быть значительно ускорена ее обработкой смесью коагулянтов.* Действие коагулянтов при этом обоюдно усиливается. Такое явление наблюдается при использовании смеси  $Al_2(SO_4)_3$  и  $FeCl_3$  в соотношении 1:1, 1:2, 2:1 или этих же коагулянтов с силикатом натрия. Подобное улучшение коагуляции достигается обработкой воды смесью неочищенного и очищенного глинозема в соотношении 3:1 или смесью коагулянтов глинозема и хлорного железа в соотношениях 3:1 и 4:1. В ряде случаев вместо сернокислого алюминия для обработки воды используют оксихлорид алюминия. Опыт применения этого коагулянта показал хорошие результаты на ряде водоочистных комплексов.

*К физическим методам интенсификации процесса коагуляции относятся аэрирование, наложение электрического и магнитного полей, воздействие ультразвуком, ионизирующее излучение.* Введение сжатого диспергированного воздуха в обрабатываемую воду в смеситель после добавления коагулянта с некоторым разрывом во времени позволяет удалить из зоны коагуляции образующийся при распаде угольной кислоты диоксид углерода. Своевременное удаление свободной углекислоты из сферы формирования микрохлопьев значительно ускоряет дальнейший ход коагуляции. Аэрирование в количестве 10...30% от расхода обрабатываемой воды позволяет снизить расход коагулянта на 25...30% и улучшить качество обработки воды.

### 3.2. Реагенты, используемые при водоподготовке для коагулирования примесей воды

В водоподготовке применяют следующие алюминийсодержащие коагулянты: сульфат алюминия, оксихлорид алюминия, алюминат натрия (табл. 3.1).

*Сульфат алюминия*  $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$  – неочищенный технический продукт, представляющий собой куски серовато-зеленоватого цвета, получаемые путем обработки бокситов, нефелинов или глин серной кислотой. Он должен иметь не менее 9%  $Al_2O_3$ , что соответствует содержанию порядка 30% чистого сульфата алюминия. В нем также содержится около 30% нерастворимых примесей и до 35% воды.

Коагулянт	Формула	Содержание, % по массе	
		$Al_2O_3$	нерастворимых примесей
Сульфат алюминия: неочищенный	$Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$	>9	<30
Сульфат алюминия: очищенный	$Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$	>13,5	<1
	$Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O$	17...19	—
	$Al_2(SO_4)_3 \cdot 12H_2O$	28,5	3,1
Оксихлорид алюминия	$Al_2(OH)_5Cl \cdot 6H_2O$	40...44	—
Алюминат натрия	$NaAlO_2$	45...55	6...8

*Очищенный сульфат алюминия* (ГОСТ 12966-85\*) получают в виде плит серовато-перламутрового цвета из неочищенного продукта или из глинозема растворением в серной кислоте. Он должен иметь не менее 13,5%  $Al_2O_3$ , что соответствует содержанию 45% сульфата алюминия. Оба рассмотренных коагулянта перевозят навалом в закрытых железнодорожных вагонах.

В России для обработки воды выпускается также 23–25%-ный раствор сульфата алюминия. При его применении отпадает необходимость в специальном оборудовании для растворения коагулянта, а также упрощаются и удешевляются погрузочно-разгрузочные работы и транспортирование.

Глинозем имеет повышенную чувствительность к pH и температуре обрабатываемой воды. Изoeлектрическая область для гидроксида алюминия, где у него наименьшая растворимость, соответствует  $pH = 6,5...7,5$ . При более низких значениях pH образуются частично растворимые основные соли, при более высоких – алюминаты. При температуре исходной воды ниже 4 °C в результате возрастания гидратации гидроксида алюминия замедляются процессы коагулирования ее примесей и декантации хлопьев, быстро засоряются фильтры, осадок гидроксида алюминия отлагается в трубах, остаточный алюминий попадает в фильтрат, а хлопья гидроксида образуются в воде уже после подачи потребителям.

*Оксихлорид алюминия*  $Al_2(OH)_5Cl \cdot 6H_2O$  представляет собой зеленые кристаллы, получаемые растворением свежесажженного гидроксида алюминия в 0,5–1%-ном растворе соляной кислоты. Реагент содержит 40...44%  $Al_2O_3$  и 20...21 NaCl. Выпускается в виде 35%-ного раствора. При его применении минерализация воды воз-



растает, а ее щелочность снижается в меньшей степени, чем при введении сульфата алюминия, что особенно важно при обработке мягких вод.

*Алюминат натрия*  $\text{NaAlO}_2$  представляет собой твердые куски белого цвета с перламутровым блеском на изломе, получаемые растворением гидроксида или оксида алюминия в растворе гидроксида натрия. Сухой товарный продукт содержит 55%  $\text{AlO}_3$ , 35%  $\text{Na}_2\text{O}$  и до 5% свободной щелочи  $\text{NaOH}$ . Растворимость  $\text{NaAlO}_2$  – 370 г/л (при 20 °C). Насыпная масса 1,2...1,8 т/м<sup>3</sup>.

В водообработке применяют также железосодержащие коагулянты: хлорное железо, сульфаты железа (II) и железа (III), хлорированный железный купорос.

*Хлорное железо*  $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$  (ГОСТ 11159-86) представляет собой темные с металлическим блеском кристаллы, очень гигроскопичные, поэтому транспортируют его в железных герметичных бочках. Получают безводное хлорное железо хлорированием стальной стружки при температуре 700 °C, а также как побочный продукт при производстве хлоридов металлов горячим хлорированием руд. Содержит в товарном продукте не менее 98%  $\text{FeCl}_3$ . Плотность 1,5 т/м<sup>3</sup>.

*Сульфат закиси железа*  $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$  (железный купорос по ГОСТ 6981-85) представляет собой прозрачные зеленовато-голубые кристаллы, легко бурящиеся на воздухе в результате окисления железа (II). Товарный продукт выпускается двух марок (А и Б), содержащих соответственно не менее 53 и 47%  $\text{FeSO}_4$ , не более 0,25 и 1% свободной  $\text{H}_2\text{SO}_4$  и не более 0,4 и 1% нерастворимого осадка. Поставляют его в деревянных бочках или барабанах массой до 120 кг, а также в ящиках массой 80 кг, плотность 1,5 т/м<sup>3</sup>. Промышленность выпускает также и 30%-ный раствор сульфата железа(II), содержащий до 2% свободной  $\text{H}_2\text{SO}_4$ . Транспортируют его в гумированной таре.

Окисление гидроксида железа (II), образующегося при гидролизе железного купороса при pH воды менее 8, протекает медленно, что приводит к неполному его осаждению и неудовлетворительному коагулированию. Поэтому перед вводом железного купороса в воду добавляют известь или хлор либо оба реагента вместе, усложняя и удорожая тем самым водообработку. В связи с этим железный купорос используют главным образом в технологии известкового и известково-содового умягчения воды, когда при устранении магнесской жесткости значение pH поддерживают в пределах 10,2... 13,2 и, следовательно, соли алюминия неприменимы.

*Сульфат железа (III)*  $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  (сульфат железа окисный по ВТУ УХКП52-86) получают растворением оксида железа в серной кислоте. Продукт кристаллический, очень гигроскопичный, хорошо растворяется в воде. Поставляется в бумажных мешках, плотность 1,5 т/м<sup>3</sup>. Использование солей железа (III) в качестве коагулянта предпочтительнее по сравнению с сульфатом алюминия. При их применении улучшается коагуляция при низких температурах воды, на процесс мало влияет pH среды, ускоряется декантация скоагулированных примесей и уменьшается время отстаивания (плотность хлопьев гидроксида железа (III) в 1,5 раза больше, чем гидроксида алюминия). К числу недостатков солей железа (III) относится необходимость их точной дозировки, так как ее нарушение приводит к проникновению железа в фильтрат. Хлопья гидроксида железа (III) осаждаются неравномерно, в связи с чем в воде остается большое количество мелких хлопьев, поступающих на фильтры. Эти недостатки в значительной мере устраняются при добавлении сульфата алюминия.

*Хлорированный железный купорос*  $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3 + \text{FeCl}_3$  получают непосредственно на водоочистных комплексах обработкой раствора железного купороса хлором, вводя на 1 г  $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$  0,160...0,220 г хлора.

*Полиакриламид* – белое аморфное, хорошо растворимое в воде вещество, содержащее ионогенные группы; при гидролизе образует акриловую кислоту и ее соли. Механизм действия ПАА основан на адсорбции его молекул на частицах примесей воды, гидроксидов алюминия или железа (III), образующегося при гидролизе солей-коагулянтов. Молекулы ПАА способны образовывать ассоциаты фибриллярных структур – цепочки длиной 130 нм. Благодаря вытянутой форме молекулы адсорбция происходит в разных местах с несколькими частицами гидроксида, в результате чего последние связываются полимерными мостиками в тяжелые, крупные и прочные агрегаты (глобулы).

*Флокулянт ВА-2* (поли-4-винил-М-бензилтриметиламмоний-хлорид) представляет собой порошкообразный или 7...15%-ный подвижный раствор полиэлектролита (молекулярная масса  $(5...10) \cdot 10^4$ ). Механизм действия ВА-2 заключается в том, что, имея положительный заряд, его макроионы адсорбируются на отрицательно заряженных коллоидно-дисперсных примесях воды, образуя крупные агрегаты. Поэтому при применении флокулянтов катионного типа хлопьеобразование происходит без обычных минеральных коагулянтов.

Присутствующие в природных водах высокомолекулярные гуминовые кислоты формируют с ВА-2 нерастворимые агрегаты. Фенольные и гидроксильные группы гуминовых кислот, взаимодействуя с основными группами флокулянта, образуют малодиссоциированные соли.

При обработке маломутных цветных вод флокулянтами ВА-2 образование крупных хлопьев, однако, не происходит даже в оптимальных условиях перемешивания. Эффективное отделение хлопьев может быть достигнуто только путем фильтрования. Поэтому при очистке маломутных цветных вод ВА-2 следует применять только в одноступенных схемах с контактными осветлителями или крупнозернистыми фильтрами. Расход флокулянта при этом составляет 1 мг/л на 7–10 град цветности, что экономически не выгодно.

В отличие от минеральных коагулянтов ВА-2 не увеличивает содержания взвешенных веществ, не повышает соленосодержание воды, не изменяет ее pH и не усиливает коррозионных свойств воды. Это обстоятельство является одним из важнейших преимуществ катионных полимеров. Кроме того, замена коагулянта на ВА-2 сокращает объемы складских помещений и значительно упрощает эксплуатацию реагентного хозяйства. Применение ВА-2 наиболее эффективно при обработке мутных вод. Предварительные технико-экономические расчеты показали, что применение ВА-2 в дозах до 1,5 мг/л является более выгодным, чем обработка воды сернокислым алюминием. Содержание ВА-2 в очищенной воде, исходя из санитарно-токсикологических исследований, не должно превышать 0,5 мг/л.

Активная кремниевая кислота (АК) представляет собой коллоидный водный раствор кремниевых кислот их труднорастворимых солей, получаемых частичной или полной нейтрализацией щелочности силиката натрия (жидкого стекла) (ГОСТ 13078-81 и ГОСТ 13079-81) при воздействии активатора (серная кислота, сульфат алюминия, хлор, гидрокарбонат или гидросульфат натрия и др.). Получаемые молекулы кремниевой кислоты выделяются из раствора в виде отрицательно заряженных коллоидных частиц. Механизм взаимодействия АК с агрегативно-неустойчивыми примесями воды, а также с гидроксидами алюминия и железа (III) объясняется взаимной коагуляцией разноименно заряженных частиц и ее действием на свойства сверхмицеллярных структур, образующихся при введении коагулянта.

Растворы АК не выпускаются промышленностью, а готовятся на месте применения непосредственно перед использованием, т.е. они не относятся к стандартным продуктам с определенными свойствами. Последнее объясняется колебаниями в широких пределах со-

держания отдельных компонентов и модуля жидкого стекла, что влечет за собой нестабильность режима активации, который необходимо корректировать для каждой партии жидкого стекла. Наиболее быстрое образование геля АК и его коагуляция происходят при  $\text{pH} = 5,5$ ; при более низких значениях pH процесс замедляется. На эффективность флокулирующего действия АК влияют концентрация силиката натрия, степень его нейтрализации, продолжительность хранения полученных растворов. Наиболее перспективным способом приготовления АК на водоочистных комплексах является обработка растворов жидкого стекла хлором и сульфатом алюминия, т.е. реагентами, обычно применяемыми при очистке воды. Золи АК, обладающие наиболее высокими флокулирующими свойствами, при активации хлором могут быть получены при соблюдении следующих условий: концентрация раствора силиката натрия (в пересчете на  $\text{SiO}_2$ ) 0,5...3,5%; мольное отношение  $\text{Cl}_2 : \text{Na}_2\text{O} = 0,7...1,5$ ; время вызревания 50...80% времени гелеобразования (при  $\text{Cl}_2 : \text{Na}_2\text{O} = 0,7 : 1,0$ ) и 20...50% (при  $\text{Cl}_2 : \text{Na}_2\text{O} = 1 : 1,5$ ); жесткость воды для разбавления до 4 мг-экв/л.

Для обработки воды применяется известь строительная воздушная. Различают следующие виды *строительной извести*, которые могут употребляться для данной цели: *известь негашеная комовая (кипелка)*; *известь гидратная* – пушонка; *известь негашеная молотая*.

В зависимости от содержания оксида кальция и оксида магния известь разделяется на два вида: *известь кальциевую*, содержащую не более 7% MgO, и *известь магниевую*, содержащую более 7% MgO. Поскольку оксид магния не вступает в реакцию и является в данном случае балластом, желательно употреблять кальциевую известь.

В зависимости от скорости гашения *известь разделяется на быстро гасящуюся* (скорость гашения до 10 мин); *среднегасящуюся* (скорость гашения от 10 до 30 мин); *медленно гасящуюся* (скорость гашения свыше 30 мин). В данном случае желательна первая.

Известь негашеная комовая перевозится навалом. Известь молотая и гидратная (пушонка) перевозится в таре или специально приспособленным автотранспортом. При хранении и перевозке извести должны быть приняты меры, предохраняющие ее от увлажнения, масса 1 м<sup>3</sup> гашеной извести 1,0 т, негашеной 0,6–0,7 т. При небольших расходах извести желательно превращать ее вне установки (на складе) в известковое тесто, доставлять в таком виде на установку, где разбавлять до степени известкового молока.

Доза коагулянта для вод разного состава не одинакова и устанавливается путем пробного коагулирования исходной воды в лаборатории. Оптимальная доза коагулянта вызывает образование крупных, быстро декантирующих хлопьев и не дает опалесценции воды. Существует методика определения показателя коагулируемости воды, под которым понимается способность к коагуляции грубодисперсных и коллоидных примесей, присутствующих в воде, при обработке ее коагулянтом – сернистым алюминием, проводимой как без подщелачивания воды, так и с ее подщелачиванием.

Для ориентировочных подсчетов дозу коагулянта следует определять по СНиП 2.04.02-84, которая в пересчете на безводные  $Al_2(SO_4)_3$ ;  $Fe_2(SO_4)_3$ ;  $FeCl_3$  при обработке мутных вод принимается (в зависимости от содержания примесей) от 25 до 80 мг/л. При коагулировании воды с повышенной цветностью доза коагулянта находится по формуле  $D_k = 4Ц^{0.5}$ , где  $Ц$  – цветность воды, град.

Дозу ПАА, считая по безводному продукту, можно определить в зависимости от места его ввода. Так, при вводе перед сооружениями I ступени, согласно СНиПу, в зависимости от мутности и цветности исходной воды она варьируется в пределах 0,2...1,5 мг/л, а при вводе перед фильтрами при двухступенчатой очистке – 0,05...0,1 мг/л, при вводе перед фильтровальными сооружениями при одноступенчатой очистке – 0,2...0,6 мг/л.

Доза АК, считая по диоксиду кремния, также зависит от места ее ввода: при вводе перед сооружениями I ступени при температуре исходной воды свыше 5...7 °С она равна 2...3 мг/л, а при температуре воды ниже 5 °С – 3...5 мг/л; при вводе перед фильтрами при двухступенчатой очистке – 0,2...0,5 мг/л и при вводе перед фильтровальными сооружениями при одноступенчатой очистке – 1...3 мг/л.

Флокулянты следует вводить в воду через 2...3 мин после ввода коагулянта. При очистке мутных вод допускается введение в воду флокулянтов до коагулянтов или одновременно.

При предварительном хлорировании, которое предусматривается для улучшения хода коагуляции и обесцвечивания воды, а также для поддержания водоочистных сооружений в надлежащем санитарном состоянии, доза хлора принимается 2...4,0 мг/л. Реагент следует вводить в воду за 1...3 мин до поступления коагулянта и тщательно перемешивать.

При наличии в исходной воде фенолов рекомендуется применять ее преаммонизацию путем введения в воду перед хлорированием аммиака или аммонийных солей в количестве 20...25% (по  $MN_3$ ) от дозы хлора.

### 3.3. Реагентное хозяйство. Системы хранения, приготовления и дозирования реагентов

Известны две схемы организации реагентного хозяйства: первая – предусматривает получение с заводов-поставщиков готовой продукции, которую затем с помощью специальных дозаторов вводят в обрабатываемую воду; вторая – основана на получении с заводов полуфабрикатов, нуждающихся в дальнейшей обработке и доведении до продукта, удобного для дозирования.

Употребляемые при обработке воды реагенты вводятся в виде порошков или гранул (сухое дозирование) либо в виде водных растворов или суспензий (мокрое дозирование). Оба способа дозирования требуют организации на водоочистном комплексе реагентного хозяйства. В первом случае на водоочистном заводе должны быть предусмотрены склад готовой продукции и аппараты-дозаторы. Во втором, учитывая, что реагенты поступают в виде полуфабрикатов, необходимо предусмотреть помимо склада аппаратуру для приготовления растворов (или суспензий) реагентов и дозирования в обрабатываемую воду. При этом возможно складирование реагентов в сухом виде навалом или в специальной таре либо в виде высококонцентрированных растворов в специальных емкостях.

Во избежание потерь коагулянта в результате слеживания, а также при выполнении трудоемких погрузочно-разгрузочных работ при доставке коагулянта и загрузке растворных баков в настоящее время широко распространено хранение коагулянта в жидком виде. С этой целью на водоочистном заводе предусматривают резервуары большего объема (рис. 3.4), в которых заготавливают расчетный запас коагулянта в виде раствора высокой концентрации (до 30%), загружая их коагулянтом, доставляемым с завода-изготовителя в кусках. В процессе эксплуатации концентрированный раствор коагулянта передают в расходные баки, где доводят раствор до рабочей концентрации 10–12%, а затем дозируют в обрабатываемую воду.

Растворы (или суспензии) реагентов готовят в растворных или расходных баках (принимают соответственно не менее двух-трех баков). Для побуждения и интенсификации растворения реагентов предусматривают барботаж (рис. 3.5, а), механическое перемешивание (рис. 3.5, б) или непрерывную циркуляцию раствора с помощью насоса. При барботировании интенсивность подачи сжатого воздуха 8–10 л/(с·м<sup>2</sup>) для растворения и 3–5 л/(с·м<sup>2</sup>) для перемешивания при разбавлении в расходных баках. Распределение воз-



духа следует производить дырчатыми полиэтиленовыми трубами. В растворных баках концентрацию раствора коагулянта, считая по безводному продукту, следует принимать до 20 и 24% соответственно для очищенного кускового и гранулированного, до 17% – для неочищенного, а в расходных баках – до 12%.

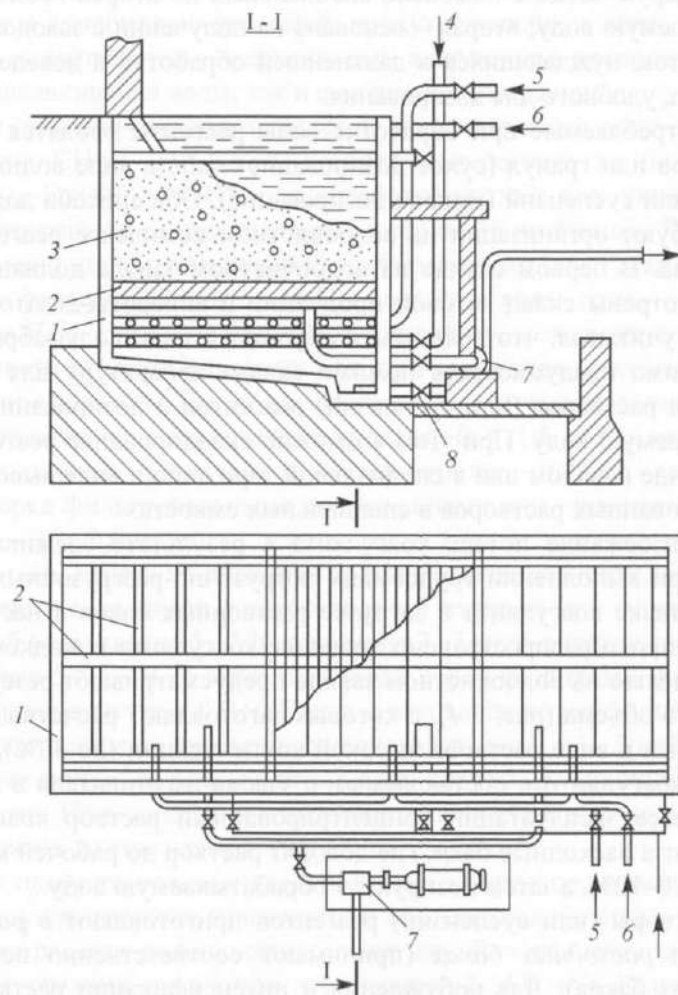


Рис. 3.4. Бак для «мокрого» хранения коагулянта:

1 – железобетонный резервуар с антикоррозионным покрытием; 2 – колосниковая решетка; 3 – слой коагулянта; 4 – подача воды для смыва осадка; 5 и 6 – подача пара и сжатого воздуха в расходные баки; 7 – кислотный насос; 8 – сброс осадка в водосток

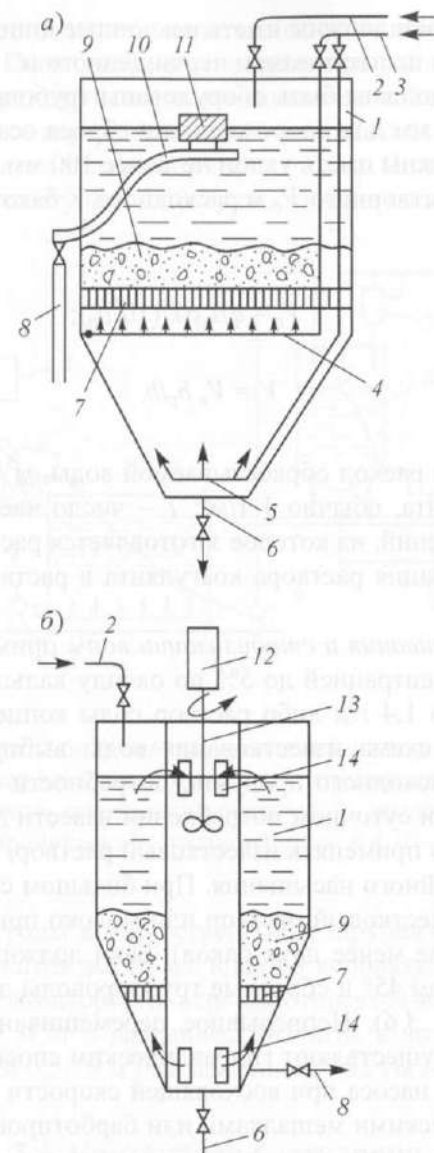


Рис. 3.5. Баки приготовления раствора коагулянта с воздушным (а) и механическим (б) побуждением:

1 – корпус; 2, 3 – подача воды и сжатого воздуха; 7 – колосниковая решетка; 4 и 5 – верхняя и нижняя воздухораспределительная система; 6 – выпуск осадка; 8 – отвод раствора коагулянта; 9 – коагулянт; 12 – электродвигатель; 13 – ось мешалки; 10 – шланг; 11 – поплавок; 14 – окна для циркуляции раствора

Растворные баки должны иметь наклонные днища под углом  $45^\circ$  к горизонтали при использовании неочищенного и  $15^\circ$  – очищенного коагулянта. Они должны быть оборудованы трубопроводом диаметром не менее 150 мм для опорожнения и сброса осадка. Днища расходных баков должны иметь уклон не менее 100 мм.

Объем,  $m^3$ , растворного  $V_p$  и расходного  $V$  баков определяют по формулам:

$$V_p = q D_{\text{к}} \rho T / (10^4 b_p); \quad (3.2)$$

$$V = V_p b_p / b, \quad (3.3)$$

где  $q$  – расчетный расход обрабатываемой воды,  $m^3/ч$ ;  $\rho$  – плотность раствора коагулянта, обычно  $1 \text{ т}/m^3$ ;  $T$  – число часов работы водочистных сооружений, на которое заготавливается раствор коагулянта;  $b_p$  и  $b$  – концентрация раствора коагулянта в растворном и расходном баках.

Для подщелачивания и стабилизации воды применяют известь в виде молока концентрацией до 5% по оксиду кальция или раствора концентрацией до 1,4 г/л либо раствор соды концентрацией 5–8%. Технологическая схема известкования воды выбирается с учетом вида и качества исходного продукта, потребности в извести, места ее ввода и т.д. При суточном потреблении извести до 50 кг по оксиду кальция можно применять известковый раствор, приготавливаемый в сатураторах двойного насыщения. При большом суточном потреблении извести известковый раствор или молоко приготавливают в баках (принимают не менее двух баков). Баки должны иметь конические днища с углом  $45^\circ$  и сбросные трубопроводы диаметром не менее 100 мм (рис. 3.6). Непрерывное перемешивание известкового молока в баках осуществляют гидравлическим способом с помощью циркуляционного насоса при восходящей скорости потока не менее 5 мм/с с механическими мешалками или барботированием воздухом с интенсивностью 8–10 л/(с·м<sup>2</sup>). Известковое молоко очищают от нерастворимых примесей в вертикальных отстойниках с восходящей скоростью 2 мм/с или в гидроциклонах с двукратным пропуском его через аппарат.

При больших расходах извести гашение ее происходит с помощью гасильного аппарата перед употреблением. Гашеная известь из гасильного аппарата в виде известкового молока сливается в прием-

ную яму, из которой перекачивается насосом в рабочие баки. Последние должны быть снабжены мешалками (см. рис. 3.6), чтобы поддерживать частицы извести во взвешенном состоянии. Иногда известковое молоко перемешивается с помощью насоса, непрерывно перекачивающего его в низ конического бака. Поднимаясь вверх и взмучиваясь, оно поступает с поверхности бака снова к насосу.

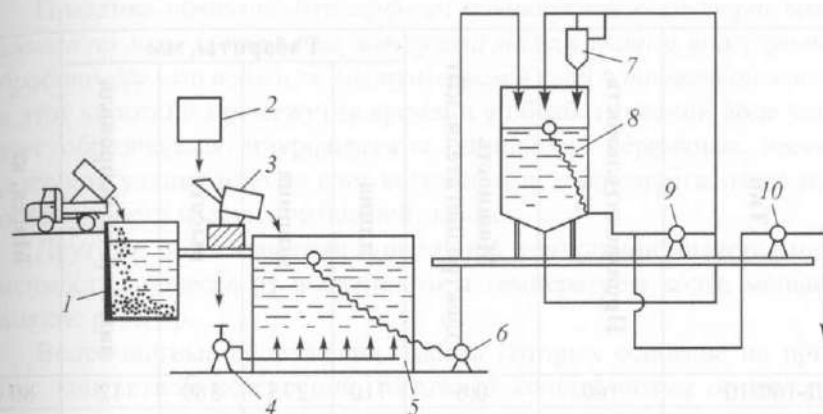


Рис. 3.6. Установка известкования воды:

1 и 2 – бак и бункер известкового теста; 3 – известгасилка; 4 – воздуходувка; 5 – бак крепкого известкового раствора; 9 – насос циркуляционный; 7 – гидроциклон; 8 – гидромешалка; 6 и 10 – насос

В последние годы в отечественной и зарубежной практике для дозирования реагентов все более широко используют плунжерные и винтовые насосы-дозаторы. К первым относятся насосы типа НД с подачей 0,16...2,5  $m^3/ч$  и давлением 981 кПа, а ко вторым – марки 1В6/10Х с подачей 0,5...6  $m^3/ч$  и давлением 392 Па (табл. 3.2).

### 3.4. Контактная коагуляция

Контактная коагуляция – технологический процесс осветления и обесцвечивания воды, заключающийся в адсорбции ее примесей с нарушенной агрегативной устойчивостью на поверхности частиц контактной массы. В основе процесса лежат вандерваальсовы силы межмолекулярного притяжения. Однако они определяются только

при условии движения жидкости, когда мелкие частицы примесей воды сближаются с зернами фильтрующей загрузки, преодолев при этом электростатические силы отталкивания.

Таблица 3.2

Техническая характеристика насосов-дозаторов типа НД на 1 МПа

Тип	Производительность, л/ч	Мощность электродвигателя, кВт	Габариты, мм				Масса, кг
			длина	ширина	высота	диаметр трубопровода	
НД-160/10	160	0,6	710	275	580	12	80
НД-400/10	400	1,0	840	342	634	15	108
НД-630/10	630	1,1	875	342	653	15	115
НД-1000/10	1000	2,8	906	342	687	20	134
НД-1600/10	1600	3,0	965	350	840	32	—
НД-2500/10	2500	3,0	975	350	840	40	—

В процессе контактной коагуляции взаимодействуют частицы, значительно различающиеся своими размерами. Частицы примесей воды имеют микро- и ультрамикроскопические размеры, а частицы контактной среды — макроскопические. Прилипание агрегативно неустойчивых примесей воды к поверхности частиц контактной массы является частным случаем коагуляции, носящим название адагуляции. Характерной особенностью этого процесса является большая скорость в сочетании с высоким эффектом при меньших затратах коагулянта. Интенсивность прилипания мелких примесей к относительно крупным зернам загрузки намного превышает скорость агломерации между собой отдельных мелких частиц в свободном объеме жидкости.

При фильтровании воды, обработанной коагулянтом, через песок с размером зерен 0,5 мм ее осветление происходит за 5–10 с. Подобная глубина осветления воды при конвективной коагуляции

частиц с образованием хлопьев достигается за 20–40 мин. Контактная коагуляция отличается не только высокой скоростью процесса, но и большой полнотой извлечения из воды ее примесей, что позволяет при обработке маломутных цветных вод ограничиваться только одним методом ее кондиционирования. При коагулировании примесей воды в объеме образующиеся хлопья требуют последующего их выделения тем или иным методом.

Практика показала, что эффект контактной коагуляции повышается по мере сокращения интервала между вводом коагулянта в обрабатываемую воду и ее поступлением в слой контактной массы. За этот короткий промежуток времени в обрабатываемой воде успевают образоваться микроагрегаты слипшихся первичных частиц. Далее коагуляция идет за счет когезии этих микроагрегатов на макроповерхности частиц контактной массы.

Другими особенностями контактной коагуляции является независимость процесса от щелочности и температуры воды, меньшее влияние рН и др.

Водоочистные сооружения, работа которых основана на принципе контактной коагуляции, называют контактными осветлителями, контактными фильтрами, осветлителями со слоем взвешенного осадка.



## Глава 4. Смешение реагентов с водой. Смесители

При коагулировании примесей воды необходимо быстрое и равномерное распределение реагентов в ее объеме для обеспечения максимального контакта частиц примесей с промежуточными продуктами гидролиза коагулянта (которые существуют в течение короткого промежутка времени), так как процессы гидролиза, полимеризации и адсорбции протекают в течение 1 с. Как указывалось выше, перекинетическая (молекулярно-кинетическая) коагуляция заканчивается, когда частицы достигают размера 1...10 мкм, что практически совпадает с периодом быстрого распределения коагулянта в обрабатываемой воде в смесителях. Неэффективное смешение приводит к перерасходу коагулянта и малой скорости агломерации примесей воды при данной дозе реагента. Следовательно, необходимо создать оптимальный режим работы смесителей, при котором коагулянт вступил бы в соприкосновение с максимальным числом частиц примесей воды до того, как закончатся реакции гидролиза и полимеризации.

Для характеристики интенсивности смешения реагентов с водой Кэмпом были предложены величина  $GT$  (критерий Кэмп) и понятие градиента скорости  $G$ , определяемого по формуле

$$G = [E/(TV\eta)]^{0,5}, \quad (4.1)$$

где  $E$  – энергия, затрачиваемая на смешение, Дж;  $T$  – продолжительность смешения, с;  $V$  – объем воды в смесителе, м<sup>3</sup>;  $\eta$  – динамическая вязкость воды, Па·с.

В современной технологии водоподготовки наметилась тенденция к применению смесителей, обеспечивающих чрезвычайно быстрое распределение коагулянта в обрабатываемой воде, что соответствует сформулированному выше тезису об использовании для дестабилизации примесей воды промежуточных продуктов гидролиза коагулянта. В основном это механические и трубчатые смесители.

Для равномерного и быстрого смешения реагентов с водой их следует вводить в зонах наибольшей турбулентности потока в нескольких точках его сечения. Как доказали результаты исследований в НИИ КВОВ АКХ, для смешения реагентов с водой необходимо предусматривать реагентораспределители (устройства ввода реагентов (рис. 4.1), обеспечивающие их быстрое равномерное распределение в подающем канале или трубопроводе, и смесители, где происходит последующее интенсивное смешение введенных реагентов с обрабатываемой водой. Реагентораспределители рекомендуется

выполнять в виде перфорированных трубчатых систем или вставок в трубопровод, представляющих собой местные сопротивления. Потерю напора в трубопроводе при установке указанных устройств соответственно принимают 0,1...0,2 и 0,2...0,3 м.

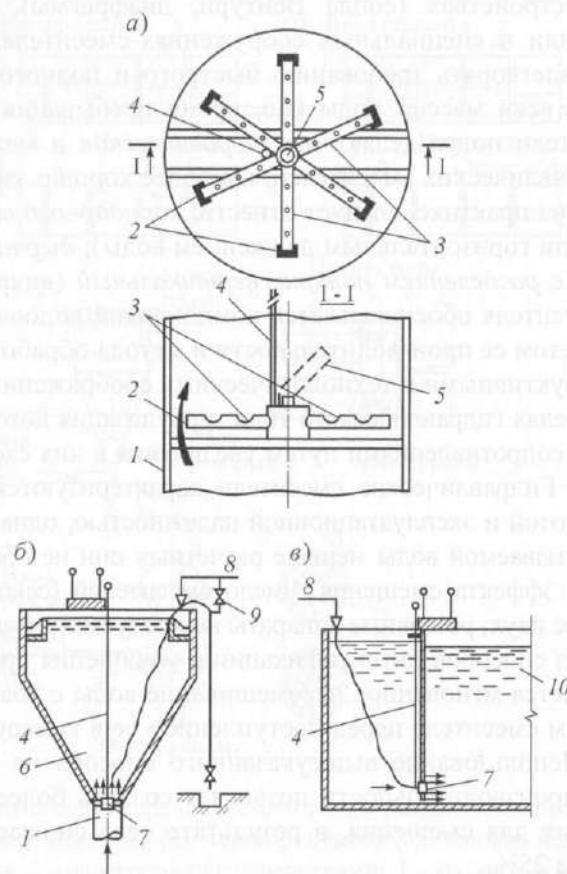


Рис. 4.1. Перфорированный распределитель коагулянта (а) и его размещение в вихревом смесителе (б) и перегородчатом (в):

- 1 – трубопровод обрабатываемой воды; 2 – заглушка; 3 – перфорированная трубка-луч; 4 – разъемная штанга; 5 – штуцер для присоединения шланга подачи коагулянта; 6 – вихревой смеситель; 7 – реагентораспределитель; 8 – подача коагулянта через приемную воронку; 9 – зарядка сифона; 10 – перегородчатый смеситель

Исследования последних лет показали, что задача быстрого смешения неразрывно связана с концентрацией раствора коагулянта. Целесообразно введение коагулянта в обрабатываемую воду в виде

раствора низкой концентрации (до 1%). Вместе с тем при применении высокоэффективных смесителей влияние концентрации коагулянта проявляется не столь ощутимо.

Смешение реагентов с обрабатываемой водой производят в смесительных устройствах (сопла Вентури, диафрагмы), трубчатых смесителях или в специальных сооружениях-смесителях, которые должны удовлетворять требованию быстрого и полного смешения реагентов со всей массой воды (т.е. время пребывания воды 1...3 мин). Смесители подразделяют на *гидравлические* и *механические*. К числу гидравлических смесителей, наиболее хорошо зарекомендовавших себя на практике, следует отнести: *коридорного типа* (с вертикальным или горизонтальным движением воды); *дырчатый*, *перегородчатый с разделением потока*, *вертикальный* (вихревой). Выбор типа смесителя обосновывается компоновкой водоочистой установки с учетом ее производительности и метода обработки воды, а также конструктивными и технологическими соображениями.

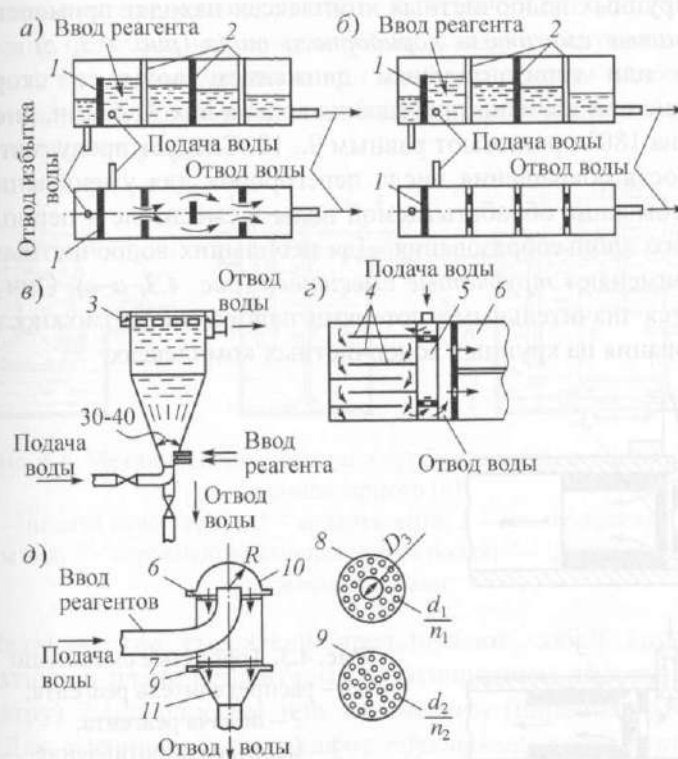
В смесителях гидравлического типа турбулизация потока создается местными сопротивлениями путем увеличения в них скорости движения воды. Гидравлические смесители характеризуются конструктивной простотой и эксплуатационной надежностью, однако при расходах обрабатываемой воды меньше расчетных они не обеспечивают надлежащего эффекта смешения. Число смесителей (секций) принимают не менее двух, резервные аппараты не предусматриваются.

Одним из способов интенсификации и улучшения процесса коагуляции является мгновенное перемешивание воды с коагулянтом в диафрагмовом смесителе перед поступлением ее в камеру хлопьеобразования. Использование вышеуказанного способа на установках небольшой производительности позволяет создать более благоприятные условия для смешения, в результате чего снижается расход коагулянта на 25%.

На практике широко распространены *перегородчатые смесители с разделением потока*. Такой смеситель представляет собой железобетонный лоток с тремя щелевыми перегородками (рис. 4.2, *г*), установленными перпендикулярно оси сооружения. При движении в щелях со скоростью 1 м/с за ними образуются вихревые течения, что способствует быстрому и полному смешению реагента с водой. Расстояние между перегородками должно равняться двойной ширине лотка.

*Дырчатый смеситель* (рис. 4.2, *б*) представляет собой лоток с дырчатыми перегородками, размещенными перпендикулярно направлению движения воды. Вода, проходя через отверстия со скоро-

стью около 1 м/с, испытывает завихрения, что способствует хорошему смешиванию воды с реагентами. Диаметр отверстий принимают 20...100 мм. Верхний ряд отверстий должен быть затоплен под уровень воды на 0,1...0,15 м во избежание подсоса воздуха.



**Рис. 4.2.** Смесители гидравлического типа с разделением потока (*а*), дырчатый (*б*), вертикальный (*в*), перегородчатый (*г*), напорный дырчатый (*д*): 1 - перелив; 2 - перегородки с отверстиями; 3 - кольцевой водосборный лоток; 4 - перегородки; 5 - обводной канал; 6 - камера хлопьеобразования; 7 - цилиндрический корпус; 8 и 9 - верхняя и нижняя дырчатые перегородки; 10 - сферический отражатель; 11 - конус

На водоочистных комплексах с осветлителями применяют *вертикальные* (вихревые) смесители в виде цилиндрического (или квадратного в плане) резервуара с конической (или пирамидальной) нижней частью при угле наклона 30...45° (рис. 4.3, *в*). В низ конуса (или пирамиды) подводят обрабатываемую воду со скоростью 1,2...1,5 м/с и туда же, только с противоположной стороны, через специальные патрубки вводят растворы реагентов. Восходящая ско-

рость движения воды в цилиндрической части смесителя высотой 1,0...1,5 м должна быть 30...40 мм/с, благодаря чему частицы реагента находятся во взвешенном состоянии. Отвод воды из смесителя осуществляется периферийным.

На крупных водоочистных комплексах находят применение *перегородчатые смесители коридорного типа* (рис. 4.3, *г*) с вертикальным или горизонтальным движением воды со скоростью 0,6...0,9 м/с при времени пребывания воды в них 3...5 мин, число поворотов на 180° принимают равным 9...10. Следует предусматривать возможность сокращения числа перегородок для уменьшения времени пребывания обрабатываемой воды в смесителе в периоды интенсивного хлопьеобразования. Для небольших водоочистных установок применяют *трубчатые смесители* (рис. 4.3, *а-в*). Они характеризуются значительными потерями напора и невозможностью их использования на крупных водоочистных комплексах.

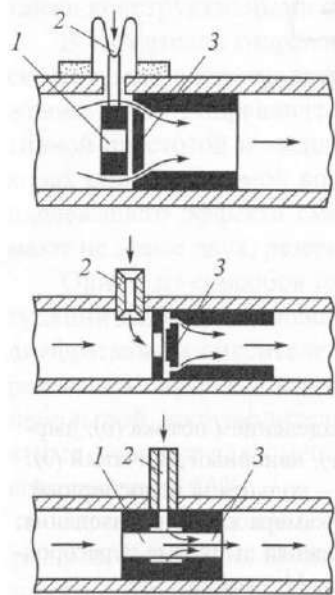


Рис. 4.3. Трубчатые смесители:

- 1 – распределитель реагента;
- 2 – подача реагента;
- 3 – местное сопротивление

ции после первичного контакта – с другой. Оптимальный эффект коагуляции получают при очень быстром переносе частиц, который возможен только в высокоскоростных механических *смесителях турбинного или пропеллерного типа*, где происходит практически мгновенное распределение реагента во всем объеме воды и быстрое получение оптимальной концентрации. Такие смесители позволяют сократить время коагуляции и при наиболее полном использовании реагентов увеличить плотность образующихся хлопьев, уменьшить дозу коагулянта (рис. 4.4).

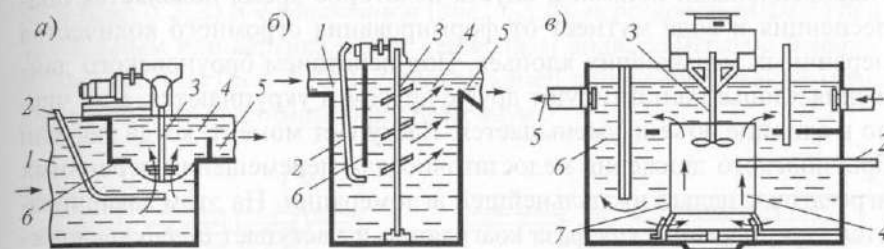


Рис. 4.4. Механические смесители турбинного (*а*), лопастного (*б*), пропеллерного (*в*):

- 1 и 5 – подача отвод воды; 2 – вводреагента; 3 – ось мешалки; 4 – камера смешения; 6 – струенаправляющая перегородка; 7 – центральнорасположенный стакан

К числу недостатков перечисленных выше способов смешивания следует отнести невозможность регулирования степени турбулентности и времени пребывания воды в смесителе в зависимости от ее расхода и качества.

Современная теория рассматривает коагуляцию как процесс двухстадийного переноса частиц: для обеспечения контакта и дестабилизации частиц, с одной стороны, и для обеспечения их агломера-

Механические смесители представляют собой круглые или квадратные в плане резервуары с соотношением высоты к ширине (диаметру) 2:1 с плоским или коническим (пирамидальным) дном. Для смешивания применяют *турбинные, пропеллерные лопастные мешалки* на вертикальной оси. Количество мешалок на валу зависит от глубины камеры. Скорость вращения мешалок варьируется и обычно не превышает 80 мин<sup>-1</sup> для турбинных мешалок с максимальной линейной скоростью на конце лопасти до 5 м/с и до 1750 мин<sup>-1</sup> для пропеллерных. Время пребывания воды составляет от 30 с до 3 мин. Привод смесителя размещают на площадке на высоте около 1 м выше верха камеры. Стационарный подшипник устанавливают в опорной плите сверху резервуара.

Исследования механических смесителей, выполненные в МГСУ, показывают, что их применение позволяет: снизить удельные капитальные затраты; снизить расход коагулянта до 25%; уменьшить время пребывания воды в отстойниках и осветлителях со слоем взвешенного осадка; регулировать параметры смешивания адекватно количеству и качеству обрабатываемой воды.



## Глава 5. Хлопьеобразование.

### Камеры хлопьеобразования

Как было описано в гл. 3.1, процесс конвективной коагуляции во времени состоит из двух этапов. Ход процесса перекинетической коагуляции определяется интенсивностью теплового броуновского движения. В момент ввода и распределения раствора коагулянта в воде ионы алюминия или железа начинают взаимодействовать с гидроксильными ионами и спустя некоторое время появляется опалесценция и вода мутнеет от формирования огромного количества первичных мельчайших хлопьев. Под действием броуновского движения хлопья контактируют друг с другом и укрупняются, а их число в единице объема уменьшается. Наступает момент, когда энергии броуновского движения недостаточно для перемещения первичных агрегатов с целью их дальнейшей агломерации. На этом заканчивается *перекинетическая* фаза коагуляции и наступает *ортокинетическая*, для успешного протекания которой необходимо обеспечить дальнейшее контактирование уже сформировавшихся агрегатов.

Камеры хлопьеобразования предназначены для создания благоприятных условий на завершающей второй стадии процесса коагуляции – хлопьеобразования, чему способствует плавное перемешивание потока. На размеры образующихся хлопьев в процессе медленного перемешивания обрабатываемой воды влияют его интенсивность и продолжительность, солевой состав воды, природа примесей (коллоидные или диспергированные), а также силы адгезии, удерживающие частицы примесей связанными между собой. Укрупнение образующихся в процессе гидролиза коагулянта хлопьев происходит постепенно в течение некоторого времени, варьируемого согласно СНиПу в пределах 6...30 мин и более. При этом структура образующихся хлопьев гидроксида железа значительно прочнее и они имеют большую плотность, чем гидроксид алюминия. На структурообразование хлопьев оказывает влияние солевой состав воды. Так, возрастание концентрации гидрокарбонатов и хлоридов повышает прочность формирующихся хлопьев и, наоборот, увеличение содержания сульфатов понижает ее.

Интенсивность перемешивания воды в камерах хлопьеобразования не должна быть слишком большой, чтобы не разрушить сформировавшиеся хлопья. Необходимая интенсивность перемешивания воды достигается путем изменения скорости ее движения или частоты вращения мешалки во флокуляторах, а оптимальная продолжительность процесса обеспечивается надлежащим объемом сооружения.

В современной практике камеры хлопьеобразования встраивают в отстойники или располагают вплотную к ним, с тем чтобы избежать разрушения хлопьев при передаче воды из камеры в отстойник. Согласно СНиПу скорость движения воды из камеры в отстойник не должна превышать 0,1 м/с для мутных вод и 0,05 м/с для цветных.

По принципу действия камеры хлопьеобразования подразделяют на *гидравлические*, *механические* (флокуляторы) и *аэрофлокуляторы*. Из камер гидравлического типа на практике отдают предпочтение *вихревым* (рис. 5.1, а) и *зашламленного типа* (рис. 5.1, б), *водоворотным* (рис. 5.2, а) и *контактным* (рис. 5.2, б), *перегородчатым* с горизонтальным или вертикальным движением воды, камерам с *рециркуляцией осадков* (рис. 5.3). При числе камер хлопьеобразования менее шести следует принимать одну резервную.

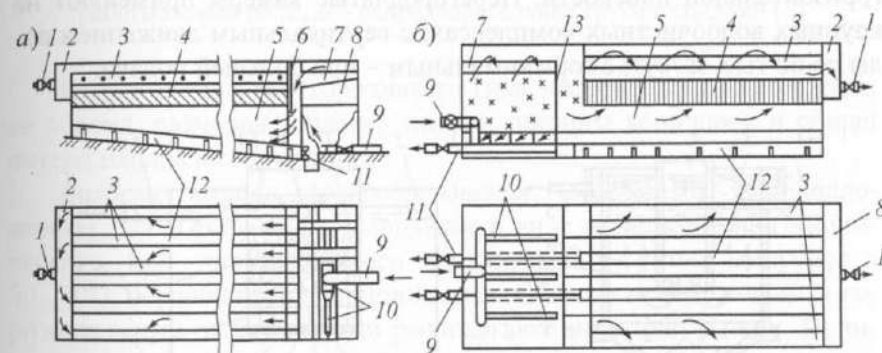
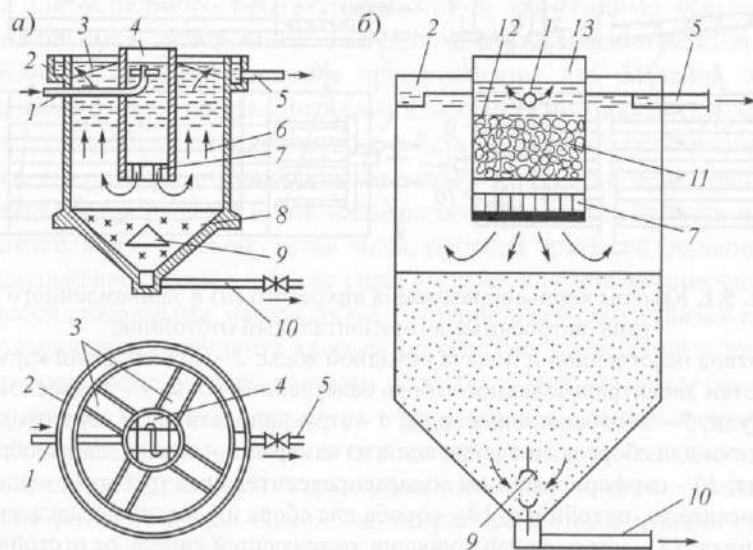


Рис. 5.1. Камеры хлопьеобразования вихревого (а) и зашламленного (б) типа, встроенные в горизонтальный отстойник:

1 – отвод осветленной и подача исходной воды; 2 – водосборный карман; 3 – лотки децентрализованного сбора осветленной воды; 4 – тонкослойные модули; 5 – зона осветления воды; 6 – струенаправляющая перегородка; 7 – лотки для сбора и отведения воды из камеры; 8 – камера хлопьеобразования; 10 – перфорированные водораспределительные трубы; 11 – удаление осадка из отстойника; 12 – корба для сбора и удаления осадка из отстойника; 13 – затопленный водослив, отделяющий камеру от отстойника

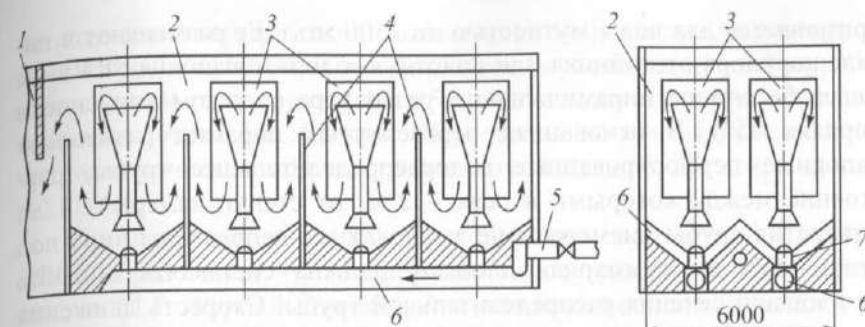
При выборе типа камеры хлопьеобразования следует руководствоваться производительностью водоочистного комплекса, качеством исходной воды и конструкцией отстойника. *Перегородчатая камера хлопьеобразования* (применяют с горизонтальными отстойниками) представляет собой прямоугольный железобетонный резервуар с перегородками, образующими 9...11 коридоров шириной не

менее 0,7 м, через которые последовательно проходит вода со скоростью 0,2...0,3 м/с в начале камеры и 0,05...0,1 м/с в конце за счет увеличения ширины коридоров. Подключая к работе то или иное число коридоров, можно регулировать продолжительность пребывания обрабатываемой воды в камере в зависимости от ее качества. Дно коридоров камеры выполняют с продольным уклоном 0,02...0,03 для удаления осадка при чистке. Среднюю глубину камеры принимают 2...2,5 м, продолжительность пребывания воды в камере 20...40 мин (минимальное время — для мутных вод, максимальное — для цветных с пониженной температурой). В перегородчатых (одно- или двухэтажных) камерах, вплотную примыкающих к горизонтальным отстойникам, перемешивание воды достигается многократным изменением направления ее движения в вертикальной или горизонтальной плоскости. Перегородчатые камеры применяют на крупных водоочистных комплексах: с вертикальным движением воды до 60 тыс. м<sup>3</sup>/сут; с горизонтальным — при большей подаче.



**Рис. 5.2.** Водоворотная (а) и контактная (б) камеры хлопьеобразования, встроенные в вертикальный отстойник:

1 и 5 — подача исходной и отвод осветленной воды; 2 и 3 — кольцевой и радиальные водосборные лотки; 4 — водоворотная камера; 6 — зона осветления воды; 7 — гаситель; 8 — зона накопления и уплотнения осадка; 9 — конусный отражатель; 10 — удаление осадка; 11 — контактная загрузка из вспененного полистирола; 12 — сетка; 13 — контактная камера



**Рис. 5.3.** Камера хлопьеобразования с рециркуляцией осадка:

1 и 2 — отстойник и камера; 3 — рециркуляторы; 4 — перегородки, разделяющие объем камеры на последовательно работающие секции; 5 — подача обрабатываемой воды; 6 — распределительная труба с соплами (7)

Расчет камеры перегородчатого типа заключается в нахождении ее объема, размеров в плане, числа и ширины коридоров и общей потери напора в сооружении.

*Вихревая камера хлопьеобразования* (см. рис. 5.1, а), предложенная Е.Н. Тетеркиным, выполнена в виде железобетонного конического или пирамидального резервуара (с углом конусности 50...70°), обращенного вершиной вниз. Обычно ее встраивают в горизонтальный отстойник или располагают вплотную к нему. Принцип работы камеры заключается в том, что перемешивание воды происходит при ее движении снизу вверх вследствие значительного уменьшения скорости движения (от 0,7...1,2 до 0,004...0,005 м/с) в результате резкого увеличения площади поперечного сечения. Время пребывания воды в камере составляет от 6 (для мутных вод) до 12 мин (для цветных вод). Передачу воды из камеры в отстойник следует осуществлять при скорости ее движения в сборных лотках или трубах, а также в отверстиях не более 0,05 м/с для цветных вод и 0,1 м/с — для мутных.

При устройстве желоба необходимо предусматривать треугольные водосливы или затопленные отверстия для равномерного сбора воды. В современных конструкциях вихревых камер хлопьеобразования предусматривают встраивание тонкослойных модулей, что повышает эффект хлопьеобразования и улучшает гидравлические условия их работы.

*Камера хлопьеобразования зашламленного типа* (см. рис. 5.1, б), предложенная И.М. Миркисом, с вертикальными перегородками

применяется для вод с мутностью до 1500 мг/л. Ее размещают в начале коридора отстойника или вплотную с ним и выполняют в виде железобетонного пирамидального резервуара (с углом конусности порядка  $45^\circ$ ). В основаниях перевернутых пирамид размещают напорные перфорированные водораспределительные трубы, расстояние между которыми в осях – 2 м, от стенки камеры – 1 м. Отверстия трубы диаметром не менее 25 мм направлены вниз под углом  $45^\circ$ , их суммарная площадь должна составлять 30...40% от площади сечения распределительной трубы. Скорость движения воды в распределительных трубах принимают 0,5...0,6 м/с. Для соблюдения постоянства скорости движения воды распределительные трубы рекомендуется выполнять телескопическими с косыми переходами.

*Водоворотная камера хлопьеобразования* (см. рис. 5.2, а) совмещается с вертикальным отстойником и располагается в центральном стакане. Вода подается в верхнюю часть камеры соплом, расположенным на расстоянии 0,2 диаметра камеры от стенки на глубине 0,5 м от поверхности воды, или соплами, закрепленными в ее центре в виде неподвижного сегнерова колеса. Выходя из сопел со скоростью 2...3 м/с, вода приобретает вращательное движение вдоль ее стенок и движется сверху вниз. Для гашения вращательного движения воды при ее переходе в отстойник, которое могло бы ухудшить его работу, внизу камеры устанавливают гаситель в виде крестообразной перегородки высотой 0,8 м с ячейками  $0,5 \times 0,5$  м. Время пребывания воды в камере принимают 15...20 мин, а ее высоту 3,5...4 м.

Область применения водоворотных камер определяется применимостью вертикальных отстойников, т.е. качество обрабатываемой воды практически любое при суточной подаче до 5...8 тыс. м<sup>3</sup>.

При расчете водоворотных камер первоначально находят ее площадь по времени пребывания воды, а затем, зная ее высоту, определяют диаметр.

Для интенсификации процесса хлопьеобразования при коагулировании примесей маломутных и цветных вод в свободном объеме А.Б. Гальберштадтом предложена *гравийная камера с псевдооживленной зернистой загрузкой*, позволяющей в результате оптимизации параметров турбулентности потока увеличить число взаимных контактов первичных агрегатов и снизить кинетическую энергию их взаимодействия. Оптимальные условия протекания процесса хлопьеобразования создаются при использовании зернистой загруз-

ки из антрацита (керамзита, песка и др.) с эквивалентным диаметром 0,6...0,9 мм и высотой слоя в статических условиях 0,3...0,5 м, работающей при расширении 10...15%, что соответствует восходящей скорости потока 2,6...4,0 мм/с. Первоначально контактный слой антрацита покоится на слое гравия крупностью 5...20 мм, высотой 0,3...0,4 м.

Примерно аналогичная конструкция контактной камеры хлопьеобразования (без поддерживающего гравийного слоя) предложена М.Г. Журбой. Для создания псевдооживленного слоя использованы вспененные гранулы полистирола марки ПСВ (ОСТ 6-05-202-83) крупностью 0,5...4,5 мм, удерживаемые в верхней части камеры дренажной сеткой. Первоначальная высота слоя гранул около 1 м. Восходящая скорость движения воды в камере 5...6 мм/с.

Применение на практике вышеописанных контактных камер хлопьеобразования позволяет увеличить в 3...4 раза нагрузку на единицу объема камеры, снизить на 20...25% расход коагулянта, уменьшить примерно в 1,5 раза продолжительность осветления воды в отстойниках.

Хорошо себя зарекомендовала на практике при обработке маломутных цветных вод *камера хлопьеобразования зашламленного типа с рециркуляцией шлама*, предложенная ЛНИИ АКХ им. К.Д. Памфилова (см. рис. 5.3). Обрабатываемая вода вводится в нижние части секций камеры со скоростью 1 м/с и поступает в центрально расположенные эжектируемые вставки, засасывая воду с осадком из объема секций. Таким образом, в каждой секции происходит непрерывное движение взвешенного осадка, обеспечивающее контактирование агрегативно неустойчивых примесей и их агрегацию. Постепенно обрабатываемая вода переходит из камеры в камеру и далее в отстойник. Время пребывания воды в камере 20...30 мин.

В *механических камерах хлопьеобразования (флокуляторах)*, рекомендуемых СНиПом при обработке мутных вод и применяемых на крупных водоочистных комплексах (рис. 5.4), плавное перемешивание воды для завершения процесса коагулирования ее примесей осуществляется механическими пропеллерными или лопастными мешалками. Мешалка может иметь одну или несколько лопастей. Флокуляторы обычно встраивают в горизонтальные отстойники и рассчитывают на время пребывания воды в них 30...40 и до 60 мин при реагентом умягчении. Число мешалок принимают 3...5. Скорость движения воды во флокуляторе уменьшается по ходу потока



от 0,5 до 0,1 м/с за счет сокращения числа оборотов мешалок или уменьшающейся по ходу воды площади их лопастей. Скорость вращения мешалок принимают 0,3...0,55 м/с в зависимости от качества исходной воды.

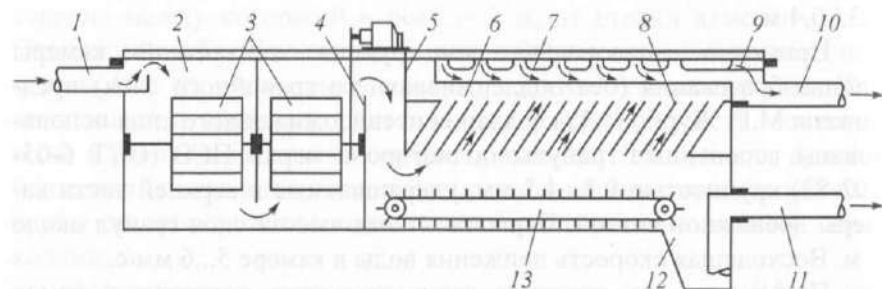


Рис. 5.4. Схема флокулятора:

1 и 10 – подача и отвод воды; 2 – камера флокулятора; 3 – мешалки на горизонтальной оси; 4 – затопленный водослив; 5 – струенаправляющая перегородка; 6 – горизонтальный отстойник; 7 – водосборные лотки; 8 – тонкослойные модули; 9 – боковой сборный канал; 11 – гидравлическая система удаления осадка; 12 – грязевой приямок; 13 – скребковое устройство для сдвига осадка

Флокуляторы устраивают с мешалками на вертикальной или горизонтальной оси. В первом случае их обычно оборудуют моторами с переменной скоростью вращения, во втором – один двигатель обслуживает несколько мешалок. Мешалки располагают в начале коридора отстойника в два ряда и более и разделяют перегородками для циркуляции воды. Флокуляторы выполняют различной формы в плане: квадратными, круглыми и прямоугольными. Оптимально применение пропеллерных мешалок, создающих аксиальные потоки, что ослабляет процесс разрушения образовавшихся хлопьев.

Исследования флокуляторов, выполненные в МГСУ (Г.И. Николадзе, Ч.С. Лай), показали, что число цилиндрических секций камеры следует принимать не менее трех с зигзагообразной траекторией движения воды, структура градиента скорости должна быть убывающей по ходу воды от 100 до 25...50 с<sup>-1</sup> в последней секции, мешалки целесообразно размещать на вертикальной оси. Данные табл. 5.1 дают представление о величинах критерия Кэмпбелла при обработке вод разного состава.

Преимуществами флокуляторов по сравнению с камерами гидравлического типа являются небольшие потери напора, конструктивная простота, оптимизация процесса хлопьеобразования адекватно качеству обрабатываемой воды.

Таблица 5.1

Схема очистки воды	Критерий ГТ
Маломутные цветные воды, pH = 5,5...6,5, обрабатываемые сульфатом алюминия	40·10 <sup>3</sup> ...55·10 <sup>3</sup>
То же при pH = 4,5...5,5, обрабатываемые хлорным железом	100·10 <sup>3</sup> ...150·10 <sup>3</sup>
Маломутные цветные воды, pH = 5,5...6,8, обрабатываемые ПАА	200·10 <sup>3</sup> ...300·10 <sup>3</sup>
Воды средней мутности и средней цветности, pH = 6...7, обрабатываемые сульфатом алюминия	25·10 <sup>3</sup> ...36·10 <sup>3</sup>
Воды средней мутности, pH = 6,6...7,2, обрабатываемые хлорным железом	35·10 <sup>3</sup> ...50·10 <sup>3</sup>

К числу недостатков флокуляторов следует отнести дополнительный расход электроэнергии, наличие в воде деталей, к материалам на изготовление которых предъявляются высокие требования, что удорожает сооружение в целом.

Методика расчета флокуляторов аналогична принятой для перегородчатых камер хлопьеобразования.

## Глава 6. Осветление воды осаждением.

### Теоретические основы. Виды отстойников, конструкции и их расчет

Осаждение взвешенных частиц происходит под действием силы тяжести. Современные конструкции отстойников, применяемые для осветления воды, являются проточными, так как осаждение взвеси в них происходит при непрерывном движении воды от входа к выходу. Поэтому скорости движения воды в отстойниках должны быть малы; они измеряются десятками долями мм/с в вертикальных отстойниках и несколькими мм/с – в горизонтальных, тонкослойных и радиальных. При таких малых скоростях поток почти полностью теряет свою так называемую транспортирующую способность, обусловленную интенсивным турбулентным перемешиванием. Осаждение взвеси в потоке, движущемся с весьма малой скоростью, почти полностью лишенном транспортирующей способности, подчиняется, по В.Т. Турчиновичу, с известным приближением законам осаждения в неподвижном объеме жидкости. Эти законы хорошо изучены применительно к явлению осаждения зернистой агрегативно устойчивой взвеси, частицы которой в процессе осаждения не слипаются друг с другом, не изменяют своих форм и размеров. Осаждение неустойчивой взвеси, способной агломерироваться, слипаться в процессе осаждения, изучено в меньшей степени. Оба явления имеют практическое значение для отстойников, применяемых в технологии очистки воды. Первое – для отстойников, используемых при осветлении мутных вод в качестве первой ступени процесса очистки воды, или для грубого осветления воды при водоснабжении промышленных предприятий. Второе – для отстойников, в которых происходит осаждение коагулированной взвеси.

Седиментация зернистой взвеси подчиняется более простым закономерностям, чем неустойчивой взвеси, но эти же закономерности с определенными допущениями применяют для расчета осаждения и неустойчивой взвеси. Поэтому прежде рассмотрим осаждение зернистой взвеси, которое описывается линейным законом Стокса:

$$F_c = 3\pi\eta u d, \quad (6.1)$$

где  $F_c$  – сила сопротивления;  $\eta$  – вязкость жидкости;  $u$  – скорость осаждения частицы;  $d$  – диаметр частицы. Этот закон определяет величину силы сопротивления, которую испытывает частица при

своем падении в жидкости; сила сопротивления изменяется пропорционально скорости, т.е. по линейному закону. Закон Стокса, как показывает опыт, справедлив для частиц очень малого размера, осаждающихся с малой скоростью (ламинарный режим), когда на сопротивление движению оказывают влияние только силы вязкости. С увеличением размера и скорости осаждения частиц линейный закон нарушается. Это вызывается возникновением турбулентности при обтекании движущейся частицы жидкостью, когда помимо вязкости на движение частицы начинают оказывать влияние инерционные силы.

Скорость осаждения при температуре воды 10 °С называют гидравлической крупностью частицы. Этот параметр используют для расчета отстойников, так как в этом случае важно знать скорость осаждения частиц, а не их размеры. Гидравлическую крупность частиц взвеси находят экспериментально, определяя относительное количество взвеси, выпавшей за определенный промежуток времени на дно цилиндра, заполненного испытуемой водой на высоту  $h$ .

Когда взвесь монодисперсна, т.е. состоит из частиц примерно одинаковой гидравлической крупности  $u$ , количество осадка, выпавшего за время  $T$ , составит

$$m = CuAT, \quad (6.2)$$

где  $C$  – концентрация взвеси в исследуемой воде;  $A$  – площадь цилиндра.

Массовое содержание взвеси в исследуемой воде до начала осаждения

$$m_0 = CAh. \quad (6.3)$$

Относительное количество выпавшей взвеси, или эффект осаждения, найдем из выражения

$$\rho = \frac{m}{m_0} = \frac{uT}{h}, \quad (6.4)$$

откуда гидравлическая крупность будет

$$u = \frac{\rho h}{T}. \quad (6.5)$$

Из формулы (6.5) видно, что относительное количество выпавшей взвеси  $p$  возрастает прямо пропорционально продолжительности осаждения (рис. 6.1). Тангенс угла наклона прямой характеризует скорость осаждения; чем круче идет прямая, тем больше гидравлическая крупность частиц взвеси и скорость осаждения. График зависимости  $p = f(T)$  называется кривой выпадения взвеси. В частном случае осаждения монодисперсной взвеси, который рассмотрен на рис. 6.2, а, эта кривая обращается в прямую линию. Природная взвесь водоемов, так же как и скоагулированная взвесь, состоит из частиц различного размера. Их гидравлическая крупность изменяется. Такая взвесь называется полидисперсной. Представление об осаждении полидисперсной взвеси дают кривые выпадения взвеси, приведенные на рис. 6.1, б и 6.2, полученные опытным путем. Экспериментальная кривая выпадения взвеси позволяет найти процентное содержание различных ее фракций, т.е. фракций с различной гидравлической крупностью.

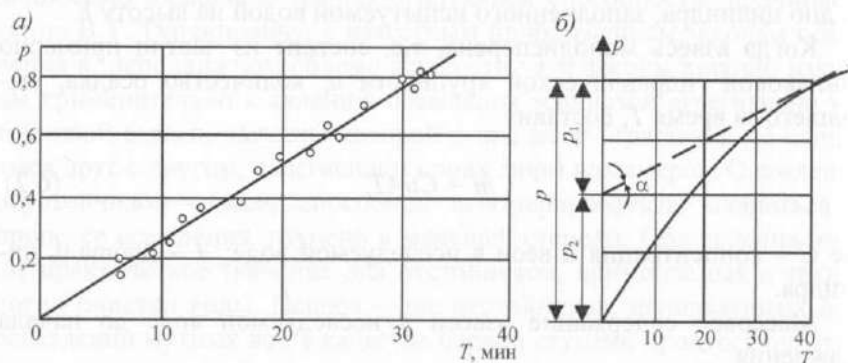


Рис. 6.1. График выпадения моно- (а) и полидисперсной (б) взвеси в широких пределах

Пользуясь кривой выпадения, можно определить также среднюю гидравлическую крупность полидисперсной взвеси или среднюю скорость ее осаждения  $u_{\text{ср}}$  по формуле (6.5), т.е.  $u_{\text{ср}} = ph/T$ . Величина  $u_{\text{ср}}$  может рассматриваться как гидравлическая крупность такой монодисперсной взвеси, для которой при той же высоте столба воды и равной продолжительности отстаивания получены одинаковые значения величины  $p$ . Величина  $u_{\text{ср}}$  связана с величиной  $p$ , и поэтому о ней можно говорить как о скорости осаждения, соответствующей определенному относительному количеству выпавшего осадка. Поэтому на практике определяют не среднюю скорость осаждения полидисперсной взвеси, а некоторую фиктивную скорость

$$u_{\text{ф}} = u_{\text{ср}}/p = h/T, \quad (6.6)$$

обычно называемую процентной скоростью осаждения. Величина  $u$  хотя и имеет размерность скорости, но не является физической скоростью осаждения частиц взвеси. Из изложенного видно, что указанный метод определения гидравлической крупности фракций взвеси и ее средней скорости осаждения можно использовать только для устойчивой зернистой взвеси и нельзя для коагулированной, неустойчивой взвеси, поскольку вследствие коагуляции частиц фракционный состав последней изменяется в процессе седиментации. Тем не менее кривые выпадения взвеси используют для расчета отстаивников, так как они позволяют определить необходимую продолжительность пребывания воды в них по заданному эффекту осаждения или эффекту осветления воды. Это применимо как к осаждению устойчивой взвеси, так и неустойчивой, коагулированной взвеси.

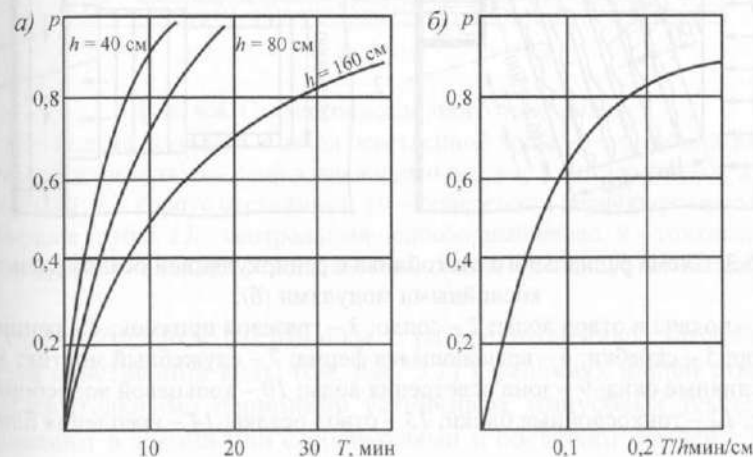


Рис. 6.2. Графики седиментации зернистой полидисперсной взвеси при различной высоте осаждения (а) и совмещенная кривая осаждения (б)

В практике водоподготовки для предварительного осветления воды перед поступлением ее на скорые фильтры применяют горизонтальные (см. рис. 5.1), вертикальные (см. рис. 5.2), радиальные (рис. 6.3) и тонкослойные (рис. 6.4) отстаивники. Название отстаивников дано в соответствии с направлением и характером движения воды в них. По высоте в отстаивниках различают зоны: осажде-



ния, накопления и уплотнения осадка. Содержание взвешенных веществ в осветленной воде после отстойников не должно превышать 8–15 мг/л.

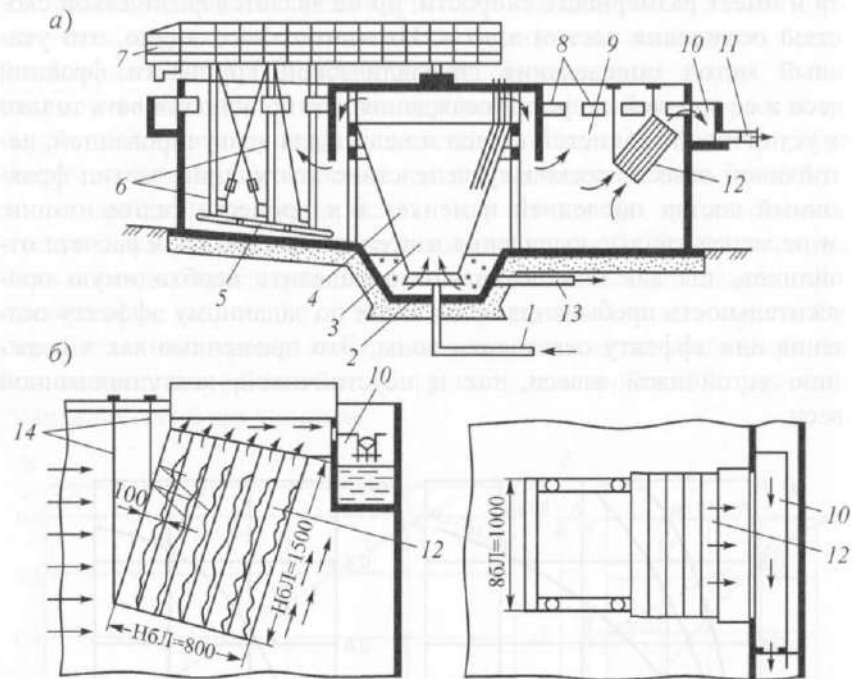


Рис. 6.3. Схема радиального отстойника с рециркуляцией осадка (а) и тонкослойными модулями (б):

1, 11 – подача и отвод воды; 2 – сопло; 3 – грязевой приямок; 4 – рециркулятор; 5 – скребки; 6 – вращающаяся ферма; 7 – служебный мостик; 8 – водосливные окна; 9 – зона осветления воды; 10 – кольцевой водосборный лоток; 12 – тонкослойные блоки; 13 – отвод осадка; 14 – крепления блоков

Горизонтальный отстойник – прямоугольный, вытянутый в направлении движения воды железобетонный резервуар, в котором осветляемая вода движется в направлении, близком к горизонтальному, вдоль отстойника. Различают одно-, двухэтажные и трехэтажные горизонтальные отстойники. Отстойники, используемые для предварительного осветления воды, могут быть устроены в земле креплением или без крепления откосов. Горизонтальные отстойники в отечественной практике рекомендуется применять при мутности до 1500 мг и цветности 120 град обрабатываемой воды и при производительности водоочистного комплекса не менее 30 тыс. м<sup>3</sup>/сут.

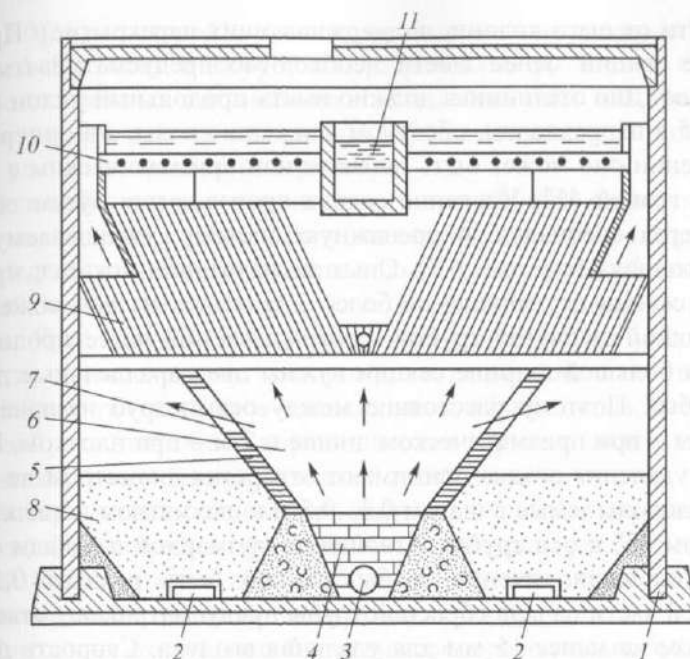


Рис. 6.4. Схема тонкослойного отстойника:

3 и 11 – подача исходной и отвод осветленной воды; 4 – гравийная камера хлопьеобразования; 6 – слой взвешенного осадка; 2 – отвод осадка; 5 – перегородки; 1 – корпус отстойника; 10 – поперечные перфорированные водосборные трубы; 11 – центральный водосборный канал; 9 – тонкослойные модули; 7 – окна для отвода избытка осадка в осадкоуплотнитель 8

Горизонтальные отстойники с рассредоточенным по площади сбором осветленной воды (см. рис. 5.1) в условиях нашей страны с продолжительными периодами устойчивых минусовых температур устраивают в здании или с покрытиями и обсыпая землей с боков и сверху. В перекрытии отстойников предусматривают люки для спуска в сооружение, отверстия для отбора проб, располагаемые на расстоянии до 10 м друг от друга, и вентиляционные трубы. Обычно со стороны входа воды отстойники совмещают с камерами хлопьеобразования зашламленного или вихревого типа (см. рис. 5.1). В южных районах с теплым климатом отстойники устраивают открытыми.

Для равномерности распределения воды в поперечном сечении отстойника его объем делят в продольном направлении перегородками на самостоятельно действующие секции шириной 3...6 м (в за-

висимости от шага колонн, поддерживающих перекрытие). При количестве секций менее шести необходимо предусматривать одну резервную. Дно отстойника должно иметь продольный уклон не менее 0,005 в направлении, обратном движению воды, а в поперечном направлении оно может быть плоским или призматическим с углом наклона граней 45°. Удаление осадка производится путем его выпуска через специальную дренажную систему, укладываемую по дну отстойника (см. рис. 6.1). Опыт эксплуатации показал, что при ширине секции отстойника не более 3 м осадок из нее может удаляться одной дырчатой трубой, прокладываемой по ее продольной оси (при большей ширине секции нужны две параллельные дырчатые трубы). Поэтому расстояние между осями труб назначают не более 3 м – при призматическом днище и 2 м – при плоском. В трубах для удаления осадка принимают отверстия диаметром не менее 25 мм, располагаемые с шагом 0,3...0,5 м в шахматном порядке вниз под углом 45° к оси трубы. Отношение суммарной площади отверстий к площади сечения трубы должно быть равным 0,5...0,7. В верхней части начала сбросной трубы предусматривают отверстие диаметром не менее 15 мм для удаления воздуха. Скорость движения пульпы в конце трубы принимают не менее 1 м/с, а в ее отверстиях – 1,5...2 м/с. Потеря воды с осадком в среднем не превышает 0,8% от производительности отстойника, в то время как при выключениях отстойника из работы на очистку от осадка средняя потеря воды превышает 4%.

*Вертикальный отстойник* – круглый в плане и в очень редких случаях квадратный железобетонный (реже стальной) резервуар значительной глубины, в котором обрабатываемая вода движется вертикально – снизу вверх. В отечественной практике вертикальные отстойники рекомендуются использовать при мутности и цветности обрабатываемой воды до 1500 мг/л и до 120 град и при производительности водоочистного комплекса до 5000 м<sup>3</sup>/сут.

*Радиальный отстойник* (см. рис. 6.3) – круглый в плане железобетонный резервуар, высота которого невелика по сравнению с его диаметром. Вода в отстойнике движется от центра к периферии в радиальном направлении, близком к горизонтальному. СНиП рекомендует использовать радиальные отстойники при обработке высокомутных вод и в системах оборотного водоснабжения.

*Отстойники с малой глубиной осаждения* (см. рис. 6.4). Среди методов интенсификации процесса осаждения примесей воды одним из наиболее перспективных является отстаивание в тонком слое. Сущность его заключается в ламинаризации потока воды ( $Re =$

$= 60...80$ ), при которой исключается влияние взвешивающей составляющей. В России и за рубежом разработаны различные конструкции тонкослойных отстойников с использованием пластмасс, стеклопластиков и других материалов, обеспечивающих легкое сползание и удаление осадка с поверхности.

Основой расчета горизонтальных отстойников является определение такой длины зоны осаждения отстойника, которая при принятой средней скорости движения воды в отстойнике обеспечит требуемый эффект ее осветления, т.е. задержание заданного процента взвеси. При этом, по В.Т. Турчиновичу, исходят из упрощенного представления, согласно которому частицы взвеси в отстойнике осаждаются так же, как в неподвижном объеме воды, с той лишь разницей, что этот объем перемещается в горизонтальном направлении со скоростью движения воды в отстойнике.

Расчет отстойников следует производить на два случая: при минимальной мутности и при минимальном зимнем расходе обрабатываемой воды, а также при наибольшей мутности при наибольшем расходе воды, соответствующем этому периоду.

При длине отстойника  $L$  и скорости горизонтального движения потока в нем  $v$  теоретическая продолжительность пребывания воды в отстойнике будет

$$T_T = L/v. \quad (6.7)$$

Это время, определяемое из соотношения (6.7), должно быть равно продолжительности осаждения, необходимой для получения заданного эффекта осветления воды. Как уже отмечалось выше, при расчете отстойников пользуются обычно фиктивной скоростью осаждения (или так называемой «процентной скоростью осаждения»), которая определяется по формуле  $u_{\phi} = u/p = h_p/T_p$ . Подставляя в эту формулу значения  $T_p$ , получим

$$L = h_p v/u, \quad (6.8)$$

где  $h_p = 3...3,5$  – глубина зоны осаждения отстойника;  $v$  – скорость горизонтального движения воды в начале отстойника, принимаемая равной 6...8; 7...10 и 9...12 мм/с соответственно для вод маломутных, средней мутности и мутных;  $u$  – скорость осаждения взвеси, мм/с, принимаемая по табл. 6.1.

Таблица 6.1

### Определение скорости осаждения взвеси

Мутные воды, не обрабатываемые коагулянтom	0,8...0,15
Мутные воды, обрабатываемые: коагулянтom флокулянтom	0,15...0,6 0,2...0,3
Воды средней мутности, обрабатываемые коагулянтom	0,45...0,5
Маломутные цветные воды, обрабатываемые коагулянтom	0,35...0,45

При коагулировании и применении флокулянтов скорость осаждения взвеси следует увеличить на 15...20%.

После нахождения длины отстойника следует проверить отношение  $L/h_p$ , которое должно быть не менее 10.

Площадь горизонтальных отстойников в плане,  $\text{м}^2$ , находят из выражения

$$A_{r,0} = \frac{\alpha q}{3.6u}, \quad (6.9)$$

где  $\alpha = 1,3$  – коэффициент объемного использования отстойников;  
 $q$  – расчетный расход воды для периодов максимального и минимального суточного водопотребления,  $\text{м}^3/\text{ч}$ .

Применение горизонтальных отстойников со встроенной камерой хлопьеобразования и отбором осветленной воды через *тонкослойные блоки*, размещаемые в зоне осаждения, сулит значительные технологические преимущества. Принципиальное отличие отстойников данной конструкции состоит в том, что осветление воды происходит не в свободном объеме отстойника, а в *тонкослойных элементах (блоках)* с ламинарным движением в них воды. Блоки устанавливают наклонно, что способствует постоянному сползанию осадка и удалению его из осветленной воды. Применение отстойников с тонкослойными блоками вместо обычных отстойников в результате сокращения времени отстаивания воды позволяет значительно увеличить нагрузку (в 2...3 раза) или соответственно снизить объем сооружений.

Объем зоны накопления и уплотнения осадка  $V_{з.н.}$  следует определять для отстойников с механизированным удалением осадка скребковыми механизмами в зависимости от размеров скребков, а при гидравлическом удалении или напорном смыве осадка при продолжительности работы отстойника между чистками не менее 12 ч из выражения

$$V_{\text{3.H.}} = \frac{qT(C_u - M_0)}{\delta N}, \quad (6.10)$$

где  $T$  – период работы отстойника между сбросами осадка, ч;  $M_0 = 8 \dots 15$  – мутность воды, выходящей из отстойника;  $\text{г/м}^3$ ;  $\delta$  – средняя по высоте осадочной части концентрация твердой фазы осадка,  $\text{г/м}^3$ , зависящая от мутности исходной воды и продолжительности периода между сбросами, принимается по СНиПу;  $N$  – количество рабочих отстойников;  $C_u$  – концентрация взвешенных веществ в воде, поступающей в отстойник

$$C_u = M + K_k \cdot D_k + 0,25C + B_u, \quad (6.11)$$

где  $M$  – мутность исходной воды,  $\text{г/м}^3$ ;  $K_K$  – коэффициент, принимаемый для очищенного сульфата алюминия – 0,5, для нефелинового коагулянта – 1,2, для хлорного железа – 0,7;  $D_K$  – доза коагулянта по безводному продукту,  $\text{г/м}^3$ ;  $C$  – цветность исходной воды, град.;  $B_n$  – количество нерастворимых примесей, вводимых с известью,  $\text{г/м}^3$ , определяемое по формуле  $B_n = D_n/K_n - D_n$ , где  $C_n$  – долевое содержание  $\text{CaO}$  в извести;  $D_n$  – доза извести по  $\text{CaO}$ ,  $\text{г/м}^3$ .

Радиальный отстойник – круглый в плане железобетонный резервуар (см. рис. 6.3), в который осветляемая вода подводится снизу в центр и изливается через воронку, обращенную широким концом кверху. Вокруг воронки располагается цилиндр-успокоитель радиусом 1,5...2,5 м/с с глухим дном и с дырчатой стенкой, суммарную площадь отверстий которой находят при скорости движения воды в них 1 м/с, при этом диаметр отверстий принимают 40...50 мм. Наличие такого цилиндра способствует более равномерному распределению воды по рабочей высоте отстойника. Вода медленно движется от центра к периферии и сливается в периферийный желоб с затопленными отверстиями или треугольными водосливами.

Для равномерного отбора осветленной воды по периметру кольцевого периферийного желоба следует в стенках его на глубине 120...150 мм от поверхности воды устраивать отверстия диаметром 25...30 мм или треугольные водосливы высотой 40...60 мм, располагаемые на расстоянии 100...150 мм в осях. Общую площадь отверстий подсчитывают по скорости движения воды в них 0,7 м/с. Скорость движения воды в желобе принимают 0,5...0,6 м/с.

Для удаления осадка служит медленно вращающаяся металлическая ферма с укрепленными на ней скребками, сгребающими осадок к центру отстойника, откуда он непрерывно или периодически



выпускается или откачивается. Одним концом ферма опирается на опору в центре отстойника, а другим – на тележку,двигающуюся по стенке отстойника.

Расчет радиального отстойника производят в следующем порядке. Устанавливают необходимый процент задерживания взвеси отстойником. Затем подсчитывают скорость выпадения взвеси  $u$ , соответствующую задержанию заданного процента ее [по формуле (8.21)], после чего определяют площадь,  $m^2$ , радиального отстойника

$$A_{p.o} = \alpha \left( \frac{q}{u} \right)^{1.07} + A_{в.з},$$

где  $\alpha = 0,2$  – коэффициент;  $q$  – расход воды, поступающей на отстойник,  $m^3/c$ ;  $u = 0,5...0,6$  – скорость выпадения взвеси,  $mm/c$ ;  $A_{в.з}$  – площадь вихревой зоны отстойника, радиус которой принимают на 1 м больше радиуса распределительного цилиндра, где вследствие вихреобразного движения воды осаждение взвеси почти не происходит,  $m^2$ .

По вычислительному значению  $A_{p.o}$  находят радиус отстойника. Глубину отстойника в центре можно определить по формуле

$$H = h + Ri,$$

где  $h = 1,2...1,3$  – глубина отстойника у периферийного желоба, м;  $R$  – радиус отстойника;  $m$ ;  $i = 0,04...0,05$  – уклон дна отстойника.

Обычно глубина отстойника в центре достигает 3–3,5 м.

Отстойники диаметром до 18 м устраивают с центральным приводом, а при больших размерах – с периферическим.

Вертикальный отстойник представляет собой круглый или квадратный в плане резервуар с камерой хлопьеобразования водоворотного типа в центральной трубе и с конусным днищем для накопления и уплотнения осадка (см. рис. 5.2). Угол между наклонными стенками, образующими днище, следует принимать 70...80°.

Сбор осветленной воды предусматривается периферийными и радиальными желобами с затопленными отверстиями или с треугольными водосливами. Сечение водосборных желобов определяют по скорости движения воды в них 0,5...0,6 м/с.

При площади отстойника до 12  $m^2$  предусматривается только периферийный кольцевой желоб, при площади от 12 до 30  $m^2$  добавляются еще четыре радиальных (в круглых отстойниках) или промежуточных (в квадратных отстойниках); при площади свыше 30  $m^2$  предусматривается 6...8 дополнительных желобов.

Расчет вертикальных отстойников производят на те же два случая, что и для горизонтальных отстойников. Площадь зоны осаждения отстойника  $A_{в.о}$ ,  $m^2$ , должна соответствовать наибольшему значению

$$A_{в.о} = \frac{\alpha q}{3,6 v_p}, \quad (6.12)$$

где  $\alpha$  – коэффициент объемного использования, принимаемый 1,3...1,5 (нижний предел – при  $D/H = 1$ , верхний – при  $D/H = 1,5$ ,  $D$  и  $H$  – диаметр и высота вертикальной части отстойника);  $v_p$  – расчетная скорость восходящего потока,  $mm/c$ ; принимается не более указанных выше.

При размещении в зоне осаждения *тонкослойных блоков* площадь зоны осаждения рассчитывается аналогично описанному в гл. 5. При условии более или менее равномерного распределения воды по площади зоны осаждения отстойника реально достижимыми скоростями восходящего потока воды являются скорости не менее 0,4...6  $mm/c$ , которые и следует вводить в расчет. Как показывает опыт эксплуатации вертикальных отстойников, при наличии таких скоростей восходящего потока основное количество коагулированной взвеси осаждается в отстойнике. Это объясняется тем, что в медленно восходящем потоке воды коагулированная взвесь, постепенно агломерируясь, достигает таких размеров, что скорость ее падения становится больше скорости восходящего потока.

В вертикальном отстойнике при наличии конусообразного днища и отражательного щита (см. рис. 5.2) выпуск накопившегося и уплотненного осадка может производиться во время работы отстойника.

При найденном диаметре отстойника и заданном угле конусности днища емкость осадочной части является фиксированной. Поэтому ее лишь проверяют по продолжительности работы отстойника,  $T_p$ , ч, между выпусками осадка, которая должна быть не менее 6 ч. Проверку производят по формуле

$$T_p = \frac{V_{з.д} \delta}{q(C_u - M_0)}. \quad (6.13)$$

При числе рабочих отстойников менее шести необходимо предусматривать один резервный.

Высота зоны осаждения вертикального отстойника, которая практически совпадает с его вертикальной частью, составляет 4–5 м, а отношение диаметра к высоте – 1,0–1,5.

Период работы отстойника между сбросами осадка должен быть не менее 6 ч, а при мутности обрабатываемой воды свыше 1 г/л – не более 24 ч.

В сооружениях тонкослойного осветления осаждение взвеси протекает в малом слое воды, образуемом устройством наклонных элементов, обеспечивающих быстрое выделение взвеси и ее сползание по наклонной поверхности элементов в зону хлопьеобразования и осадкоуплотнения. Уменьшение высоты потока снижает удельную нагрузку на площадь отстаивания, что влечет сокращение количества движения жидкости, переносимой частицами, повышает стабильность его гидродинамической структуры. Стабилизация течения возможна в случае, если энергия движения частиц воды будет преобладать над силой тяжести. При  $Fr = v^2/(gR) \geq 10^{-5}$  всегда обеспечивается стабильность течения. Поскольку турбулентность повышает транспортирующую способность потока, режим течения в отстойнике должен быть ламинарным, т.е. для открытого канала прямоугольной формы число Рейнольдса не должно превышать  $Re = \nu H/\nu < 700$ , а для закрытого  $Re = \nu R/\nu < 500$ .

Тонкослойные элементы или блоки могут выполняться из мягких или полужестких полимерных пленок, соединенных в сотовую конструкцию, или из жестких листовых материалов в виде отдельных полок. Размеры в плане отдельных блоков для удобства их монтажа и эксплуатации следует принимать в пределах  $1 \times 1 \dots 1,5 \times 1,5$  м с учетом фактических размеров сооружения. Высоту поперечного сечения тонкослойного ячеистого элемента рекомендуется принимать в пределах 0,03...0,05 м. Ячейки могут быть приняты любой формы, исключаяющей накопление в них осадка. Угол наклона элементов необходимо принимать в пределах  $50 \dots 60^\circ$  (меньшие значения для более мутных вод, большие – для маломутных цветных). Длину тонкослойных элементов определяют специальным расчетом в пределах 0,6...1,5 м. Установку отдельных блоков следует осуществлять с помощью специальных несущих конструкций, расположенных под или над ними, а также путем их крепления к элементам сборной системы (желобам, лоткам, трубам) и промежуточным стенкам сооружений. При этом могут быть использованы стальные или полимерные трубы, арматурная проволока, профилированные конструкции. При монтаже блоков необходимо обеспечить герметичность мест их примыкания к внутренним стенкам сооружений, например, с помощью резиновых прокладок.

Сбор осветленной воды из тонкослойных сооружений следует осуществлять желобами с затопленными отверстиями или открытыми водосливами, например, треугольного профиля, расположенными на расстоянии не более 2...3 м друг от друга.

Из графиков (рис. 6.5) явствует, что высота тонкослойных элементов ( $h_0$ ) существенно влияет на эффект осветления воды ( $\Xi$ ).

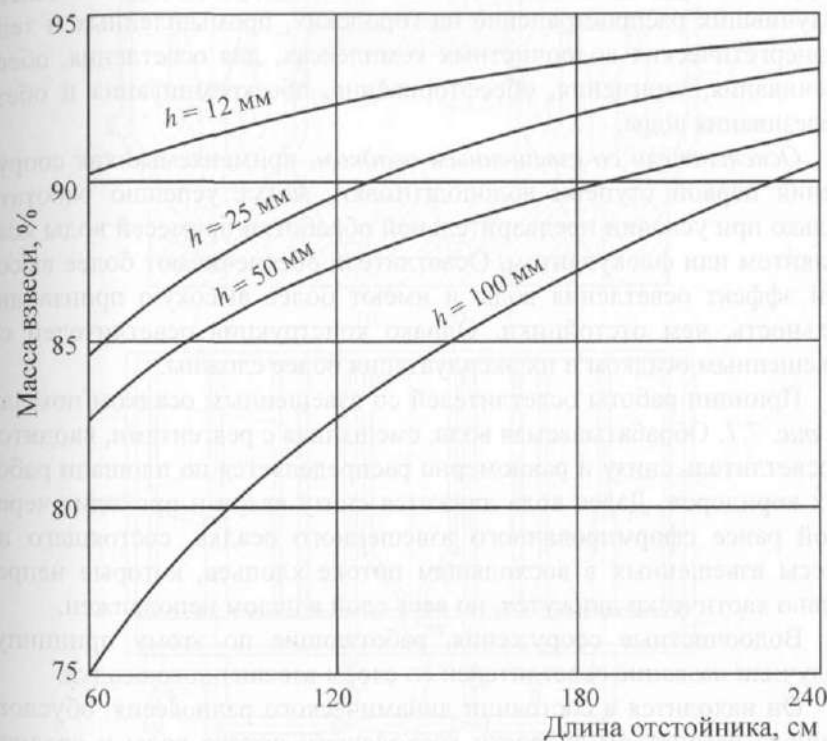


Рис. 6.5. Графики  $\Xi = \Psi(h_0)$

Применение тонкослойных отстойников позволяет интенсифицировать процесс осветления воды осаждением, на 60% уменьшить площадь отстойников и на 25–30% повысить эффект обработки воды по сравнению с горизонтальными отстойниками. Производительность тонкослойных отстойников не лимитирована.

## Глава 7. Осветление в слое взвешенного осадка. Осветлители. Конструкции и расчет

Как было установлено опытным путем, эффект осветления воды редко возрастает при ее прохождении через слой. В нашей стране и за рубежом известно много различных конструкций осветлителей, получивших распространение на городских, промышленных и теплоэнергетических водоочистных комплексах, для осветления, обезцвечивания, умягчения, обесфторивания, обескремнивания и обезжелезивания воды.

Осветлители со взвешенным осадком, применяемые как сооружения первой ступени водоподготовки, могут успешно работать только при условии предварительной обработки примесей воды коагулянтom или флокулянтom. Осветлители обеспечивают более высокий эффект осветления воды и имеют более высокую производительность, чем отстойники. Однако конструкция осветлителей со взвешенным осадком и их эксплуатация более сложны.

Принцип работы осветлителей со взвешенным осадком показан на рис. 7.1. Обрабатываемая вода, смешанная с реагентами, вводится в осветлитель снизу и равномерно распределяется по площади рабочих коридоров. Далее вода движется снизу вверх и проходит через слой ранее сформированного взвешенного осадка, состоящего из массы взвешенных в восходящем потоке хлопьев, которые непрерывно хаотически движутся, но весь слой в целом неподвижен.

Водоочистные сооружения, работающие по этому принципу, получили название осветлителей со слоем взвешенного осадка.

Он находится в состоянии динамического равновесия, обусловленного равенством скорости восходящего потока воды и средней скорости осаждения хлопьев. Следует отметить, что средняя скорость осаждения хлопьев во взвешенном слое отлична от их гидравлической крупности. Это объясняется так называемым *стесненным осаждением* частиц, на котором основана работа осветлителей. Проходя через слой взвешенного осадка, вода осветляется в результате *контактной коагуляции*.

При пропуске воды через взвешенный слой извлекаемые из нее примеси остаются в нем, при этом объем слоя должен непрерывно увеличиваться, но этого не происходит, так как предусматривается непрерывное удаление избыточного осадка из взвешенного слоя в осадкоуплотнитель, где он уплотняется и сбрасывается в водосток.

Осветленная вода, прошедшая через слой взвешенного осадка, собирается с помощью сборных желобов или труб и отводится для дальнейшей обработки на фильтры (рис. 7.1, 7.2).

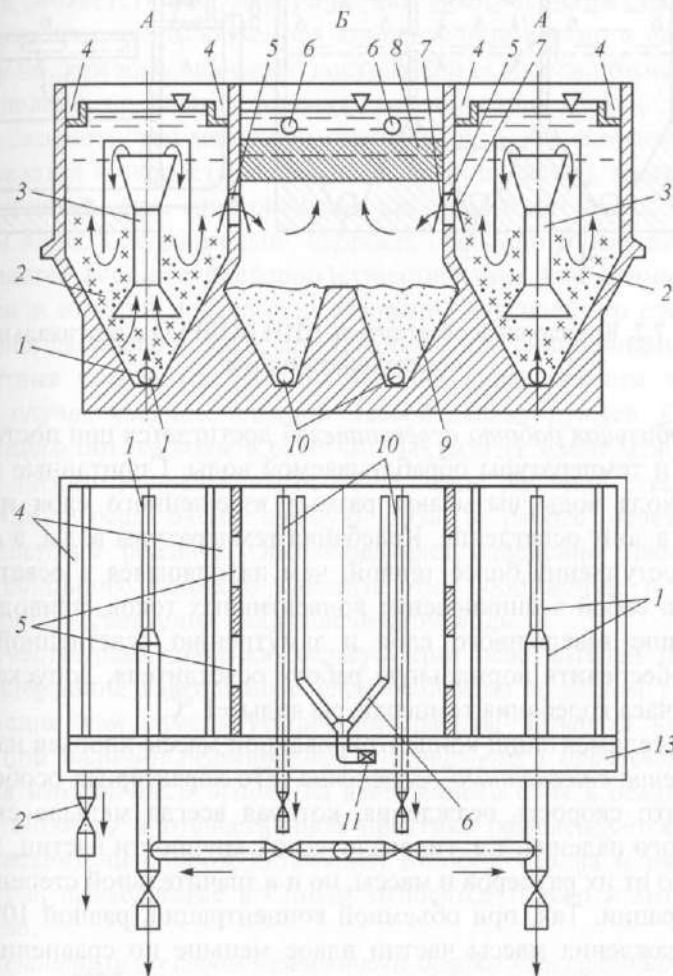


Рис. 7.1. Осветлитель коридорного типа с рециркуляцией осадка (коридор А) и тонкослойными модулями (коридор Б):

А, Б – рабочие коридоры; Б – осадкоуплотнитель; 1 – телескопические перфорированные водораспределительные трубы с соплами; 2 – слой взвешенного осадка; 3 – рециркуляторы; 4 – водосборные желоба; 5 – осадкоотводные окна с козырьками (7); 6 – перфорированные трубы сбора осветленной воды; 8 – тонкослойные модули; 9 – слой уплотненного осадка; 10 – сброс осадка; 11 – задвижка, регулирующая принудительный отсос осадка из рабочих коридоров; 12 – отвод осветленной воды из бокового кармана (13)



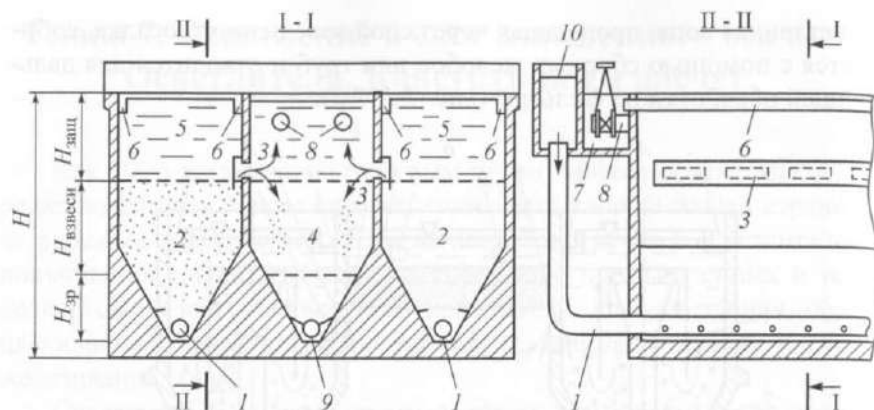


Рис. 7.2. Коридорный осветлитель НИИ ВОДГЕО с вертикальным осадкоуплотнителем

Стабильная работа осветлителей достигается при постоянстве расхода и температуры обрабатываемой воды. Спонтанные колебания расхода воды вызывают размыв взвешенного слоя и вынос хлопьев в зону осветления. Колебания температуры воды, в особенности поступления более теплой, чем находящаяся в осветлителе, влечет за собой возникновение конвективных токов, приводящих к нарушению взвешенного слоя и замутнению осветленной воды. Чтобы обеспечить нормальную работу осветлителя, допускаются в течение часа колебания температуры воды  $\pm 1^\circ\text{C}$ .

При седиментации концентрированной массы хлопьев наблюдается явление *стесненного осаждения*. Его характерная особенность в том, что скорость осаждения, которая всегда меньше скорости свободного падения, т.е. гидравлической крупности частиц, зависит не только от их размеров и массы, но и в значительной степени от их концентрации. Так, при объемной концентрации, равной 10%, скорость осаждения массы частиц вдвое меньше по сравнению с их гидравлической крупностью, при концентрации 25% — в 6 раз. Взвешенный в восходящем потоке слой хлопьев находится в состоянии стесненного осаждения, причем скорость осаждения равна скорости восходящего потока, поэтому частицы не выносятся с потоком в зону осветления и не декантируют.

Е.Ф. Кургаевым показано, что взвешенный слой не мог бы существовать, если бы скорость стесненного осаждения не зависела от его концентрации. Изменение скорости восходящего потока адекватно вызвало бы вынос или выпадение частиц. Однако благодаря

тому, что скорость стесненного осаждения зависит от концентрации взвешенного слоя, он сохраняется в широком диапазоне изменения скоростей восходящего потока. С изменением скорости восходящего потока в соответствии с гидродинамическими законами стесненного осаждения изменяется объемная концентрация частиц в слое. Следовательно, каждому значению восходящей скорости потока отвечает определенная в данных условиях концентрация частиц слоя. Чем больше скорость, тем меньше концентрация. Когда скорость потока приближается к скорости свободного падения частиц, находящихся во взвешенном слое, слой размывается, происходит вынос частиц с потоком воды. Следовательно, скорость свободного осаждения частиц является верхним пределом существования взвешенного слоя. Известен и нижний предел существования взвешенного слоя — минимальная скорость потока, при которой сила гидродинамического воздействия потока на частицы меньше силы тяжести частицы. В этом случае частицы плотной массой декантируются. Скорость восходящего потока воды в осветлителях всегда лежит между верхними и нижними предельными значениями. Явление стесненного осаждения играет очень важную роль в работе осветлителей со взвешенным осадком. Оно определяет поведение взвешенного слоя — основного рабочего элемента этих сооружений, в котором идет процесс осветления и обесцвечивания воды.

Отечественная практика эксплуатации осветлителей показала, что поддержание взвешенного слоя осадка на заданном уровне и обеспечение тем самым устойчивой работы аппарата возможно только при наличии *регулируемого непрерывного принудительного удаления избыточного осадка* из взвешенного слоя в осадкоуплотнитель. Поэтому в отечественной практике рекомендуется применять осветлители с принудительным отсосом осадка и расчетные параметры, приведенные в СнИПе, относятся только к этому типу аппаратов.

Осветлители со слоем взвешенного осадка классифицируют: по способу удаления избытка осадка — с естественным отбором и с принудительным отсосом; по рабочему давлению — на напорные и открытые; по расположению осадкоуплотнителя — с вертикальным, поддонным (рис. 7.3) и выносным.

На рис. 7.4 изображен осветлитель большой производительности ЦНИИ-3 конструкции Е.Ф. Кургаева, предназначенный для осветления мутных вод. В России внедрены такие осветлители производительностью до 9000 м<sup>3</sup>/сут с диаметром в верхней части 11 м и общей высотой около 9 м.

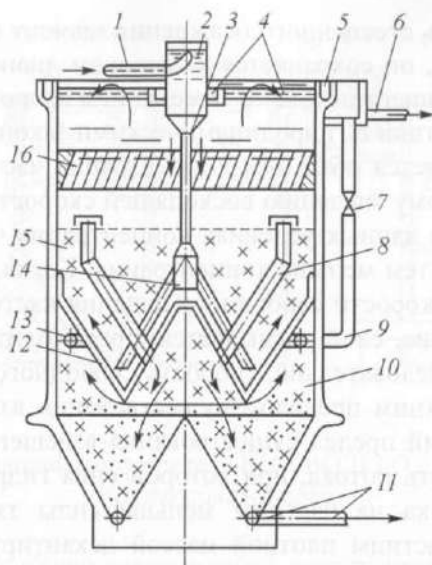


Рис. 7.3. Осветлитель с поддонным осадкоуплотнителем:

1, 6 – соответственно подача и отвод воды; 2 – воздухоотделитель; 3 – подающий стояк; 4 – радиальные желоба; 7 – задвижка, регулирующая отсос осадка; 5 – кольцевой периферийный сборный желоб; 10 – осадкоуплотнитель; 8 – осадкоотводные трубы или короба; 9 – отвод осветленной воды из осадкоуплотнителя; 13 – кольцевой перфорированный сборный трубопровод; 12 – герметичное «ложное дно»; 14 – распределительный цилиндр с перфорированными трубами; 15 – слой взвешенного осадка; 16 – тонкослойные модули; 11 – сброс осадка

За рубежом осветление воды с использованием слоя взвешенного осадка в основном применяют в конструкциях осветлителей двух типов – в *пресипитаторах* и *акселераторах*.

Расчет и проектирование осветлителей производят с учетом годовых колебаний качества обрабатываемой воды, ориентируясь на два характерных периода: минимальной мутности при минимальном зимнем расходе воды и наибольшей мутности при наибольшем, ей соответствующем, летнем расходе воды. Основными расчетными параметрами осветлителей являются скорость восходящего движения воды в зоне осветления  $v$ , определяемая по результатам технологических исследований, и коэффициент распределения воды между зоной осветления и зоной отделения осадка  $k$ . При отсутствии данных эксперимента эти величины определяют по табл. 7.1.

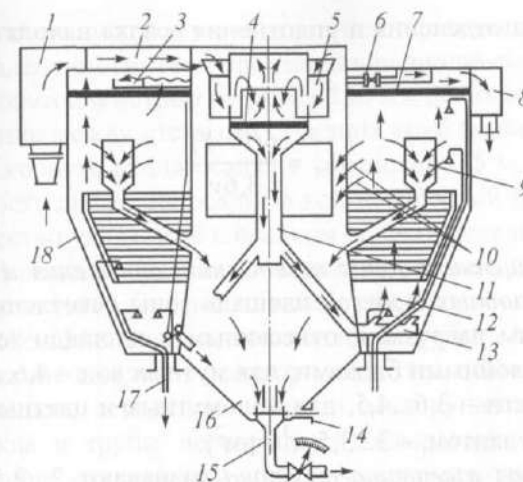


Рис. 7.4. Осветлитель ЦНИИ-3:

1, 2 – соответственно подводящий короб и лоток; 3 – желоб для сбора осветленной воды; 4 – предохранительная решетка; 5 – воздухоотделитель; 6 – отвод осветленной воды из осадкоуплотнителя; 7 – дренажная решетка; 8 – короб для отвода осветленной воды; 9 – осадкоотводящая труба; 10 – осадкоотводные окна; 11 – центральный распределительный стояк; 13 – водораспределительная труба с соплами; 14 – труба периодической продувки; 15 – труба непрерывной продувки; 16 – осадкоуплотнитель; 17 – слив; 12 – входная коническая зона осветления; 18 – выходная цилиндрическая зона

Таблица 7.1

Мутность исходной воды, мг/л	$k$	$v$ , мм/с	
		в зимний период	в летний период
50...100	0,7...0,8	0,5...0,6	0,7...0,8
101...400	0,8...0,7	0,6...0,8	0,8...1,0
401...1000	0,7...0,65	0,8...1,0	1,0...1,1
1001...1500	0,64...0,6	1,0...1,2	1,1...1,2

Примечание. Нижние пределы  $v$  принимают для хозяйственно-питьевых водопроводов.

Зная расчетный расход воды  $q$ , м<sup>3</sup>/ч, площадь зоны осветления воды определяют по формуле

$$A_{ос} = \frac{qk}{3,6v}, \quad (7.1)$$

а площадь зоны отделения и уплотнения осадка находят из выражения

$$A_{от} = \frac{q(1-k)}{3,6v}. \quad (7.2)$$

При размещении в зонах осветления, отделения и уплотнения осадка тонкослойных модулей площадь зоны осветления определяют по удельным нагрузкам, отнесенным к площади зеркала воды, занятой тонкослойными блоками: для мутных вод – 4,6...5,5, для вод средней мутности – 3,6...4,5, для маломутных и цветных вод, обработанных коагулянтами, – 3...3,5 м<sup>3</sup>/(ч·м<sup>2</sup>).

Высоту слоя взвешенного осадка назначают 2...2,5 м, потерю напора в нем определяют из расчета 1...2 см на 1 м его высоты, а высоту зоны осветления 2...2,5 м. Угол между наклонными стенками нижней части зоны взвешенного осадка принимают 60...70°. Низ осадкоприемных окон или кромку осадкоотводящих труб располагают на 1...1,5 м выше перехода наклонных стенок зоны взвешенного осадка в вертикальные. Высота стенок должна на 0,3 м превышать расчетный уровень воды в нем. Расстояние между сборными желобами с треугольными водосливами или перфорированными трубами в зоне осветления принимают не более 3 м. Для круглых в плане осветлителей диаметром до 4 м устраивают только периферийный желоб, а при большем диаметре добавляют радиальные: при диаметре аппарата 4...6 м – 4...6 радиальных желобов, а при диаметре 6...10 м – 6...8 желобов. Высоту водосливов принимают 4...6 см, а расстояние между их осями 10...15 см при угле между кромками водослива 60. Расчетная скорость движения воды в сборных желобах или трубах 0,5...0,6 м/с. Распределение обрабатываемой воды по площади осветлителя производят перфорированными трубами, размещаемыми на расстоянии не более 3 м в осях и рассчитываемыми по скорости движения воды 0,5...0,6 м/с. Суммарную площадь отверстий в них диаметром не менее 25 мм находят по скорости выхода воды 1,5...2 м/с, а расстояние между отверстиями, располагаемыми вниз под углом 45° по обе стороны трубы в шахматном порядке, принимают не более 0,5 м.

Объем зоны накопления и уплотнения осадка находят по формуле (6.10), продолжительность уплотнения принимают 2...3 ч при наличии сгустителей и не менее 6 ч при их отсутствии. Угол между

наклонными стенками осадкоуплотнителя принимают 70°. Сброс осадка из осадкоуплотнителя производят периодически перфорированными трубами диаметром не менее 150 мм не более чем за 15...20 мин. Расстояние между стенками соседних труб (каналов) принимают до 3 м. Скорость входа осадка в отверстия 0,5 м, назначают до 3 м/с, а скорость движения осадка в конце сбросной трубы не менее 1 м/с. Количество удаляемой с осадком воды определяют по СНиПу с учетом коэффициента разбавления осадка, равного 1,5.

Осадкоприемные окна рассчитывают по скорости движения воды с осадком 36...54 м/ч, а осадкоотводящие трубы – 144...216 м/ч.

Во избежание подсоса в осадкоуплотнитель осветленной воды и для направленного отведения осадка в осадкоуплотнитель осадкоприемные окна и трубы перекрывают козырьками (см. рис. 7.2). Сбор и отведение осветленной воды из осадкоуплотнителя производят затопленными перфорированными трубами, рассчитываемыми по скорости движения в них воды до 0,5 м/с, с отверстиями диаметром 15...20 мм при скорости входа воды в них не менее 1,5 м/с. Верх сборных дырчатых труб располагают не менее чем на 0,3 м ниже уровня воды в вертикальном осадкоуплотнителе и не менее чем на 1,5 м выше верха осадкоприемных окон. Сборные перфорированные трубы для отвода осветленной воды из поддонных осадкоуплотнителей располагают под герметичным перекрытием. На сборных трубах при выходе их в сборный канал (карман) или при присоединении к отводному трубопроводу устанавливают дросселирующую задвижку, регулируемую величину отсоса избытка осадка из взвешенного слоя. Между низом сборной трубы и уровнем воды в общем сборном канале осветлителя должен быть перепад не менее 0,4 м. При количестве осветлителей меньше шести необходимо предусматривать один резервный.

Нормальная работа осветлителя в значительной мере зависит от параметров взвешенного слоя: оптимальные значения объемной или массовой концентрации, гидравлической крупности. В целях сокращения расхода воды на сброс осадка необходимо поддерживать высокую степень его уплотнения.

При использовании в схемах водоподготовки готовых конструкций осветлителей (типа ЦНИИ-3 или ВТИ) со стандартными типоразмерами модели осветлителей выбираются по табл. 7.2 и 7.3 в зависимости от расхода воды.

В зависимости от состава исходной воды определяют расходы  $Q_{то}$  (отсечки) и (непрерывной продувки).



Характеристика осветлителя	Модификация осветлителя									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	
	2	3	4	5	6	7	8	9		
	ЦНИИ-3	ЦНИИ-2		ЛО ТЭП	МОТЭП	ХОТЭП	СКБ ВТИ			
Проектная производительность, $Q_{\text{пр}}$ , м <sup>3</sup> /ч	60	150	230	450	150	450	100	350		
Год выпуска проекта	1963	1969	1969	1968	1964	1964	1969	1968		
Номер чертежа общего вида	4389-Т	953746	929322	922188	21405-х	21398-х	АС-60	40107-Т		
Диаметр осветлителя, м	4,6	7,3	9	12,5	7,0	12,2	6,3	12,0		
Общая высота корпуса, м	5,5	6,5	7,06	8,03	7,0	10,93	9,6	9,25		
Геометрический объем, м	65	208	330	607	205	829	230	892		
Приведенная высота зоны контактной среды, м	2,5			3	2,8	4,5	4,7	4,5		
Высота защитной зоны осветленной воды (до решетки), м	1	1	1,1	1,35	1,5	1,35	1,9	1,8		
Площадь поперечного сечения зоны контактной среды, м	13,8	34,4	53,8	103,1	34,5	101,5	26,5	96		
Удельная площадь шламоуплотнителя (по отношению к площади контактной среды), %	18,3	17,7	15,5	17,0	9,5	14,3	17	16,3		

Окончание табл. 7.2

1	2	3	4	5	6	7	8	9
Условная общая длительность пребывания воды в осветлителе, ч	1,08	1,39	1,43	1,35	1,37	1,85	2,3	2,55
Скорость движения и время пребывания воды в воздухоотделителе, (м/ч)/мин	95/0,45	270/ 2,5	270/2,5	270/2,5	70/1,0	73/1,3	22/7	22/5,5
Скорость горизонтального движения воды в желобе (перед воздухоотделителем), м/ч	—	1000	1000	1000	—	—	—	—

## Примечания:

1. Осветлитель № 5 – переработка МО ТЭП первоначального проекта ЛЮ ТЭП.
2. Осветлитель № 6 – то же первоначального проекта ХО ТЭП.
3. Осветлители № 7 и № 8 выполнены по техническому заданию ВТИ.
4. По осветлителям № 2–6 указан год выпуска переработанного проекта.

Показатель	Наименование размера и линии	Обозначение на рис. 7.6	Марка осветлителя						
			ВТИ-63И	ВТИ-100И	ВТИ-160И	ВТИ-250И	ВТИ-400И	ВТИ-630И	ВТИ-1000И
Основные размеры, мм	Диаметр осветлителя	$D_0$	4250	5500	7000	9000	11000	14000	18000
	Высота корпуса осветлителя	$H_0$	8000	8450	9650	10700	11900	14600	16500
	Диаметр смесителя	$D_2$	1900	2500	3000	3600	4500	5000	6000
	Диаметр воздухоотделителя (ВО)	$D_3$	1900	2500	3000	4000	4500	5000	7500
Условные диаметры основных линий, мм	Поддача исходной и выдача известкованной воды	1 и 2	150	200	250	300	350	400	500
	Подвод известкового молока	3	20	20	25	32	40	50	70
	Подвод раствора коагулянта	4	10	15	15	15	20	25	32
	Подвод раствора флокулянта	5	10	15	15	15	20	25	32
	Дренаж осветлителя	6	80	100	100	100	150	200	250
	Дренаж шламоуплотнителя (ШУ)	7	50	80	80	80	100	125	150
	Продувка (ручное управление)	8	15	20	25	32	40	50	70
	Продувка (автоматическое управление)	9	32	50	50	70	80	100	125

Для расчета  $Q_{то}$  приближенно определяют количество сухого вещества  $K_{и}$  в исходной воде, а также расход воды, отводимой в шламоуплотнитель. В случае использования осветлителей с известкованием (типа ВТИ) (см. разд. 1) величина  $K_{и}$  определяется по формуле

$$K_{и} = M + 50([Ca_{исх}^{2+}] - [Ca_{ост}^{2+}] + D_{и}) + 29([M_{исх}^{2+} - Mg_{ост}^{2+}]) + 53D_{к} + 0,37D_{и} \cdot b - M_{ост}, \text{ мг/л}, \quad (7.3)$$

где  $M$  и  $M_{ост}$  — количество взвешенных веществ в исходной воде и на выходе из осветлителя, мг/л;  $b$  — количество нерастворенных примесей в известковом молоке, %;  $D_{и}$  и  $D_{к}$  — доза коагулянта (хлорного железа), доза извести, в мл/н.

Расход воды, отводимой в осадкоуплотнитель:

$$Q_{шу} = \frac{10^{-3} \cdot K_{и} \cdot Q_{исх}}{C_{в}}, \text{ м}^3/\text{ч},$$

где  $Q_{исх}$  — расход воды через осветлитель, м<sup>3</sup>/ч;  $C_{в}$  — концентрация взвешенных веществ.

Расход воды, отводимой с продувкой:

$$Q_{пр} = \frac{10^{-3} \cdot K_{и} \cdot Q_{исх}}{\gamma}, \text{ м}^3/\text{ч},$$

где  $K_{и}$  — количество сухого вещества осадка, определяемое по формуле (7.3);  $\gamma$  — объемный вес контактной среды, г/л;  $Q_{исх}$  — расход воды через осветлитель, м<sup>3</sup>/ч.

Размер «отсечки» составляет:

$$Q_{\text{шо}} = Q_{\text{шу}} - Q_{\text{пр}}, \text{ МГ/Ч.}$$

В случае использования осветлителей ЦНИИ-3 без известкования с использованием сернокислого алюминия в качестве коагулянта величина  $K_{\text{и}}$  определяется из выражения

$$K_{\text{и}} = M + k \cdot D_{\text{к}} + 0,25C + B, \text{ МГ/Л,} \quad (7.4)$$

где  $k$  – переводной коэффициент;  $B$  – количество нерастворимых веществ в исходной воде;  $D_{\text{к}}$  – доза коагулянта.

На объектах теплэнергетики при подготовке воды, поступающей в системы ионного обмена, коагуляцию воды сочетают с известкованием (умягчением известью). Вопросы известкования рассмотрены в гл. 22.

Одновременное проведение известкования и коагуляции в осветлителе позволяет осуществить снижение щелочности, жесткости и сухого остатка, удалить взвесь, снизить содержание ионов железа, кремнекислоты, органических соединений и извести. Использование известкования обеспечивает большую эффективность работы систем ионного обмена.

При умягчении в результате химических реакций образуются «тяжелые» осадки, специально для этих случаев разработаны осветлители ЦНИИ-2.

На рис. 7.4 представлены различные типоразмеры осветлителей ЦНИИ-3 для осветления мутных вод производительностью до 9000 м<sup>3</sup>/сут (диаметром в верхней части 11 м и высотой около 9 м) (см. табл. 7.2).

Осветлители ЦНИИ-2 для известкования и их типоразмеры представлены на рис. 7.5 и в табл. 7.3. Поскольку процесс известкования ведется при высоких значениях pH (выше 9), соли алюминия в качестве коагулянта применять нельзя, так как они при высоких значениях pH образуют растворимые алюминаты. В качестве коагулянтов при известковании применяются соли железа – FeCl<sub>3</sub> и Fe<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub>.

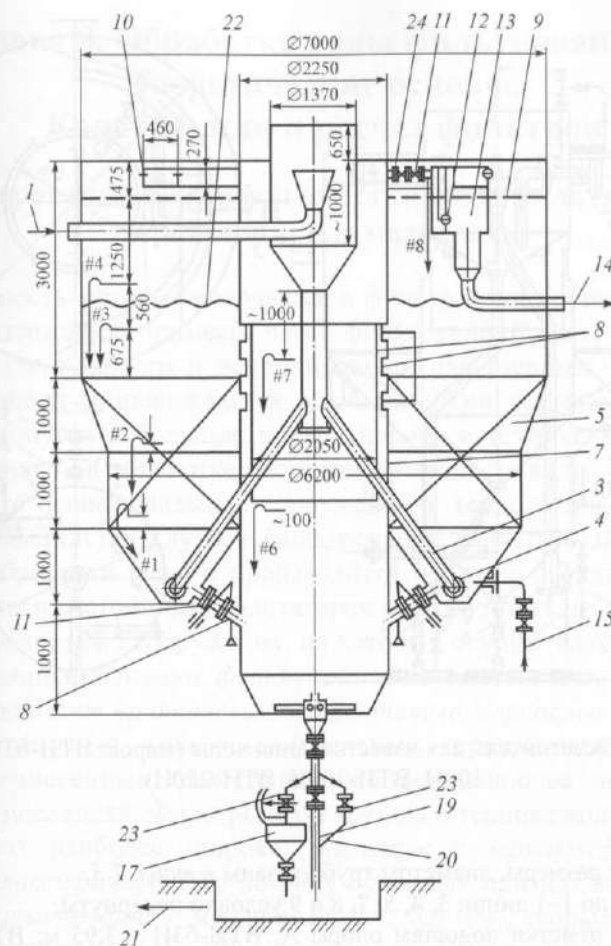


Рис. 7.5. Схема осветлителя ЦНИИ-2 производительностью 150 м<sup>3</sup>/ч:  
1 – трубопровод исходной воды; 2 – воздухоотделитель; 3 – распределительная трубка; 4 – сопло; 5 – смесительная перегородка; 6 – шламоприемное окно; 7 – корпус шламоуплотнителя; 8 – внутренний стакан шламоуплотнителя; 9 – распределительная (дренажная) решетка; 10 – отверстие желоба; 11 – заслонка; 12 – комбинированное отверстие; 13 – приемный короб; 14 – выход воды из осветлителя; 15 – ввод раствора коагулянта; 16 – линия непрерывной продувки с ручным управлением; 17 – дренажная воронка для тарирования шкалы непрерывной продувки; 18 – линия периодической продувки осветлителя в шламоуплотнитель; 19 – дренаж шламоуплотнителя; 20 – линия автоматической продувки шламоуплотнителя с помощью сервопривода и сигнализатора уровня осадка (СУШ); 21 – дренажный канал; 22 – верхняя граница взвешенного осадка; 23 – пробковый кран; 24 – задвижка



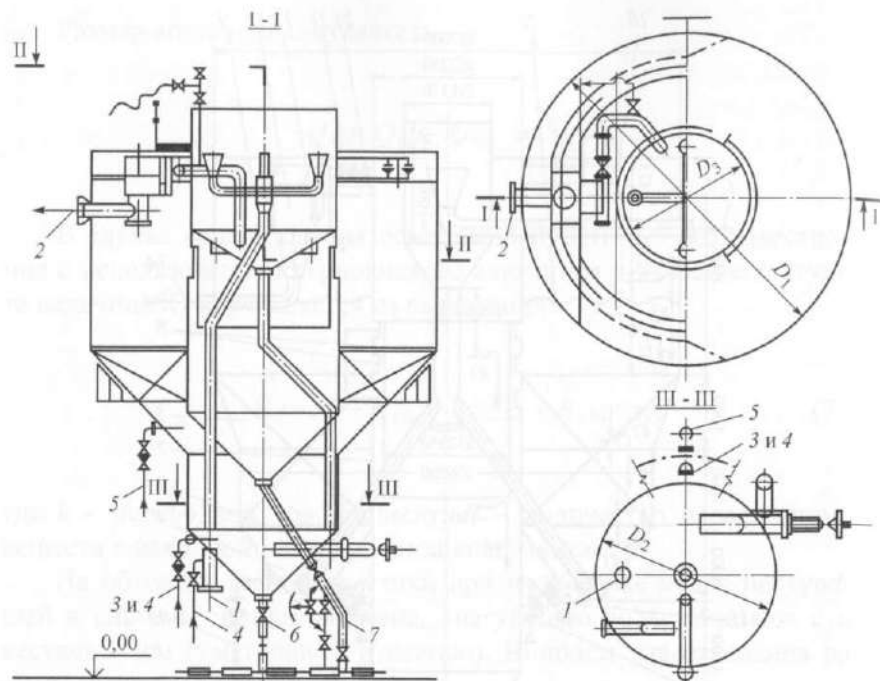


Рис. 7.6. Осветлитель для известкования воды (марок: ВТИ-63И, ВТИ-100И, ВТИ-160И, ВТИ-250И)

**Примечания:**

1. Основные размеры, диаметры труб указаны в табл. 7.3.
2. В разрезе по 1-1 линии 3, 4, 5, 7, 8 и 9 условно повернуты.
3. Значения отметки подошвы опоры А: ВТИ-63И – 3,95 м; ВТИ-100И – 4,40 м; ВТИ-160И – 5,10 м; ВТИ-250И – 5,92 м.
4. Размеры осветлителей ВТИ-63У и ВТИ-250У могут быть уточнены в рабочем проекте.

## Глава 8. Обработка воды фильтрованием.

### Теоретические основы.

### Конструкции и расчет фильтров

#### 8.1. Теоретические основы очистки воды фильтрованием через зернистые материалы

Сущность метода заключается в фильтровании обрабатываемой воды, содержащей примеси, через фильтрующий материал, проницаемый для жидкости и непроницаемый для твердых частиц. При этом процесс сопровождается значительными затратами энергии. Однако допускать большие потери напора в технике водоочистки можно лишь при обработке небольших количеств воды. Это определяет место фильтровальных сооружений в технологической схеме, т.е. в большинстве случаев фильтрование является завершающим этапом обработки воды и производится после ее предварительного осветления в отстойниках, флотаторах или осветлителях.

Водоочистные сооружения, на которых осуществляется процесс фильтрования, называют *фильтрами*. Фильтры по виду фильтрующей среды делят на тканевые или сетчатые, каркасные или намывные (диатомовые), зернистые (песчаные, керамзитовые и др.). Из вышеперечисленных трех групп фильтров наиболее значительной является последняя. Фильтры этой группы в технике водоснабжения применяют наиболее широко. Фильтры с зернистой загрузкой можно классифицировать по ряду основных признаков: 1) по скорости фильтрования – медленные (0,1...0,3 м/ч), скорые (5...12 м/ч) и сверхскоростные (36...100 м/ч); 2) по давлению, под которым они работают, – открытые (или безнапорные) и напорные; 3) по направлению фильтрующего потока – однопоточные (обычные скорые фильтры), двухпоточные (фильтры АКХ, ДДФ), многопоточные; 4) по крупности фильтрующего материала – мелко-, средне- и крупнозернистые; 5) по количеству фильтрующих слоев – одно-, двух- и многослойные.

Устройство открытого скорого фильтра площадью до 30 м<sup>2</sup> показано на рис. 8.1. Прошедшая предочистку вода поступает в боковой карман, а из него – в резервуар фильтра. Высота слоя воды над поверхностью загрузки должна быть не менее 2 м. В процессе фильтрования вода проходит фильтрующий и поддерживающий слои, а затем поступает в распределительную систему и далее в резервуар чистой воды. Максимальная потеря напора в фильтрующей

загрузке допускается 3...3,5 м. Во время промывки фильтра промывная вода подается в распределительную систему и далее снизу вверх в фильтрующий слой, который она расширяет (взвешивает). Дойдя до верхней кромки промывных желобов, промывная вода вместе с вымытыми ею из фильтрующего материала загрязнениями переливается в желоба, а из них в боковой карман и отводится на сооружения оборота промывной воды.

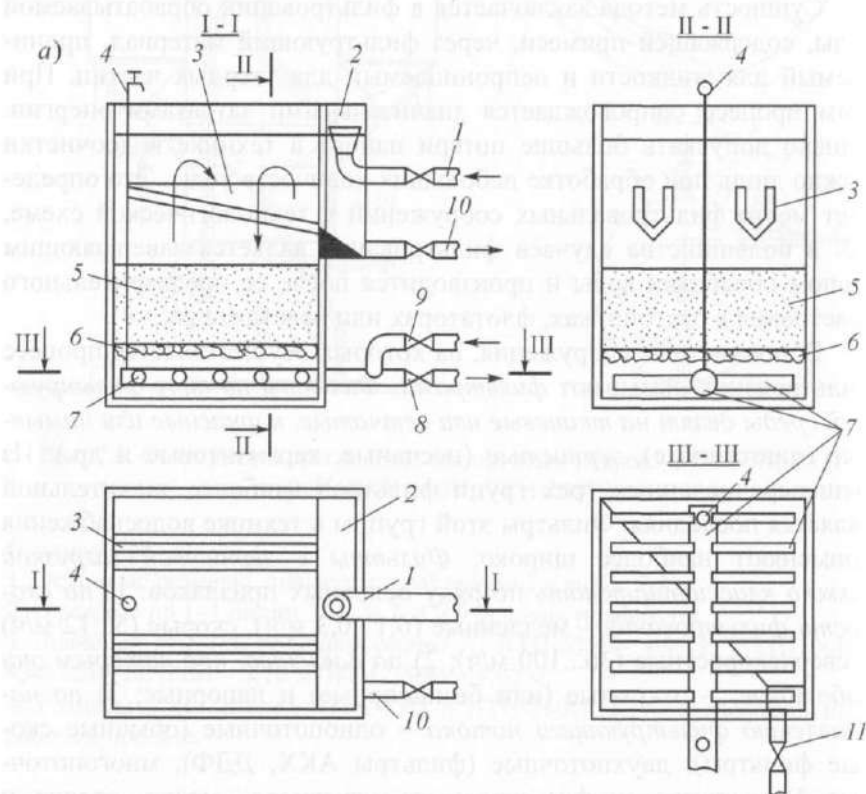


Рис. 8.1. Схема открытого (безнапорного) скорого фильтра с боковым карманом:

- 7 – распределительная система: магистральная труба (или канал) и перфорированные ответвления; 6 – поддерживающий слой гравия (щебня);
- 5 – фильтрующая загрузка (кварцевый песок, керамзит, шунгизит и др.);
- 3 – водосборные желоба; 4 – воздушник; 2 – боковой карман; 1, 8 – подача исходной воды и отвод фильтрата; 9, 10 – подача и отвод промывной воды;
- 11 – водосток; 12 – колпачковая распределительная (дренажная) система

Расчетную скорость фильтрования  $v = 6...10$  м/ч, толщину слоя однослойной фильтрующей загрузки  $h = 0,7...2,0$  м, продолжительность 5...7 мин и интенсивность промывки  $w = 12...18$  л/(с·м<sup>2</sup>) принимают в соответствии со СНиПом в зависимости от крупности зерен фильтрующей загрузки 0,5...2,0 мм.

Фильтрующий слой выполняют из отсортированного зернистого материала, удовлетворяющего санитарным требованиям и обладающего достаточной химической стойкостью и механической прочностью (кварцевый песок, дробленый антрацит, горелые породы, керамзит, керамическая крошка, доменные шлаки, дробленый мрамор, полимеры и др.).

Поддерживающий слой из гравия или щебня высотой 0,45...0,55 м с крупностью зерен 2...40 мм, на котором лежит фильтрующая загрузка, укладывают для того, чтобы мелкий фильтрующий материал не вымывался из фильтрующего слоя и не уносился вместе с фильтруемой водой через отверстия распределительной системы. Недостатком поддерживающих слоев является возможность их смещения при промывке, что нарушает их горизонтальность и в конечном счете нарушает работу фильтра.

Распределительная (дренажная) система является важным элементом фильтра. Она должна собирать и отводить профильтрованную воду без выноса зерен фильтрующего материала и при промывке равномерно распределять промывную воду по площади фильтра. В настоящее время повсеместно применяют распределительные системы большого сопротивления. Равномерность распределения промывной воды по площади в таких системах достигается вследствие большого сопротивления движению воды через проходные отверстия.

Промывка скорых фильтров производится обратным током профильтрованной воды путем ее подачи под напором в поддонное пространство или в дренажную трубчатую систему. Промывная вода, проходя со скоростью, в 7...10 раз большей, чем скорость фильтрования, через фильтрующую загрузку снизу вверх, поднимает и взвешивает ее. Зерна расширившегося песка, хаотично двигаясь, соударяются друг с другом, при этом налипшие на них загрязнения оттираются и попадают в промывную воду, которая собирается и удаляется сборными желобами, расположенными над поверхностью фильтрующей загрузки, в водосток. Желоба располагают на такой высоте  $H_{ж}$ , чтобы в них попадали только вымытые из песка загрязнения, но не песок.

Из известных теорий процесса очистки воды фильтрованием наибольшее признание получила теория Д.М. Минца, которая экспериментально подтверждена и внедрена в практику водоподготовки.

Согласно теории Д.М. Минца при движении воды, содержащей взвешенные частицы, через зернистую загрузку фильтровальных аппаратов последние задерживаются загрузкой и вода осветляется. Одновременно в толще загрузки накапливаются загрязнения, вследствие чего уменьшается свободный объем пор, увеличивается гидравлическое сопротивление загрузки. Возрастание гидравлического сопротивления приводит к росту потери напора в загрузке.

*Извлечение примесей из воды и их закрепление на зернах фильтрующей загрузки происходит под действием сил адгезии.* Осадок, накапливающийся в загрузке из задержанных примесей, имеет весьма непрочную структуру. Под влиянием гидродинамических сил потока эта структура разрушается и некоторая часть ранее прилипших частиц отрывается от зерен загрузки в виде мелких хлопьев и переносится в последующие слои загрузки (*суффозия*), где вновь задерживается в поровых каналах. Следовательно, *осветление воды в зернистой загрузке* следует рассматривать как суммарный результат двух противоположных процессов: процесса *адгезии* и процесса *суффозии*. Осветление воды в каждом элементарном слое загрузки происходит до тех пор, пока интенсивность прилипания частиц превышает интенсивность их отрыва. По мере накопления осадка интенсивность отрыва частиц увеличивается. Кинетика прилипания и отрыва частиц определяет ход процесса осветления воды по толщине слоя фильтрующей загрузки.

По мере насыщения верхних слоев загрузки возрастает роль ниже расположенных, а толщина загрузки, необходимая для извлечения из воды взвеси, увеличивается. Затем наступает такой момент, когда вся толщина загрузки недостаточна для обеспечения необходимой степени осветления воды и концентрация взвеси на выходе из загрузки начинает возрастать. *Время, в течение которого загрузка способна осветлять воду до требуемой степени, называется временем защитного действия загрузки.* До достижения этого времени на выходе из загрузки получают воду надлежащего качества. По истечении времени защитного действия качество фильтрата начинает быстро ухудшаться.

Извлекаемые слоем из воды частицы образуют осадок на зернах слоя, накапливающийся в ходе процесса.

Осадок, образующийся в зернистой загрузке при фильтровании воды, изменяет поперечное сечение и форму поровых каналов, т.е. геометрическую структуру пористой среды. Из теории фильтрования однородных жидкостей известно, что геометрическая структура пористой среды оказывает существенное влияние на ее гидравлическое сопротивление. Поэтому при накоплении осадка гидравлическое сопротивление зернистого слоя изменяется и потери напора в нем растут.

Соотношение между продолжительностью защитного действия загрузки  $t_3$  и времени, в течение которого достигается предельная потеря напора  $t_n$ , могут быть различные. Когда  $t_3 > t_n$ , фильтр выключают на промывку в связи с тем, что дальнейший прирост потери напора невозможен, так как существующий напор, обусловленный расположением сооружений, расходуется на преодоление сопротивления загрузки. Когда  $t_3 < t_n$ , фильтр выключают на промывку в связи с начинающимся ухудшением качества фильтрата, а когда  $t_3 = t_n$ , моменты достижения предельной потери напора и начала ухудшения качества фильтрата совпадают. С технико-экономической точки зрения наилучшим соотношением является  $t_3 = t_n$ . Так, условие  $t_3 > t_n$  означает, что задерживающая способность загрузки используется не полностью, так как фильтр выключают на промывку (при предельной потере напора), хотя он мог бы еще в течение некоторого времени работать, выдавая воду требуемого качества. При  $t_3 < t_n$  не полностью используется располагаемый напор, так как фильтр выключают на промывку (вследствие ухудшения качества фильтрата) в момент, когда потеря напора в загрузке не достигла своего максимума.

## 8.2. Фильтрующие материалы

*Фильтрующая загрузка* является основным рабочим элементом фильтровальных сооружений, поэтому правильный выбор ее параметров имеет первостепенное значение для их нормальной работы. При выборе фильтрующего материала основополагающими являются его стоимость, возможность получения в районе строительства данного фильтровального комплекса и соблюдение определенных технических требований, к числу которых относятся: *надлежащий фракционный состав загрузки; определенная степень однородности размеров ее зерен; механическая прочность; химическая стойкость материалов по отношению к фильтруемой воде.*



Однородность и крупность фильтрующего материала определяют ситовым анализом путем просеивания навески материала через ряд калиброванных сит. Калибр сита определяется диаметром шара, равновеликого по объему наиболее крупным зернам фильтрующего материала, проходящим еще через данное сито.

Эквивалентный диаметр зерен  $d_3$ , мм, определяют по формуле

$$d_3 = \frac{100}{\sum \frac{p_i}{d_k}}, \quad (8.1)$$

где  $p_i$  – процентное содержание (по массе) фракций со средним диаметром зерен  $d_k$ , т.е. количество просеиваемых зерен, %, оставшихся на сите калибром  $d_k$ .

Коэффициент неоднородности фильтрующей загрузки определяют как отношение 80%-ного калибра материала к его 10%-ному калибру;  $k_n = d_{80}/d_{10}$ . Важным показателем качества фильтрующего материала является его механическая прочность. Механическую прочность фильтрующих материалов оценивают двумя показателями: истираемостью (т.е. процентом износа материала вследствие трения зерен друг о друга во время промывок – до 0,5) и измельчаемостью (процентом износа вследствие растрескивания зерен – до 4,0).

Наиболее распространенным фильтрующим материалом является кварцевый песок – речной или карьерный. Кварцевый песок при небольшом содержании примесей известняка отвечает всем вышеперечисленным требованиям, предъявляемым к фильтрующим материалам. Наряду с песком применяют антрацит, керамзит, горелые породы, шунгизит, вулканические и доменные шлаки, гранодиорит, пенополистирол и др. (табл. 8.1).

В качестве фильтрующих материалов могут быть использованы также отходы промышленных производств, доменные шлаки и шлаки медно-никелевого производства. Достоинством шлаков является то, что они обычно имеют фракционный состав, близкий к тому, который требуется для загрузки фильтровальных аппаратов.

В качестве фильтрующего материала на фильтрах с плавающей загрузкой используют пенополистирол. Этот зернистый материал получают вспучиванием в результате тепловой обработки исходного материала – полистирольного бисера, выпускаемого химической промышленностью. При вспенивании получают плавающие в воде зерна, имеющие плотность от 100 до 200 кг/м<sup>3</sup>.

Таблица 8.1

Материал	Крупность зерен, мм	Насыпная объемная масса, кг/см <sup>3</sup>	Плотность, г/см <sup>3</sup>	Пористость, %	Механическая прочность, %		Коэффициент формы зерна
					истираемость	измельчаемость	
1	2	3	4	5	6	7	8
Кварцевый песок	0,6–1,8		2,6–2,65	40–42			1,17
Керамзит дробленый	0,9	400	1,73	74	3,31	0,63	–
То же	1,78	380	1,68	66	2,12	0,12	4,39
То же	1,70–1,8	530	2,14	60,6	2,02	0,11	3,20
Керамзит недробленый	1,18	780	1,91	48	0,17	0,36	1,29
Антрацит дробленый	0,8–1,8		1,6–1,7	45			1,5
Горелые породы	1,0	1250	2,4–2,5	52–60	0,46	3,12	2,0
Шунгизит дробленый	1–1,2	650	1,8–2,18	56–65	0,9	4,9	1,7–2,0
Вулканические шлаки месторождений							
Мастара, Ангехаког	0,9–1,1	–	2,45	63–64	0,07	1,05	2,0
Кармрашен, Шангайр	1–1,2	–	2,0	54	0,18	0,72	2,67

Окончание табл. 8.1

1	2	3	4	5	6	7	8
Аглопорит То же Гранодиорит Клиноптилолит	0,8-0,9 0,85 1-1,1 1-1,15	1030 — 1320 750	2,29 — 2,65 2,2	54,5 54,5 50,0 51,0	0,2 — 0,32 0,4	1,5 — 2,8 3,4	— 1,8 1,7 2,2
Гранитный песок Доменные шлаки Пенополистирол Шлаки медно-никелевого про- изводства Пиролитизит Гаабро-диабаз	0,8-1,0 1,0-1,8 1,0-4,0 1,1-1,2 0,8-1,0 1,0-1,1	1660 1650 2200 1580	2,72 2,6 0,1-0,2 3,2 4,24 3,1	46,0 42-44 41-43 48,5 48,0 48,0	0,11 — — 2,4 0,35 0,15	1,4 — — 2,6 0,95 1,54	— — 1,05-1,1 2,15 1,6 1,75

Находят применение активные фильтрующие материалы, которые благодаря своим свойствам могут извлекать из воды не только взвешенные и коллоидные примеси, но и истинно растворенные загрязнения. Так, для *стабилизационной обработки* воды (см. гл. 16) применяют *мраморную крошку и магномассу*. Все более широко применяют *активные угли* для извлечения из воды веществ, обуславливающих привкусы и запахи. Применяют природный ионообменный материал *клиноптилолит* для удаления из воды растворенных соединений фтора и азота. Однако доступность и дешевизна этого материала позволяют все более широко применять его в качестве загрузки фильтровальных аппаратов.

*Поддерживающие слои* способствуют более равномерному распределению промывной воды по площади фильтра и поддерживают фильтрующую загрузку. В качестве поддерживающих слоев применяют гравий или щебень изверженных пород; примесь зерен известняка в них допускается не более 15%, а примесь зерен мела недопустима.

### 8.3. Распределительные системы фильтровальных аппаратов

К *распределительным (дренажным) системам* скорых фильтров предъявляются следующие основные требования: *равномерность распределения промывной воды* по площади фильтра; *равномерность сбора фильтрованной воды* с площади фильтра; *достаточная механическая прочность*, выдерживающая массу воды и загрузки, а также давление воды при промывке фильтра; *незасоряемость отверстий и щелей* во время рабочего цикла и при промывке.

В настоящее время применяют следующие *типы распределительных систем*: *из щелевых труб* или *щелевого ложного дна* большого сопротивления, *без гравийных поддерживающих слоев*; *трубчатый дренаж* большого сопротивления, *располагаемый непосредственно в загрузке фильтра*; *колпачковый*.

СНиП 2.04.02-84 рекомендует применять распределительные системы большого сопротивления (трубчатые, колпачковые и в виде ложного дна), поскольку такие системы обеспечивают необходимую равномерность распределения промывной воды (см. рис. 8.1).

*Щелевое распределительное устройство* представляет собой систему труб со щелями или ложное щелевое дно. Ширина щелей должна быть на 0,1 мм меньше размера самой мелкой фракции за-

грузки. Для трубчатого щелевого дренажа следует применять трубы из нержавеющей стали, либо полиэтилена серии С или Т. Щели располагают равномерно поперек оси и по периметру трубы не менее чем в два ряда на расстоянии не менее 20 мм друг от друга. Общая площадь щелей – 1,5...2% площади фильтра.

Колпачковая распределительная система представляет собой систему колпачков (рис. 8.2), монтируемых на дренажном (с отверстиями) дне или на распределительных трубах из расчета 35...50 колпачков на квадратный метр площади фильтра. Отечественная промышленность выпускает колпачки двух видов: щелевые пластмассовые (ВТИ-К) и фарфоровые (ВТИ) или пористые. Скорость движения воды или водовоздушной смеси в щелях колпачков принимают не менее 1,5 м/с. Общая площадь проходных отверстий всех колпачков должна составлять 0,8...1,0% рабочей площади фильтра.

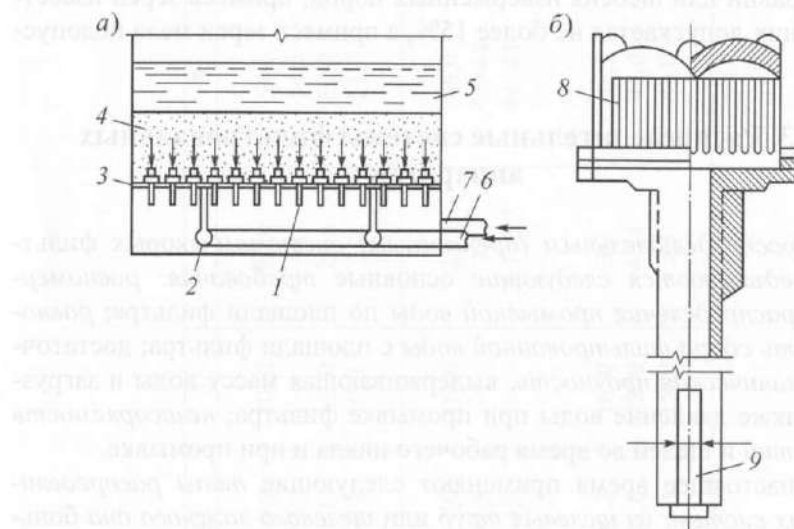


Рис. 8.2. Распределительная (дренажная) система с колпачками В-1:

а – колпачковый дренаж; б – колпачок В-1;

1 – длиннохвостный щелевой колпачок; 2 – воздухораспределитель; 3 – «ложное дно» в виде железобетонной плиты; 6, 7 – воздух и вода; 4 – фильтрующая загрузка; 5 – «водяная подушка»; 8 – щели; 9 – щель для входа воздуха

Применение колпачковых дренажей в условиях водовоздушной промывки позволяет уменьшить расход промывной воды, снизить строительную стоимость сооружений за счет уменьшения диаметров

трубопроводов и снижения объема резервуаров для хранения промывной воды.

Распределительная система из пористых керамических или бетонных плит, устраиваемая в виде промежуточного днища, также не требует поддерживающего слоя. Керамические плиты выпускают размерами 40×40×5 или 25×50×5 см. Плиты изготовляют из зерен корунда на керамической связке.

Физическая сущность действия распределительных систем большого сопротивления заключается в том, что гидродинамическая неустойчивость взвешенного слоя загрязненной загрузки парализуется сопротивлением отверстий или щелей на пути движения воды. Для обеспечения равномерности распределения промывной воды по площади фильтра необходимо, чтобы суммарное сопротивление на пути потока промывной воды (сопротивление в распределительной системе + сопротивление в загрузке) возрастало с увеличением интенсивности промывки. Математически это условие выражается уравнением

$$\frac{dH}{dw} \geq 0, \quad (8.2)$$

которое должно сохраняться при любых значениях интенсивности промывки – от нуля до заданного. В этом уравнении  $H$  – мгновенная потеря напора в загрузке и в отверстиях распределительной системы;  $w$  – мгновенная интенсивность промывки.

#### 8.4. Расчет скорых фильтров

Расчет скорых фильтров предусматривает определение их площади и числа, нахождение числа и размеров промывных желобов, подбор фильтрующей загрузки, определение размеров элементов распределительной системы, бокового кармана или центрального канала и трубопроводов обвязки. Фильтры и их коммуникации должны рассчитываться на работу при нормальном и форсированном режимах.

Общую площадь фильтров комплекса  $A$ , м<sup>2</sup>, определяют по формуле

$$A = \frac{Q}{Tv_n - n_{пр}q_{пр} - n_{пр}t_{пр}v_n}, \quad (8.3)$$



где  $Q$  – полезная суточная производительность комплекса,  $\text{м}^3$ ;  $T$  – период работы водоочистного комплекса в течение суток, ч;  $v_n$  – расчетная скорость фильтрования при нормальном режиме,  $\text{м}/\text{ч}$ ;  $n_{\text{пр}}$  – число промывок одного фильтра в сутки при нормальном режиме эксплуатации;  $q_{\text{пр}}$  – удельный расход воды на одну промывку фильтра,  $\text{м}^3/\text{м}^2$ ;  $t_{\text{пр}}$  – время простоя фильтра в связи с промывкой, принимаемое при промывке водой – 0,33 ч и воздухом – 0,5 ч.

Количество фильтров на водоочистном комплексе с суточной производительностью свыше  $1600 \text{ м}^3$  принимают не менее четырех. При суточной производительности комплекса более 8...10 тыс.  $\text{м}^3$  число фильтров  $N_{\text{ф}}$  находят из выражения  $N_{\text{ф}} = 0,5 (A)^{0,5}$  при соблюдении соотношения  $v_{\text{ф}} = v_n \cdot N / (N_{\text{ф}} - N)$ , где  $v_{\text{ф}}$  – скорость фильтрования при форсированном режиме,  $\text{м}/\text{ч}$ ;  $N$  – число фильтров в ремонте. Площадь одного фильтра следует принимать не более  $120 \text{ м}^2$ .

Поперечное сечение промывного желоба может быть пятиугольным с треугольным дном или полукруглым (рис. 8.3). Расстояние между желобами (по их осям) принимают в пределах 1,4...2,2 м. Дну желоба придают уклон 0,01 по ходу движения воды. Сборные желоба можно изготовлять из железобетона, асбестоцемента или стеклопластика. В качестве сборного промывного устройства могут быть применены также дырчатые трубы, располагаемые ниже уровня воды на фильтре на расстоянии 0,7...0,8 м друг от друга. Ширину желоба  $B$  определяют по формуле

$$B = K_{\text{ж}} \left[ \frac{q_{\text{ж}}^2}{(1,57 + a_{\text{ж}})^3} \right]^{0,2}, \quad (8.4)$$

где  $K_{\text{ж}}$  – коэффициент, принимаемый равным: для желобов с треугольным лотком – 2,1, с полукруглым – 2;  $q_{\text{ж}}$  – расход промывной воды по желобу,  $\text{м}^3/\text{с}$ ;  $a_{\text{ж}} = 1...1,5$  – отношение высоты прямоугольной части желоба к половине его ширины.

Желоба располагают от поверхности фильтрующей загрузки на такой высоте  $H_{\text{ж}}$ , чтобы в них попадали только вымытые загрязнения:

$$H_{\text{ж}} = \frac{H_3 e_3}{100} + 0,3, \quad (8.5)$$

где  $H_3$  – высота фильтрующего слоя, м;  $e_3$  – относительное расширение фильтрующей загрузки, принимаемое по СНиПу в пределах 25...50%.

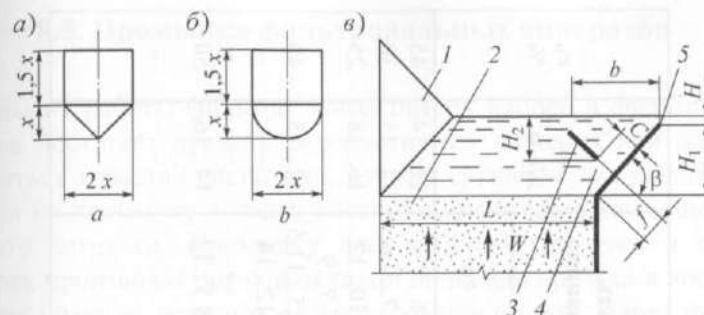


Рис. 8.3. Устройства для сбора и отведения промывной воды фильтровальных аппаратов:

$a$  – желоб с треугольным днищем,  $A = 4x^2$ ;  $b$  – желоб с полукруглым днищем,  $A = 4,57x^2$ ;  $в$  – система с боковым отводом промывной воды с пескоулавливающим устройством; 1 – струенаправляющий выступ; 3, 5 – отбойная и переливная стенки пескоулавливающего устройства; 4 – щель для возврата выносимого песка,  $a = 15\text{--}20 \text{ мм}$ ,  $b = 30\text{--}40 \text{ мм}$ ; 2 – загрузка

Расстояние от дна желоба до дна бокового кармана или центрального канала  $H_{\text{к}}$  определяют из выражения

$$H_{\text{к}} - 1,73 \left( \frac{q_{\text{к}}^2}{g B_{\text{к}}^2} \right)^{1,3} + 0,2, \quad (8.6)$$

где  $q_{\text{к}}$  – расход промывной воды по каналу,  $\text{м}^3/\text{с}$ ;  $B_{\text{к}} = 0,7\text{--}0,8$  ширина канала, м.

Параметры фильтрующей загрузки и работы фильтра надлежит принимать по табл. 8.2.

Распределительные системы скорых фильтров устраивают с поддерживающими слоями и без них. Они могут быть трубчатыми, щелевыми, пористыми, в виде ложного дна. Потери напора в распределительной системе следует находить по формуле

$$h = \xi \frac{v_{\text{к}}^2}{2g} + \frac{v_0^2}{2g}, \quad (8.7)$$

где  $v_{\text{к}}$  – скорость в начале коллектора, принимаемая при промывке 0,8...1,2  $\text{м}/\text{с}$ ;  $\xi$  – коэффициент гидравлического сопротивления, принимаемый по СНиПу;  $v_0$  – средняя скорость на входе в ответвления, принимаемая при промывке 1,6...2  $\text{м}/\text{с}$ .

Таблица 8.2

Фильтры	Материал загрузки	Характеристика фильтрующего слоя					Скорость фильтрования,		$\omega$ , л/с·м <sup>2</sup>	$\epsilon$ , %
		диаметр зерен, мм			$k_{\Pi}$	высота слоя, м	$v_{\Pi}$	$v_{\Phi}$		
		$d_{\min}$	$d_{\max}$	$d_{\text{жв}}$						
Однослойные скорые фильтры с загрузкой раз- личной крупно- сти	Кварцевый песок  Дробленый керамзит	0,5	1,2	0,7...0,8	1,8...2	0,7...0,8	5...6	6...7,5	12...14	45
		0,7	1,6	0,8...1,0	1,6...1,8	1,3...1,5	6...8	7...9,6	14...15	30
		0,8	2,0	1,0...1,2	1,5...1,7	1,8...2,0	8...10	10...12	16...18	25
		0,5	1,2	0,7...0,8	1,8...2,0	0,7...0,8	6...7	7...9	—	—
Скорые филь- ры с двухслой- ной загрузкой	Кварцевый песок  Дробленый керамзит или антра- цит	0,7	1,6	0,8...1,0	1,6...1,8	1,3...1,5	7...9,5	8,5...11,5	12...15	40
		0,8	2,0	1,0...1,2	1,5...1,7	1,8...2,0	9,5...12	12...14	—	—
		0,5	1,2	0,7...0,8	1,8...2,0	0,7...0,8	—	—	—	—
		0,8	1,8	0,9...1,1	1,6...1,8	0,4...0,5	7...10	8,5...12	14...16	50

## 8.5. Промывка фильтровальных аппаратов

Момент работы фильтра, когда потеря напора в фильтрующей загрузке достигает предельно допустимого значения или начинает ухудшаться качество фильтрата, служит сигналом для выключения фильтра на промывку в целях восстановления задерживающей способности загрузки. Промывку фильтрующей загрузки в скорых фильтрах производят обратным током воды или воздуха и воды, для чего, как правило, используют фильтрованную воду. Перед промывкой фильтра подачу воды на него прекращают. Когда уровень воды в нем понизится до кромки желобов, начинают подачу промывной воды вниз фильтра (от специального промывного насоса или от бака, расположенного на определенной высоте). Промывная вода поступает в распределительную (дренажную) систему фильтра, равномерно распределяется по площади фильтра и поднимается вверх через загрузку с такой интенсивностью, которая обеспечивает переход зерен фильтрующей загрузки во взвешенное состояние. При этом загрузка как бы расширяется и поверхность, которую она занимала в процессе фильтрования, приближается к кромке желобов.

При взвешенном состоянии загрузки отдельные зерна ее непрерывно соприкасаются друг с другом, в результате чего налипшие на них загрязнения оттираются и вместе с потоком промывной воды переливаются в желоба (рис. 8.4), откуда отводятся в карман (или центральный канал) фильтра и далее сбрасываются в канализацию. Фильтр промывают до тех пор, пока вода, переливаемая в желоба, не станет прозрачной. Для нормально работающих скорых фильтров достаточна продолжительность промывки 8...10 мин.

Несмотря на то что промывка фильтров является лишь вспомогательным процессом, она может оказать решающее влияние на нормальный режим работы фильтров. Если в процессе промывки фильтрующая загрузка отмывается недостаточно, то это приводит к постепенному накоплению остаточных загрязнений, что сокращает фильтроцикл, а в отдельных случаях и вовсе выводит фильтр из работы. Поэтому конструктивное оформление большинства деталей и оборудования фильтров диктуется условиями его промывки.

Основной задачей при расчете промывки фильтров является установление такой интенсивности промывки и такого относительного расширения слоя загрузки, при которых обеспечивается практически полная отмывка зерен загрузки от прилипших к ним в процессе фильтрования загрязнений.

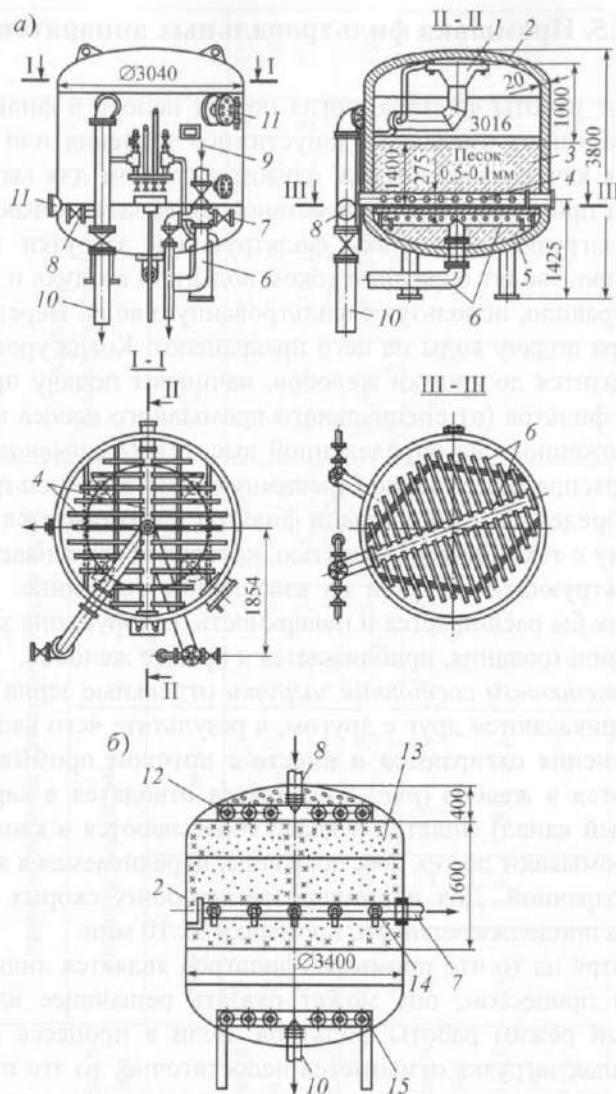


Рис. 8.4. Вертикальные напорные скорые фильтры с керамзитовой (а) и пенополистирольной (б) загрузкой:  
1 – распределительно-сборная воронка; 2 – стальной корпус; 4 – распределительная система из шелевых труб; 3 – загрузка из песка; 5 – бетонная «подушка»; 6 – подача воздуха; 7, 8 – отвод фильтрата и подача исходной воды; 9, 10 – подача и отвод промывной воды; 11 – люк; 12, 14 – распределительная и дренажная системы с сетчатыми патронами; 13 – загрузка из вспененного полистирола; 15 – система сбора промывной воды; 16 – сброс воздуха

Теоретические исследования, а также опыт эксплуатации фильтров рекомендуют следующие относительные расширения загрузок и необходимые интенсивности промывки (см. табл. 8.2). Для антрацитовых загрузок интенсивности промывки следует принимать на 70% меньшими, чем указаны в табл. 8.2 для песчаных загрузок скорых фильтров.

Для загрузок из кварцевого песка при  $d_s > 1$  мм в целях повышения эффекта отмывки, снижения расхода промывной воды и уменьшения размеров водоотводящих устройств (желобов, каналов, трубопроводов) целесообразно применение *водовоздушной промывки*. Ее режим назначается следующим: продувка воздухом с интенсивностью 15...20 л/(с·м<sup>2</sup>) в течение 1...2 мин, затем совместная водовоздушная промывка с интенсивностью подачи воздуха 15...20 л/(с·м<sup>2</sup>) и воды 3...4 л/(с·м<sup>2</sup>) в течение 4...5 мин и последующая подача одной воды с интенсивностью 6...8 л/(с·м<sup>2</sup>) в течение 4...5 мин. При водовоздушной промывке воду и воздух следует подавать по отдельным трубчатым распределительным системам или через распределительные системы со специальными колпачками.

Водовоздушную промывку рекомендуется применять для песчаных фильтров с системой горизонтального отвода промывной воды с пескоулавливающим желобом, образуемым двумя наклонными стенками – отбойной и водосливной (см. рис. 8.3, в). При использовании фильтрующих загрузок из дробленых антрацита и керамзита водовоздушная промывка не допускается.

Скорость движения воды в трубопроводах, подающих и отводящих воду, назначают 1,5...2 м/с. Для удаления воздуха из трубопровода, подающего воду на промывку фильтров, располагаемого ниже кромки их желобов, необходимо предусматривать стояки-воздушники диаметром 75...150 мм.

Вместимость бака для промывки фильтров подсчитывают исходя из возможности последовательной промывки двух фильтров по формуле

$$V_6 = \frac{2wA60T}{1000} = 0,12wAT, \quad (8.8)$$

где  $w$  – принятая интенсивность промывки фильтра, л/(с·м<sup>2</sup>);  $A$  – площадь одного фильтра, м<sup>2</sup>;  $T$  – продолжительность промывки фильтра, мин (см. табл. 8.2).

Подачу промывного насоса определяют как произведение площади одного фильтра на принятую интенсивность промывки.



## 8.6. Современные конструкции фильтровальных аппаратов. Фильтры с плавающей загрузкой

В современной отечественной и зарубежной практике используется много различных конструкций фильтровальных аппаратов с зернистой загрузкой. Основными тенденциями в их развитии являются: повышение надежности работы распределительной системы, отказ от применения поддерживающих слоев загрузки, использование новых фильтрующих материалов с большей адгезионной способностью, отказ от устройства водосборных желобов и переход на боковой отвод промывной воды, применение водовоздушной промывки, устройство фильтрующих загрузок повышенной грязеемкости.

На рис. 8.1 — показана схема открытых скорых фильтров с боковым карманом.

При площади одного фильтра более  $30 \text{ м}^2$  его делят на две равные части распределительным каналом. Этот канал по высоте разбит на два изолированных друг от друга яруса. Через верхний ярус производится подача осветляемой воды и отвод загрязненной промывной воды, а через нижний — отвод фильтра и подвод вниз фильтра промывной воды.

На рис. 8.4, а изображен напорный скорый фильтр, серийно выпускаемый нашей промышленностью. Подача осветляемой воды и отвод промывной осуществляется через центрально расположенную воронку, обращенную широким концом вверх, или кольцевой перфорированный трубопровод. Фильтр не имеет поддерживающих слоев, и фильтрующий материал располагается непосредственно на колпачковом или щелевом дренаже. Промывка загрузки предусмотрена водовоздушная, для чего фильтр снабжен специальной распределительной системой для подачи во время промывки сжатого воздуха. Эта распределительная система располагается в фильтрующей загрузке над основным дренажем фильтра. Загрузка фильтра производится через верхний лаз. Для гидравлической выгрузки фильтрующей загрузки предусмотрен специальный разгрузочный штуцер. На рис. 8.4, б показан фильтр с загрузкой из вспененного полистирола.

Нашей промышленностью серийно выпускаются (табл. 8.3) напорные вертикальные фильтры пяти типоразмеров. Высота фильтрующей загрузки в фильтрах всех размеров принята 1,2 м. Наибольший диаметр напорного фильтра из условий удобства перевозки

железнодорожным транспортом принят 3,4 м, фильтрующая площадь такого фильтра составляет  $7,1 \text{ м}^2$ . Поэтому при более или менее значительной производительности водоочистной установки приходится устраивать большое число фильтров и арматуры, что удорожает строительство и усложняет эксплуатацию фильтров. Число устанавливаемых напорных фильтров может быть сокращено примерно в 4 раза в случае применения горизонтальных напорных фильтров, площадь фильтрования которых составляет  $28...30 \text{ м}^2$ , или вертикальных двух- и трехкамерных фильтров.

На рис. 8.5 показан горизонтальный напорный фильтр системы А.Г. Туганова. Фильтр не имеет поддерживающих гравийных слоев. Подача осветляемой воды на фильтр и отвод промывной воды осуществляются по двум дырчатым трубам диаметром 150 мм. Трубы подвешены у верха фильтра параллельно его продольной оси. Фильтрующий слой располагается непосредственно на щелевом дренаже, который выполнен из сборных стальных плит с зазорами между ними величиной 4 мм; эти зазоры перекрываются пластинками из нержавеющей стали таким образом, чтобы по всей длине образовывались щели шириной 0,4 мм. Под щелевым днищем размещен дренажный коллектор диаметром 300 мм. Диаметр частиц составляет  $0,5...1,5 \text{ мм}$  фильтрующей загрузки. Промывка загрузки предусмотрена водовоздушной.

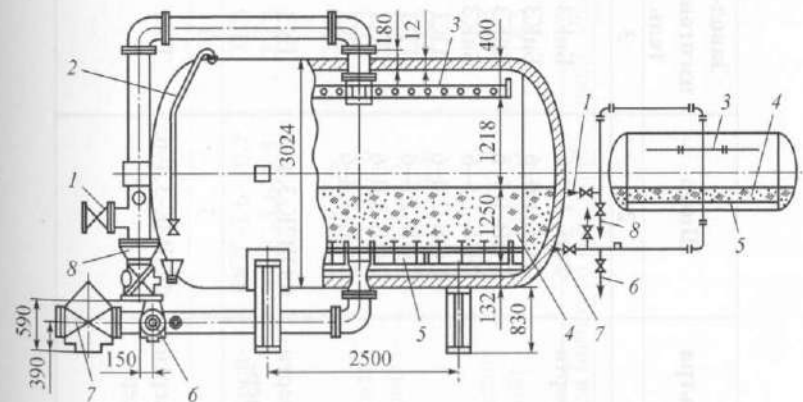


Рис. 8.5. Горизонтальный напорный фильтр системы А.Г. Туганова:  
1, 6 — подача исходной воды и отвод фильтрата; 2 — воздушник; 3, 5 — водораспределительная и дренажная системы; 4 — фильтрующая загрузка;  
7, 8 — подача и отвод промывной воды

Таблица 8.3

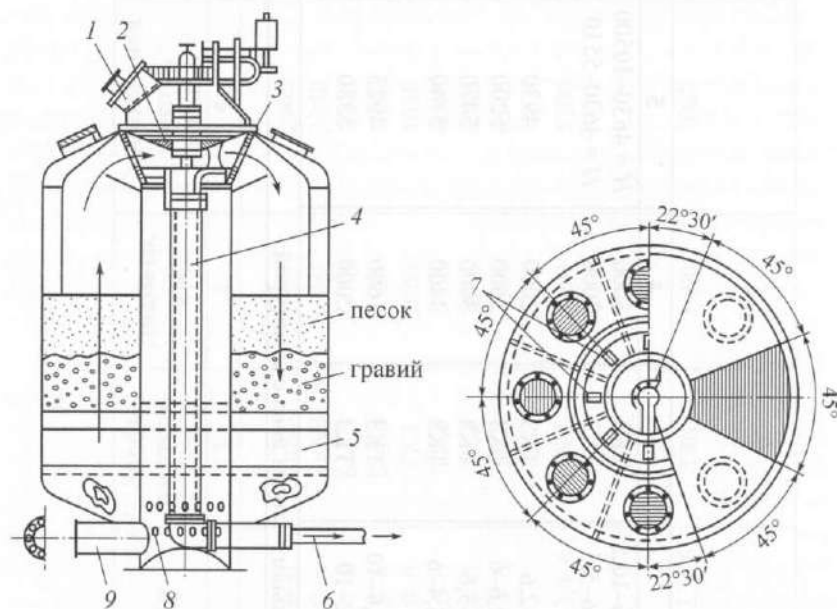
Название фильтра	Шифр	Завод-изготовитель	Диаметр, мм	Строительная высота, мм	Масса фильтра без арматуры, кг	Нагрузочная масса, т
1	2	3	4	5	6	7
Осветительный вертикальный	ФОВ-1,0-6	БикЗ	1000	2964	897*	4,0
	ФОВ-1,0-6	БикЗ	1000	3040	952*	3,5
	ФОВ-1,4-6	БикЗ	1400	3392	1544	5,5
	ФОВ-1,5-6	БикЗ	1500	3357	1576*	8,5
	ФОВ-2,0-6	ТКЗ	2000	3630	2080	15,0
	ФОВ-2,6-6	ТКЗ	2600	4015	3690	28,0
	ФОВ-3,0-6	ТКЗ	3000	4385	4729	37,0
	ФОВ-3,4-6	ТКЗ	3400	4545	6276	50,0
Осветительный вертикальный двухкамерный	ФОВ2К-3,4-6	ТКЗ	3400	5500	9280	70,0
Осветительный вертикальный трехкамерный	ФОВ3К-3,4-6	ТЗК	3400	7060	12987	102,0

Окончание табл. 8.3

1	2	3	4	5	6	7
Осветительный горизонтальный	ФОГ-3,6-10,5	ТКЗ	3000	$H = 4630-10500$	14000	117,0
	ФОГ-3,6-5,5	ТКЗ	3000	$H = 4630-5510$	8165	62,0
Сорбционный угольный для обезмасливания конденсата	ФСУ-2,6	ТКЗ	2000	4930	2644	15,0
	ФСУ-2,6-6	ТКЗ	2600	5200	4283	27,0
	ФСУ-3,6	ТКЗ	3000	5470	5214	36,0
	ФСУ-3,4-6	ТКЗ	3400	5740	7445	47,0
Сорбционный целлюлозный (намывной)	ФСЦ-1,6-10	ТКЗ	1600	4925	3398	14,0
	ФСЦ-2-10	ТКЗ	2000	5330	5288	18,0

\* Масса аппаратов Бийского котельного завода дана с арматурой.

В схемах технического водоснабжения значительное распространение получили *каркасно-засыпные фильтры* и *напорные сверхскоростные осветлительные фильтры системы Г.Н. Никифорова* (рис. 8.6), которые фильтруют воду со скоростью 50...100 м/ч. Фильтр представляет собой цилиндрический корпус с цилиндрической камерой внутри. Пространство между этими цилиндрами разделено вертикальными перегородками на восемь отсеков-фильтров с песчано-гравийной загрузкой. В действии находятся семь отсеков, а один – на промывке. В связи с тем, что фильтр засоряется очень быстро, продолжительность фильтроцикла в каждом отсеке не превышает 1...2 ч.



**Рис. 8.6.** Схема сверхскоростного фильтра конструкции Г.Н. Никифорова: 5 – поддон; 2 – распределительное устройство; 3 – вращающийся патрубок; 6, 5 – отвод и подача промывной воды через поддон 5; 4 – центральный стояк; 7 – щели подачи исходной воды; 1, 9 – подача исходной и отвод фильтрованной воды; 8 – отверстия для сбора фильтрата

Учитывая, что производительность фильтра лимитируется его размерами и при диаметре фильтра 3 м не превышает 150 м<sup>3</sup>/ч, Г.Н. Никифоров предложил батарейный тип сверхскоростных напорных фильтров с автоматической системой промывки. Все фильтры, входящие в блок, связаны единым гидравлическим режимом.

Осветление воды на высокопроизводительных *самопромывающихся фильтрах ВСФ-2000* непрерывного действия широко используют в системах производственного водоснабжения. Высокопроизводительные самопромывающиеся фильтры (ВСФ-2000) применяют для предочистки высокомутной воды с последующей ее доочисткой; в схемах одноступенчатой очистки воды, используемой для производственного водоснабжения при сравнительно невысоких требованиях к ее качеству (содержание взвешенных веществ 50...1000 мг/л); для удаления планктона взамен микрофильтрации; для очистки оборотной воды от взвешенных веществ. По данным завода-изготовителя, фильтры ВСФ-2000 могут задерживать частицы размером 0,01 мм и выше при суммарном количестве взвешенных веществ 500...1000 мг/л. Общая высота фильтра 5,17 м, ширина 2,545 м, диаметр 2,032 м. Производительность фильтра 2000 м<sup>3</sup>/ч при скорости фильтрования 600...700 м/ч. Расход воды на промывку составляет 2...5%.

Использование *фильтров с плавающей полимерной загрузкой* (рис. 8.7) является одним из путей интенсификации процесса фильтрования природных вод. В результате сравнения технико-экономических показателей М.Г. Журбой установлено, что наиболее рациональными в настоящее время являются гранулы вспененного полистирола, полученные в результате спекания. В настоящее время промышленностью освоен массовый выпуск различных марок пенополистирола и шунгизита. После освоения промышленностью могут найти применение в качестве плавающих загрузок газонаполненные гранулы керамзита, котельные и металлургические шлаки, а также различные полимерные материалы, обладающие достаточной механической прочностью, химической стойкостью и пористостью.

Замена тяжелых фильтрующих загрузок на плавающие существенно меняет технологию фильтрования воды, позволяет увеличить допустимую по сравнению с кварцевыми фильтрами концентрацию взвеси в исходной воде и скорость фильтрования, значительно упростить регенерацию загрузки, позволяет отказаться от установки промывных насосов и специальных емкостей для воды. М.Г. Журбой подтверждено, что гранулы полистирола обладают более высокими адгезионными и электрокинетическими свойствами по сравнению с зернами песка и их применение интенсифицирует процесс фильтрования в целом.

При безреагентной очистке воды на ФПЗ-2 и ФПЗ-3 для получения фильтрата, отвечающего нормам ГОСТа на питьевую воду, ре-



комендуется принимать: допустимое содержание взвеси в воде – до 500 мг/л; скорость фильтрования (в зависимости от физико-химических свойств воды и взвеси) – 0,6...2 м/ч; общую толщину двухъярусной или двухслойной загрузки – до 0,7...1,2 м; диаметр гранул плавающей загрузки – 0,3...1,5 мм; интенсивность промывки загрузки – 10...12 л/(с·м<sup>2</sup>); продолжительность промывки – 3...4 мин. При промывке фильтров подача промывной воды осуществляется сверху вниз.

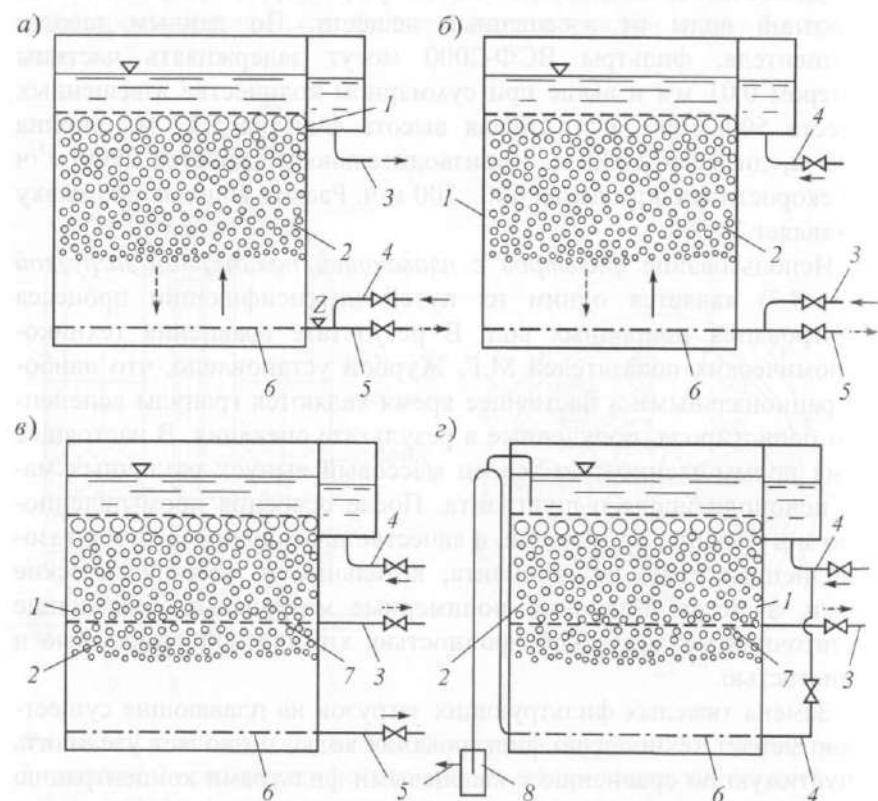


Рис. 8.7. Конструкции ФПЗ-1 (а), ФПЗ-3 (б), ФПЗ-4 (в), АФПЗ-5м (г): 1 – корпус; 2 – фильтрующая загрузка; 3 – отвод фильтрата; 4 – подача исходной воды; 5 – отвод промывной воды; 6 – нижняя дренажная система (НДС); 7 – средняя дренажная система (СДС); 8 – система гидроавтоматической промывки

## Глава 9. Контактные осветлители, их конструкции и расчет

Контактные осветлители представляют собой разновидность фильтровальных аппаратов, работающих по принципу фильтрования воды в направлении убывающей крупности зерен через слой загрузки большой толщины, который реализуется применением восходящего фильтрования, снизу вверх. Обрабатываемая вода через распределительную систему, уложенную на дне сооружения, вводится в нижние гравийные слои (вариант) и затем фильтруется последовательно через слои загрузки, крупность зерен которых постепенно уменьшается. При этом основная масса примесей воды задерживается в нижних крупнозернистых слоях, характеризующихся большой грязеемкостью, что уменьшает темп прироста потери напора. Снижение темпа прироста потери напора и увеличение продолжительности защитного действия загрузки вследствие большой высоты слоя позволяют очищать на контактных осветлителях воду с содержанием взвеси, значительно превышающим обычно допустимое для скорых фильтров. Скорые фильтры могут работать нормально, если содержание взвеси в поступающей на фильтры воде составляет 5...15 мг/л. Контактные же осветлители, как показала практика, работают нормально при содержании взвеси в очищаемой воде до 120 мг/л и ее цветности до 120 град. При водообработке на контактных осветлителях коагулянт вводят в воду непосредственно перед ее поступлением в загрузку осветлителей, процесс коагуляции происходит в ее толще. За короткий промежуток времени от момента введения коагулянта до начала фильтрования в воде могут образовываться лишь микроагрегаты коагулирующих частиц. Дальнейшая агломерация примесей происходит не в свободном объеме воды, а на зернах загрузки контактных осветлителей; частицы адсорбируются на поверхности зерен, образуя отложения характерной для геля сетчатой структуры. Такой процесс является контактной коагуляцией, что обуславливается контактом воды, содержащей коагулированные примеси, с поверхностью зерен контактной массы.

Как показали исследования и практика эксплуатации, процесс контактной коагуляции идет с большей полнотой и во много раз быстрее, чем при обычной коагуляции в объеме. Доза коагулянта для контактной коагуляции, как правило, меньше, чем доза, необходимая для коагулирования примесей в свободном объеме. Для протекания процесса контактной коагуляции необходимо ввести в воду

такую дозу коагулянта, при которой частицы примесей теряют свою агрегативную устойчивость в отношении прилипания к поверхности зерен контактной массы. Такие дозы обычно недостаточны для того, чтобы обеспечить быстрое хлопьеобразование в свободном объеме с получением тяжелых, хорошо декантирующих хлопьев. Кроме того, при контактной коагуляции на процесс почти не влияют температура воды, ее анионный состав, наличие грубодисперсных взвесей и ее щелочность. Отпадает необходимость в перемешивании воды для обеспечения протекания ортокинетической фазы коагулирования примесей.

Благодаря этим преимуществам в условиях обработки маломутных вод контактные осветлители весьма удачно заменяют двухступенчатую очистку воды, обеспечивая высокий эффект осветления и обесцвечивания при одновременном удешевлении стоимости строительства и эксплуатации очистных сооружений. На водоочистных комплексах с контактными осветлителями необходимо предусматривать барабанные фильтры и входную камеру для воздухоотделения и смешения реагентов с водой. Объем камеры рассчитывают на пятиминутное пребывание в ней воды и секционируют на два отделения. Скорость движения воды в камере принимают 5 мм/с. Микрофильтры или барабанные сита располагают обычно над входной камерой.

Контактные осветлители рекомендуется использовать без поддерживающих слоев при промывке водой и с поддерживающими слоями при водовоздушной промывке.

*Контактный осветлитель КО-1* представляет собой резервуар, заполненный загрузкой из песка и гравия (рис. 9.1). Песок не должен содержать фракции крупнее 2 мм и меньше 0,8 мм. Средний диаметр зерен песка 0,9...1,1 мм,  $d_{25} = 1,0...1,3$  мм, толщина слоя песка около 2 м. Гравийные слои располагаются под песчаной загрузкой на дне контактного осветлителя и имеют общую толщину 0,6...0,8 м. Рекомендуемые высота и крупность песчаных и гравийных слоев приведены в табл. 9.1.

Расчетную скорость фильтрования для контактных осветлителей КО-1 принимают 4,0...5,5 м/ч (большие значения при форсированном режиме). Очищаемую воду, предварительно смешанную с коагулянтом, подают в загрузку с помощью распределительной системы дырчатых труб, уложенной на дне в слое мелкого гравия. Распределительная система служит и для подачи промывной воды. Промывку с интенсивностью 15...18 л/(с·м<sup>2</sup>) в течение 7...8 мин про-

изводят так же, как и обычных скорых фильтров. Осветленная вода, как и промывная, отводится с помощью желобов, расположенных над песком.

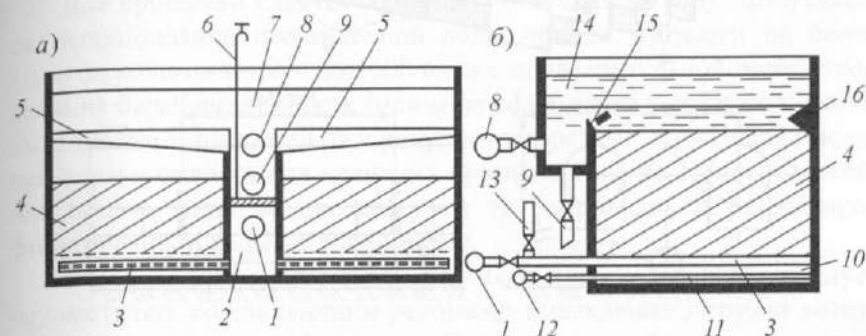


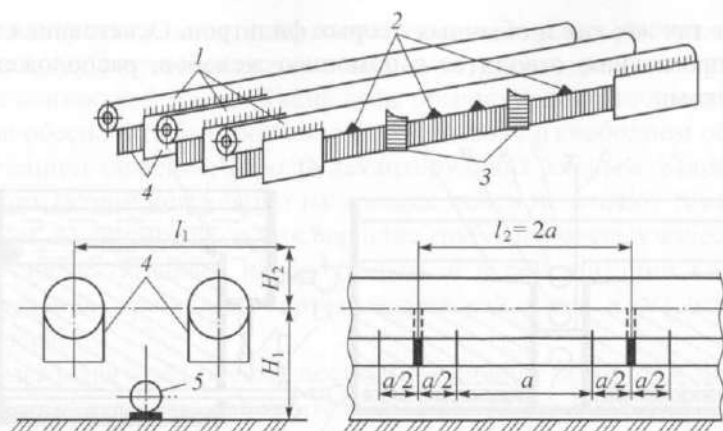
Рис. 9.1. Контактные осветлители КО-1 (а) и КО-3 (б):

13, 9 – подача и отвод промывной воды; 2, 7 – нижнее и верхнее отделения центрального канала; 3 – водораспределительная система; 10 – слой гравия; 4 – слой песка; 5 – водосборный желоб; 8, 1 – отвод фильтрата и подача исходной воды; 11 – воздухораспределительная система; 12 – подача воздуха на промывку; 16 – струенаправляющий выступ; 14 – боковой карман; 15 – пескоулавливающий желоб

Таблица 9.1

Крупность зерен, мм	Высота слоев, м, в контактном осветлителе	
	безгравийном	гравийном
40...20	—	0,2...0,25
20...10	—	0,1...0,15
10...5	—	0,15...0,2
5...2	0,5...0,6	0,3...0,4
2...1,2	1,0...1,2	1,2...1,4
1,2...0,7	0,8...1,0	0,8...1,0

Важным конструктивным элементом контактных осветлителей является *распределительная система*, которая должна обеспечить равномерное распределение промывной воды по всей площади сооружения. В безгравийных контактных осветлителях (КО-1), промываемых водой, должны устраивать безгравийную трубчатую распределительную систему с приваренными вдоль дырчатых труб боковыми шторками (рис. 9.2), между которыми приваривают поперечные перегородки, разделяющие подтрубное пространство на ячейки.



**Рис. 9.2.** Безгравийная трубчатая распределительная система:  
1 – водораспределительные трубы; 2 – проходные отверстия; 3 – поперечные перегородки; 4 – боковые шторки; 5 – воздухораспределительная труба

Работа распределительной системы в контактных осветлителях осложняется тем, что она служит также и для подачи неочищенной воды, и поэтому отверстия в трубках могут засоряться. В связи с этим распределительная система должна быть доступна для прочистки. Это требование выполняется при устройстве магистрали распределительной системы в виде железобетонного канала достаточно большого сечения, чтобы в него мог проникнуть человек. Магистральный канал располагается в центре контактного осветлителя или вдоль его передней стенки (см. рис. 9.1). Все другие расчетные и конструктивные требования к распределительной системе такие же, как и для фильтров.

В контактных осветлителях с поддерживающими слоями и водовоздушной промывкой следует применять трубчатые распределительные системы для подачи воды и воздуха и систему горизонтального отвода промывной воды.

В контактных осветлителях без поддерживающих слоев отверстия в дырчатых трубах должны быть расположены в два ряда в шахматном порядке в нижней части и направлены вниз. Диаметр отверстий 10...12 мм, расстояние между осями в ряду 150...200 мм. Распределительную систему надлежит проектировать в соответствии с рекомендациями СНиПа.

В контактных осветлителях без поддерживающих слоев сбор промывной воды производят желобами согласно СНиПу. Над кром-

ками желобов предусматривают пластины с треугольными вырезами высотой и шириной по 50...60 мм, расстояниями между их осями 100...150 мм.

Для промывки следует применять очищенную воду. Допускается использование неочищенной воды при ее мутности не более 10 мг/л, коли-индексе – до 1000 ед./л с предварительной обработкой воды на барабанных сетках (или микрофильтрах) и обеззараживанием. При этом должен быть предусмотрен разрыв струи перед подачей воды в емкость для хранения промывной воды. Непосредственная подача воды на промывку из трубопроводов и резервуаров фильтрованной воды не допускается.

Водовоздушную промывку контактных осветлителей следует осуществлять со следующим режимом: взрыхление загрузки воздухом интенсивностью 18...20 л/(с·м<sup>2</sup>) в течение 1...2 мин; совместная водовоздушная промывка при подаче воздуха 18...20 л/(с·м<sup>2</sup>) и воды 3...3,5 л/(с·м<sup>2</sup>) при продолжительности 6...7 мин; дополнительная промывка водой с интенсивностью 6...7 л/(с·м<sup>2</sup>) продолжительностью 5...7 мин.

Продолжительность сброса первого фильтрата при промывке очищенной водой 5...10, неочищенной – 10...15 мин.

В контактных осветлителях, в отличие от скорых фильтров, слой воды над загрузкой осветленный, так как вода уже профильтровалась через загрузку. Следовательно, зеркало осветленной воды в контактных осветлителях открыто. Для предотвращения вторичного загрязнения воды оно должно быть изолировано от помещения обслуживания осветлителей. Для этого осветлители группами или каждый в отдельности отделяют от коридора управления остекленными перегородками высотой не менее 2,5 м. Благодаря остеклению можно вести простые визуальные наблюдения за качеством осветляемой воды.

Контактные осветлители типа КО-1 с безгравийной загрузкой следует применять для вод с умеренной цветностью и мутностью при небольшом содержании планктона, в остальных случаях – контактные осветлители типа КО-3 (см. рис. 9.1, б) с гравийно-песчаной загрузкой.

В контактных осветлителях типа КО-3 предусматривают две трубчатые распределительные системы: одна для подачи воды, другая – воздуха. Воздухораспределительная система состоит из дырчатых полиэтиленовых труб, располагаемых у дна сооружения точно посередине между распределительными трубами для воды. В кон-



тактных осветлителях типа КО-3 применяют систему горизонтального отвода промывной воды, основными элементами которой являются пескоулавливающий желоб и струенаправляющий выступ (см. рис. 9.1, б).

Работа и промывка контактного осветлителя типа КО-3 осуществляется по следующей схеме. Во время работы обрабатываемая вода, смешанная с реагентами, подается в нижнее отделение бокового кармана и далее по распределительной системе поступает в загрузку. Фильтрат собирается в надзагрузочном объеме и через водослив пескоулавливающего желоба поступает в верхнее отделение бокового кармана, откуда по трубопроводу отводится в сборный коллектор очищенной воды.

В начале промывки загрузка продувается воздухом для предварительного разрушения загрязнений и выравнивания гидравлического сопротивления загрузки по площади сооружения. Затем в результате одновременной подачи воды и воздуха загрязнения полностью разрушаются и перемещаются вверх, выходя на поверхность загрузки, и далее в верхнее отделение бокового кармана и за пределы аппарата. По окончании совместной водовоздушной промывки подача воздуха в загрузку прекращается и производится дополнительная промывка загрузки водой. Таким образом, в конце промывки из загрузки удаляется оставшийся в ней воздух, она несколько разрыхляется и восстанавливается ее первоначальная пористость. По окончании промывки производится сброс первого фильтрата, а затем вновь начинается фильтроцикл.

## Глава 10. Флотация. Теоретические основы. Конструкции и расчет флотаторов

Флотация – это процесс, основанный на слиянии отдельных частиц примесей под действием молекулярных сил с пузырьками тонкодиспергированного в воде воздуха, всплывании образующихся при этом агрегатов и образовании на поверхности флотатора пены.

Сущность этого процесса заключается в специфическом действии молекулярных сил, вызывающих слипание частиц примесей с пузырьками высокодиспергированного в воде газа (воздуха) и образование на поверхности пенного слоя, содержащего извлеченные вещества. При сближении в воде газового пузырька с гидрофобной поверхностью частицы примеси разделяющий их тонкий слой становится неустойчивым и разрывается. Вследствие кратковременности контакта частицы и пузырька при их столкновении вероятность слияния определяется кинетикой образования краевого угла смачивания.

Интенсификация процесса флотации достигается гидрофобизацией поверхности извлекаемых примесей реагентами, которые, избирательно сорбируясь на поверхности частиц, понижают их смачиваемость, что улучшает процесс слипания дисперсий и коллоидов с пузырьками газа. В водоподготовке в качестве гидрофобизирующих реагентов применяют обычные коагулянты и флокулянты. После флотационной обработки осадок отработанных гидроксидов занимает значительно меньший объем и влажность его ниже, чем осадка, образующегося в отстойниках.

Виды флотации различаются по способам насыщения воды пузырьками газа (воздуха), *флотация с выделением воздуха из воды* – напорная флотация, безнапорная флотация – *флотация с механическим введением воздуха* – безнапорные (пенные), импеллерные и пневматические аппараты; *флотация с подачей воздуха через пористые материалы*; *электрофлотация*.

Обработку воды флотацией рекомендуется применять при ее мутности до 150 мг/л и цветности до 200 град. Это позволяет уменьшить объем водоочистных сооружений вследствие ускорения в 3...5 раз процесса выделения взвеси из воды, отказаться от микрофильтров, улучшить санитарное состояние очистных сооружений.

В последние годы для очистки поверхностных вод умеренной мутности с большим содержанием органических соединений или планктона применяют *напорную флотацию*, при которой выделение взвеси из воды производится с помощью пузырьков газа, получае-

мых из перенасыщенного водовоздушного раствора. Принцип этого метода заключается в том, что 8...10% исходной воды, в которой под давлением 0,6...0,8 МПа растворен воздух, распределяют в обрабатываемой воде, попадая в зону меньшего давления из насыщенной воздухом воды, выделяются мельчайшие его пузырьки, необходимые для флотации легкой взвеси. Способ напорной флотации позволяет путем регулирования давления легко изменять количество растворенного воздуха и размер пузырьков, вводимых в обрабатываемую воду, в зависимости от состава взвеси в исходной воде. Флотированность частиц различной крупности зависит от размеров пузырьков воздуха, которые определяются поверхностным натяжением на границе вода – воздух. С понижением поверхностного натяжения эффективность очистки воды флотацией повышается в отличие от отстаивания и фильтрования. При предварительном коагулировании примесей воды эффект флотации повышается.

Вид содержащихся в воде загрязнений определяет характер флотационной обработки: одним воздухом или воздухом в сочетании с различными реагентами, и прежде всего коагулянтами. Использование коагулянтов позволяет значительно повысить эффективность флотационной очистки и удалять загрязнения, находящиеся в воде в виде стойких эмульсий и взвесей, а также в коллоидном состоянии. В практике применяют две схемы флотационной очистки, показанные на рис. 10.1. В первом случае (рис. 10.1, а) для насыщения воздухом используют исходную неочищенную воду, а во втором (рис. 10.1, б) – воду, прошедшую очистку. В отечественной практике рекомендуется второй вариант.

При флотации в жидкости происходит ряд процессов: растворение и выделение воздуха, прикрепление воздушных пузырьков к частицам взвеси и всплытие их на поверхность с образованием пены. Условия протекания этих процессов оказывают существенное влияние на эффект обработки воды. Важное значение имеют также условия и способы удаления пены.

Растворенный воздух выделяется из воды при понижении давления, что и используется в установках напорной флотации.

Контактирование пузырьков воздуха и частиц примесей возможно двумя путями: при столкновении частиц с поверхностью пузырьков и при их образовании на частицах при выделении растворенных газов.

При движении жидкости через флотационную камеру возникают силы, стремящиеся оторвать твердые частицы от пузырьков воздуха: силы трения, силы тяжести, силы инерции. Для успешного

протекания процесса флотации необходимо, чтобы твердые частицы и пузырьки воздуха прочно прикреплялись друг к другу.

В состав флотационных установок входят флотационные камеры, совмещенные с камерами хлопьеобразования, узлы подготовки и распределения водовоздушного раствора, устройства для удаления и отвода пены. Флотационные камеры-флотаторы могут быть разнообразных форм (круглые или прямоугольные в плане) и конструкций с горизонтальным и радиальным направлением движения воды.

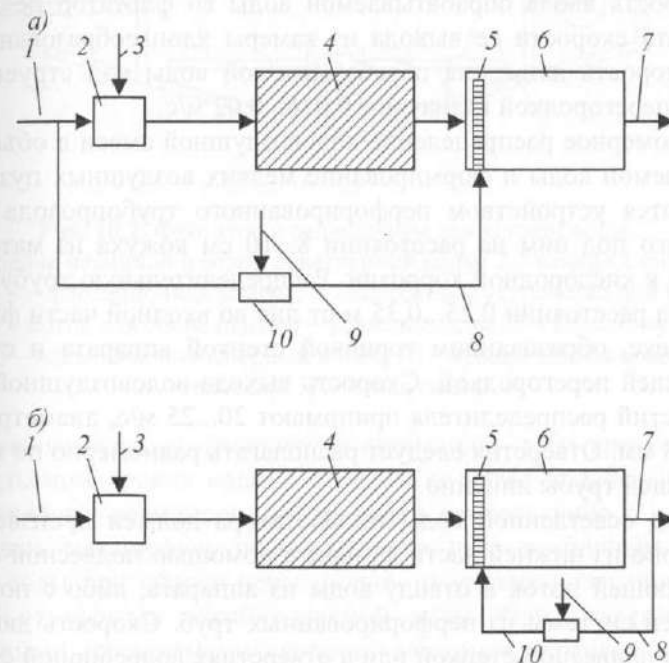


Рис. 10.1. Схемы напорной флотации при насыщении воздухом исходной (а) и очищенной (б) воды:

1, 7 – подача исходной и отвод очищенной воды; 2 – смеситель; 3 – подача реагентов; 4 – камера хлопьеобразования; 5 – распределительное устройство; 6 – флотатор; 8 – подача водовоздушной смеси; 9 – ввод воздуха; 10 – бак для растворения воздуха в воде

Наиболее широко используют флотаторы с горизонтальным движением воды. Они могут иметь в плане квадратную и прямоугольную формы. Длина камеры назначается в пределах 3...9 м, ширина до 6 м, отношение ширины к длине – в пределах 2/3...1/3. Глубина слоя воды во флотаторе должна быть 1,5...2,5 м. Прямоугольные флотаторы чаще всего бывают вытянуты в плане по ходу движения воды, од-

нако на некоторых установках для очистки природных и сточных вод флотаторы вытянуты в плане в направлении, перпендикулярном движению воды. Для улучшения использования всего объема флотатора в некоторых случаях устанавливают продольные перегородки.

Во входной части прямоугольной флотационной камеры устанавливают под углом  $60...70^\circ$  к горизонтали в сторону движения воды струенаправляющую перегородку. Днище флотационной камеры устраивают с уклоном  $0,01$  к трубопроводу для опорожнения.

Скорость ввода обрабатываемой воды во флотатор не должна превышать скорости ее выхода из камеры хлопьеобразования, поэтому скорость движения обрабатываемой воды над струенаправляющей перегородкой назначают  $0,016...0,02$  м/с.

Равномерное распределение водовоздушной смеси в объеме обрабатываемой воды и формирование мелких воздушных пузырьков достигаются устройством перфорированного трубопровода и размещенного под ним на расстоянии  $8...10$  см кожуха из материала, стойкого к кислородной коррозии. Распределительную трубу располагают на расстоянии  $0,25...0,35$  м от дна во входной части флотатора в отсеке, образованном торцевой стенкой аппарата и струенаправляющей перегородкой. Скорость выхода водовоздушной смеси из отверстий распределителя принимают  $20...25$  м/с, диаметр отверстий  $5...8$  мм. Отверстия следует располагать равномерно по нижней образующей трубы линейно.

Отвод осветленной воды из флотатора должен производиться равномерно из нижней части камеры с помощью подвесной стенки, направляющей поток к отводу воды из аппарата, либо с помощью отводящей системы из перфорированных труб. Скорость движения воды под подвесной стенкой или в отверстиях водосборной системы принимают  $0,9...1,2$  м/с.

При строительстве новых очистных сооружений предпочтение следует отдавать флотаторам с горизонтальным движением воды прямоугольной формы в плане, совмещенным с камерами хлопьеобразования (рис. 10.2), с целью предотвращения разрушения хлопьев, сформированных в процессе коагуляции взвеси в воде.

Флотационная пена образуется на поверхности воды в результате всплывания пузырьков воздуха, несущих на себе удаляемые из воды примеси. При флотации природных вод образующаяся пена должна быть достаточно прочной и не допускать обратного попадания загрязнений в воду. Кроме того, пена должна обладать определенной подвижностью при перемещении ее к сбросным устройствам. Устойчивость и подвижность пены зависят от свойств и коли-

чества реагентов и загрязнений, вносимых в пенный слой. Стабилизации пены способствует наличие в воде хлопьев коагулянта, мелких частиц взвеси и поверхностно-активных веществ.

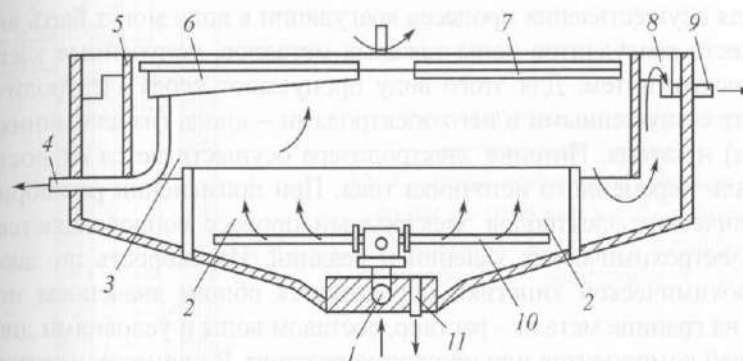


Рис. 10.2. Флотатор с радиальным движением воды:

1, 9 – подача исходной и отвод осветленной воды; 2 – камера хлопьеобразования; 3 – флотационная камера; 7 – скребковое устройство для удаления пены; 6 – лоток для сбора пены; 4 – удаление пены; 5 – кольцевая перегородка; 8 – кольцевой водосборный лоток; 10 – вращающийся водораспределитель; 11 – отвод осадка

Удаление пены из флотатора производят либо кратковременным подъемом уровня воды с отводом ее через подвесные лотки, расположенные равномерно по площади камеры, либо с помощью скребковых механизмов, перемещающих пену к сборным лоткам. Потери воды при сбросе пены подъемом уровня воды принимают  $1...1,5\%$  от расхода обрабатываемой воды. При удалении пены скребковыми механизмами скорость движения скребков в прямоугольных камерах принимают до  $0,02$  м/с, в круглых – окружную скорость  $0,015...0,02$  м/с при частоте вращения  $6...10$  с<sup>-1</sup>. Днища лотков выполняют с уклоном  $0,025$  в сторону отвода пены. Верхние кромки лотков располагают на одной общей отметке на  $10...15$  мм выше уровня воды во флотаторе.

Во флотаторах, имеющих в плане круглую форму, применяют вращающиеся скребки (см. рис. 10.2). В установках электрофлотации обрабатываемая вода движется в межэлектродном пространстве, при этом на поверхности электродов (нерастворимых или растворимых) образуются пузырьки водорода или кислорода, которые флотируют примеси воды. При применении растворимых электродов параллельно с электрофлотацией идет процесс электрокоагуляции, что повышает эффект очистки воды.



## Глава 11. Электрокоагуляция. Теоретические основы. Аппаратное оформление процесса

Для осуществления процесса коагуляции в воду могут быть введены вместо коагулянтов ионы тяжелых металлов, полученные электрохимическим путем. Для этого воду пропускают через электролизер – аппарат с опущенными в него электродами – анода (из алюминия или железа) и катода. Питание электролизера осуществляется от постоянного или переменного источника тока. При применении растворимых металлических электродов электродный процесс сопровождается рядом электрохимических явлений и реакций. Их скорость по законам электрохимической кинетики определяется общим значением потенциала на границе металл – раствор, составом воды и условиями диффузии в ней компонентов или продуктов реакции. В процессе электролиза на электродах восстанавливаются или окисляются компоненты электролита. В переносе тока принимают участие все находящиеся в воде ионы, а также имеющие заряд коллоидные взвешенные частицы.

В основном перенос электричества в природных водах осуществляют катионы  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Na}^+$ ,  $\text{K}^+$  и анионы  $\text{SO}_4^{2-}$ ,  $\text{HCO}_3^-$  и  $\text{Cl}^-$ , а также ионы  $\text{H}^+$  и  $\text{OH}^-$ , всегда содержащиеся в воде.

Количество металла  $m$ , перешедшего из анода в воду в результате электролиза, определяют из выражения

$$m = \eta \cdot A \cdot I \cdot t / (nF),$$

где  $A$  – атомная масса металла;  $F$  – число Фарадея (96500 Кл);  $I$  – сила тока, А;  $t$  – время прохождения тока, с;  $\eta$  – коэффициент выхода металла по току, %;  $n$  – валентность металла.

Растворение 1 г металлического алюминия эквивалентно введению в воду  $12,3 \text{ г } \text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ , растворение 1 г металлического железа – введению  $4,8 \text{ г } \text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$  или  $4,9 \text{ г } \text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ .

Большинство аппаратов для очистки воды электрокоагуляцией представляет собой безнапорные пластинчатые электролизеры горизонтального или вертикального типа. Пластины или кольца металла располагают вертикально на расстоянии 3...20 мм одна от другой и удерживаются изолирующими вставками, электрический ток подводится к каждой пластине (рис. 11.1). Для упрощения монтажа электрокоагуляторов и уменьшения потребляемой силы тока применяют биполярное подключение электродов, т.е. подвод тока не к каждой пластине, а через несколько пластин. Промежуточные пластины растворяются вследствие поляризации в возникающем электрическом поле.

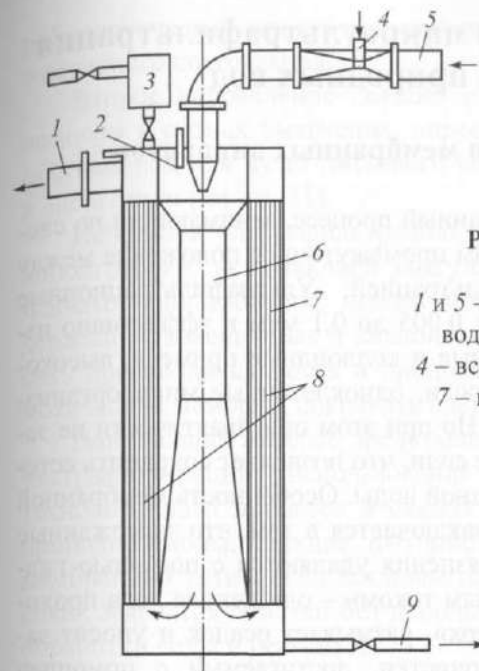


Рис. 11.1. Электрокоагулятор системы Е.Ф. Кургаева:

1 и 5 – отвод и подача обрабатываемой воды; 2 – отражатель; 3 – реакгент; 4 – всасывание воздуха; 6 – диффузор; 7 – корпус; 8 – электроды; 9 – слив

Метод электрокоагуляции обеспечивает высокий эффект удаления из воды загрязнений в виде взвесей (минерального, органического и биологического происхождения), коллоидов (соединений железа, веществ, обуславливающих цветность воды, и т.д.), а также отдельных веществ, находящихся в молекулярном и ионном состояниях. Существенным преимуществом электрокоагуляции перед реагентными методами очистки воды является возможность отказа от строительства громоздких очистных сооружений, занимающих значительные производственные площади. Эксплуатация установок может быть значительно упрощена вследствие того, что электрохимические процессы легко поддаются механизации, управлению и автоматизации.

Электрокоагуляция позволяет осуществлять процесс очистки воды в компактных, автоматически действующих и легко обслуживаемых установках и особенно удобна для небольших автономных объектов (на судах речного флота, в сельском хозяйстве, для малых поселков и т.д.).

К числу недостатков метода следует отнести повышение расхода электроэнергии и металла на единицу обрабатываемой воды.

## Глава 12. Мембранная микроультрафильтрация для очистки природных вод

### 12.1. Типы мембран и мембранных аппаратов

Ультрафильтрация – мембранный процесс, занимающий по своим селективным характеристикам промежуточное положение между нанофильтрацией и микрофильтрацией. Ультрафильтрационные мембраны имеют размер пор от 0,005 до 0,1 мкм и эффективно извлекают из воды тонкодисперсные и коллоидные примеси, высокомолекулярные вещества, водоросли, одноклеточные микроорганизмы, цисты, бактерии и вирусы. Но при этом они практически не задерживают растворенные в воде соли, что позволяет сохранить естественный солевой состав природной воды. Особенность мембранной технологии ультрафильтрации заключается в том, что задержанные на поверхности мембраны загрязнения удаляются с помощью гидравлических промывок «обратным током» – очищенная вода проходит через мембрану «снизу вверх», размывает осадок и уносит загрязнения. Высокий уровень очистки, достигаемый с помощью ультрафильтрации, позволяет рассматривать этот метод как альтернативу традиционным процессам осветления, фильтрования и обеззараживания.

Применение ультрафильтрации может позволить отказаться от таких технологических процессов, как отстаивание и фильтрование. Используя ультрафильтрационную технологию, можно добиться улучшения степени осветления воды без увеличения дозы коагулянта, а в ряде случаев – достичь снижения мутности, цветности и окисляемости без использования реагентов.

Первое направление использования ультрафильтрации – в качестве альтернативы традиционным методам обеззараживания: обычные ультрафильтрационные мембраны с размером пор 0,01–0,05 мкм служат надежным барьером для патогенных микроорганизмов и вирусов. Они позволяют достичь 99,99%-ного удаления вирусов и цист патогенных микроорганизмов, в том числе Гардии и Криптоспоридия, и практически 100%-ного задержания бактерий и простейших.

Такие системы ультрафильтрационной очистки главным образом служат для обработки воды из подземных источников неглубокого залегания, их задачей является безреагентное обеззараживание и осветление воды при периодических повышении мутности и мик-

робиологической загрязненности воды, происходящих после дождей и весеннего снеготаяния.

Второе направление связано с предочисткой перед обратным осмосом в схемах умягчения, опреснения и обессоливания поверхностных вод для нужд питьевого водоснабжения, промышленности и энергетики (см. гл. 31).

Используя ультрафильтрацию вместо традиционной схемы водоподготовки, включающей коагуляцию, отстаивание и многоступенчатое фильтрование, можно получить воду с очень низким содержанием взвешенных и коллоидных веществ и в результате повысить производительность и продолжительность службы обратноосмотических мембран, сократить частоту их химических промывок.

Наибольший интерес представляет третье направление развития ультрафильтрации – использование ее как альтернативного высокотехнологичного процесса в схемах очистки и кондиционирования природной воды. Главное достоинство данной области применения мембранной технологии заключается в возможности получения высоких эффектов очистки без использования дополнительных стадий обработки воды и реагентов.

Развитие технологии изготовления мембран и мембранных элементов, увеличение удельной производительности и долговечности мембран, возможность создания на их основе полностью автоматизированных установок делает мембранные методы очистки воды все более конкурентоспособными по сравнению с традиционными схемами обработки подземных и поверхностных вод, основанных на использовании коагуляции, отстаивания, фильтрования и хлорирования.

Ультрафильтрационные мембраны обеспечивают более тонкую очистку воды от взвешенных и коллоидных веществ, чем скорые фильтры, и вместе с тем позволяют обрабатывать воду с высокой мутностью без ухудшения качества фильтрата. Это обеспечивается благодаря появлению особых конструкций мембранных аппаратов и разработке эффективных методик регулирования параметров работы мембранной установки очистки воды.

Большинство ультрафильтрационных мембран работает при давлениях 0,5–3,0 атм, поэтому в отличие от других мембранных методов – нанофильтрации и обратного осмоса, где требуются относительно высокие рабочие давления, для ультрафильтрации нет необходимости использовать специальные высоконапорные гидравлические системы и особые напорные корпуса, что позволяет удешевить саму конструкцию установок и снизить ее энергопотребление.

Вопросы получения полимерных мембран, конструирования мембранных аппаратов и установок, основные закономерности мембранного переноса представлены в гл. 31.

## 12.2. Теоретические основы процесса ультрафильтрации

Важной задачей при работе ультрафильтрационных установок является контроль и управление процессом накопления загрязнений на мембранах. Решение этой задачи заключается, во-первых, в создании такого режима работы мембранных аппаратов, при котором загрязнение мембран было бы минимальным, а во-вторых, в выборе подходящего материала мембраны, который был бы наименее чувствителен к загрязнениям, характерным для данного состава исходной воды. Кроме того, сама конструкция мембранного элемента должна позволять проводить гидравлические промывки мембраны с максимальной эффективностью.

Для борьбы с ростом осадка над поверхностью мембраны создают дополнительный поток из обрабатываемой жидкости, который размывает накапливающийся осадок. Жидкость (концентрат), содержащая удаленные с поверхности мембраны загрязнения, выводится из разделительного аппарата. Для более эффективного удаления загрязнений с поверхности и из пор мембраны используют метод обратных промывок, при котором очищенную воду (фильтрат) пропускают через мембрану в направлении, обратном направлению фильтрования. Такие промывки производятся чаще, чем промывки обычных фильтров с зернистой загрузкой — для ультрафильтрационных мембран, предназначенных для очистки поверхностных вод, их частота колеблется от 1 до 4 раз в час, но продолжительность промывки составляет всего 10–60 с, поэтому объем сбрасываемой воды не превышает 5% от объема фильтрата. Схема процесса очистки воды с применением ультрафильтрационных мембран показана на рис. 12.1.

Для мембранной очистки наиболее важными являются следующие свойства органических соединений: природа их образования, гидрофильность, заряд в водных растворах, распределение по молярному весу. Кроме того, необходимо учитывать водородный показатель, общее солесодержание и жесткость воды. Эти показатели качества природных вод вместе со свойствами органических веществ влияют на селективные свойства и загрязнение мембран.

Производительность ультрафильтрационного мембранного аппарата при работе в «тупиковом» режиме описывается в общем виде следующей зависимостью:

$$Q = \frac{\Delta P \cdot S}{\mu (R_m + R_3 + R_{oc})}, \quad (12.1)$$

где  $\Delta P$  — разница давлений над и под мембраной (исходной воды и фильтрата);  $S$  — площадь мембран в аппарате;  $\mu$  — динамическая вязкость воды;  $R_m$  — сопротивление мембраны;  $R_3$  — дополнительное сопротивление мембраны за счет закупоривания ее пор;  $R_{oc}$  — сопротивление осадка на поверхности мембраны.

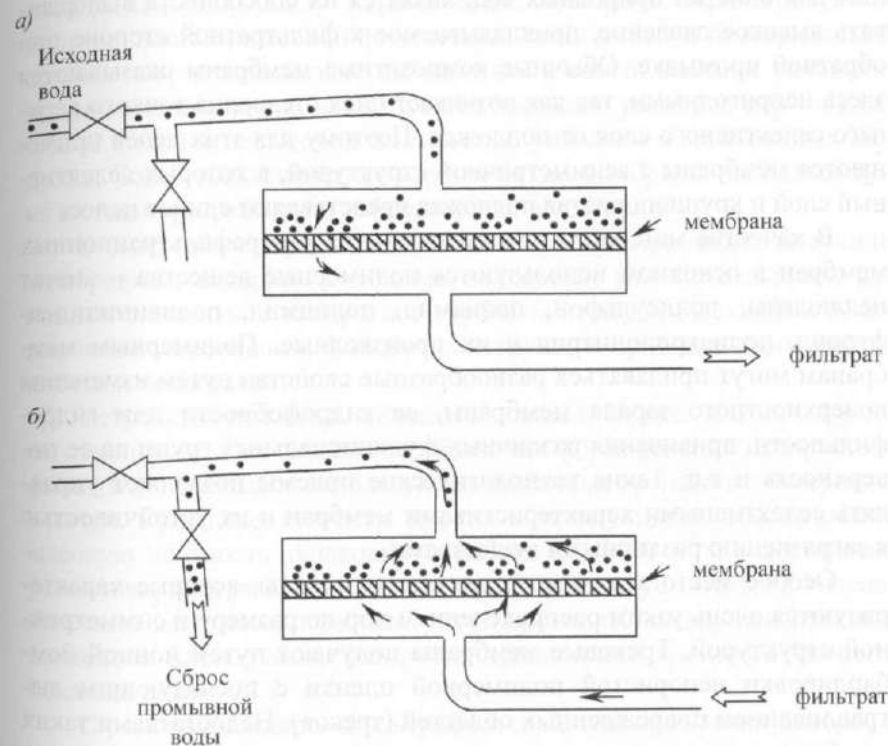


Рис. 12.1. Принцип работы ультрафильтрационного аппарата: а — рабочий цикл (фильтрование); б — цикл промывки

Величина  $R_3$  зависит от соотношения размеров частиц и пор мембраны, и ее абсолютное значение увеличивается для более тонкопористых мембран. Тем не менее при микрофильтрации процесс забивания пор носит наиболее значительный характер, поскольку сопротивление мембраны больше, несмотря на то, что относитель-



ное падение производительности в течение стадии закупоривания пор намного меньше.

Природная вода – это сложная смесь частиц различной степени дисперсности: от молекул гуминовых кислот до глинистых частичек, поэтому в ней всегда будут присутствовать частицы, соизмеримые с порами ультрафильтрационных мембран. Поэтому полностью избежать стадии закупоривания пор путем подбора размера пор мембраны невозможно.

Особенностью ультрафильтрационных мембран, предназначенных для очистки природных вод, является их способность выдерживать высокое давление, прикладываемое к фильтратной стороне при обратной промывке. Обычные композитные мембраны оказываются здесь непригодными, так как возникает риск отслоения тонкого верхнего селективного слоя от подложки. Поэтому для этих целей применяются мембраны с асимметричной структурой, в которых селективный слой и крупнопористая подложка представляют единое целое.

В качестве материала для изготовления ультрафильтрационных мембран в основном используются полимерные вещества – ацетат целлюлозы, полисульфон, полиамид, полиимид, поливинилиденфторид, полиакрилонитрил и их производные. Полимерным мембранам могут придаваться разнообразные свойства путем изменения поверхностного заряда мембраны, ее гидрофобности или гидрофильности, прививания различных функциональных групп на ее поверхность и т.п. Такие технологические приемы позволяют управлять селективными характеристиками мембран и их устойчивостью к загрязнению различными веществами.

Особое место занимают трековые мембраны, которые характеризуются очень узким распределением пор по размеру и симметричной структурой. Трековые мембраны получают путем ионной бомбардировки непористой полимерной пленки с последующим вытравливанием поврежденных областей (треков). Недостатками таких мембран являются низкая поверхностная пористость и относительно высокая стоимость.

Большинство современных полимерных мембран устойчивы к воздействию микроорганизмов и химических соединений в широком диапазоне pH от 2 до 11 (некоторые мембраны допускают при химической промывке изменение величины pH в пределах от 1 до 14), обладают высокой селективностью и производительностью, но не допускают воздействия сильных окислителей: свободного хлора, йода, озона. Свойства мембран лишь незначительно ухудшаются в течение всего срока службы, который составляет пять и более лет.

Старение мембран может происходить из-за истончения верхнего слоя при взаимодействии с взвешенными и абразивными веществами, содержащимися в обрабатываемой воде, или очищающими химическими агентами. Предельные рабочие температуры составляют 40–45 °C, иногда допускается кратковременное повышение до 50 °C. Наибольшее распространение для очистки природных вод получили мембраны на основе полисульфона и ацетата целлюлозы.

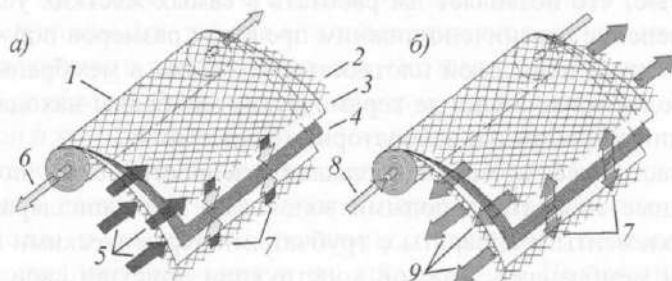
Для производства ультрафильтрационных мембран также используют неорганические (керамические) материалы на основе окислов  $Al_2O_3$ ,  $TiO_2$ ,  $ZnO_2$ . Керамические мембраны характеризуются долговечностью, высокой физической, химической и бактериальной стойкостью, что позволяет им работать в самых жестких условиях. Их применение ограничено нижним пределом размеров пор – около 0,05–0,1 мкм и невысокой плотностью упаковки в мембранных модулях. Более тонкопористые керамические мембраны находятся пока в стадии разработки и лабораторных испытаний.

В настоящее время наибольшее распространение получили мембранные аппараты с полыми волокнами или капиллярами, рулонные элементы и аппараты с трубчатыми керамическими и полимерными мембранами. Каждой конструкции присущи свои достоинства и недостатки.

Устройство рулонных элементов показано на *рис. 12.2* и *31.4*. Они изготавливаются из плоских мембран, для формирования напорного и фильтратного каналов используются различные дренажные материалы – сетки. Рулонные элементы просты в эксплуатации, обеспечивают высокую плотность «упаковки» мембран (до 1000 м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>), достаточно устойчивы к загрязнению и легко промываются, устойчивы к гидравлическим нагрузкам, позволяют легко проводить замену неисправных элементов. Схема работы ультрафильтрационного рулонного элемента показана на *рис. 12.2*.

С развитием микро- и ультрафильтрации вновь возник интерес к аппаратам с полыми волокнами. Капиллярные мембраны представляют собой тонкие полимерные трубки диаметром 0,7–2,0 мм, фильтрование может вестись изнутри наружу или снаружи вовнутрь. Схема работы аппарата с капиллярными мембранами (полыми волокнами) показана на *рис. 12.3*. Капиллярные мембраны специально разработаны для осветления природных вод и отличаются от полых волокон большим диаметром трубки – 0,8–2,0 мм (у полых волокон диаметр – 0,1–0,4 мм) и, следовательно, обладают меньшей склонностью к забиванию внутренних напорных каналов

мембран. Они характеризуются довольно высокой плотностью «упаковки» мембран (площадь мембран в одном модуле может достигать 50–60 м<sup>2</sup>), высокими удельными потоками и хорошей гидродинамикой внутри волокон при работе в режиме фильтрования «изнутри наружу». Такие мембраны не содержат сепараторных и дренажных сеток, поэтому они обеспечивают большую устойчивость мембранных элементов к засорению взвешенными веществами и биологическому обрастанию. Одним из недостатков капиллярных мембран является их склонность к сплющиванию при высоких значениях давления снаружи волокон. Плотность упаковки таких мембран в элементах также достаточно велика (500–800 м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>).



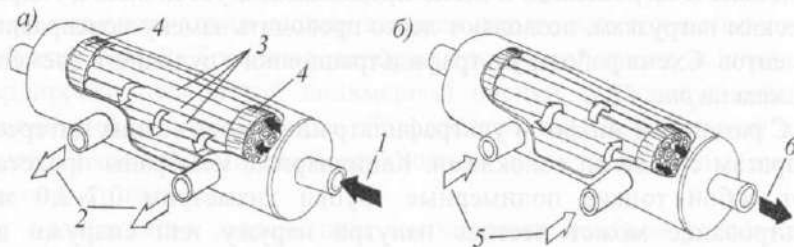
**Рис. 12.2.** Устройство и внешний вид рулонного мембранного элемента:

а – рабочий режим; б – режим промывки;

1 – рулонный элемент; 2 – турбулизаторная сетка; 3 – мембрана;

4 – дренажное устройство; 5 – исходная вода; 6 – фильтрат;

7 – направление движения воды через мембрану; 8 – подача промывной воды; 9 – отвод промывной воды



**Рис. 12.3.** Устройство и внешний вид полволоконного мембранного элемента:

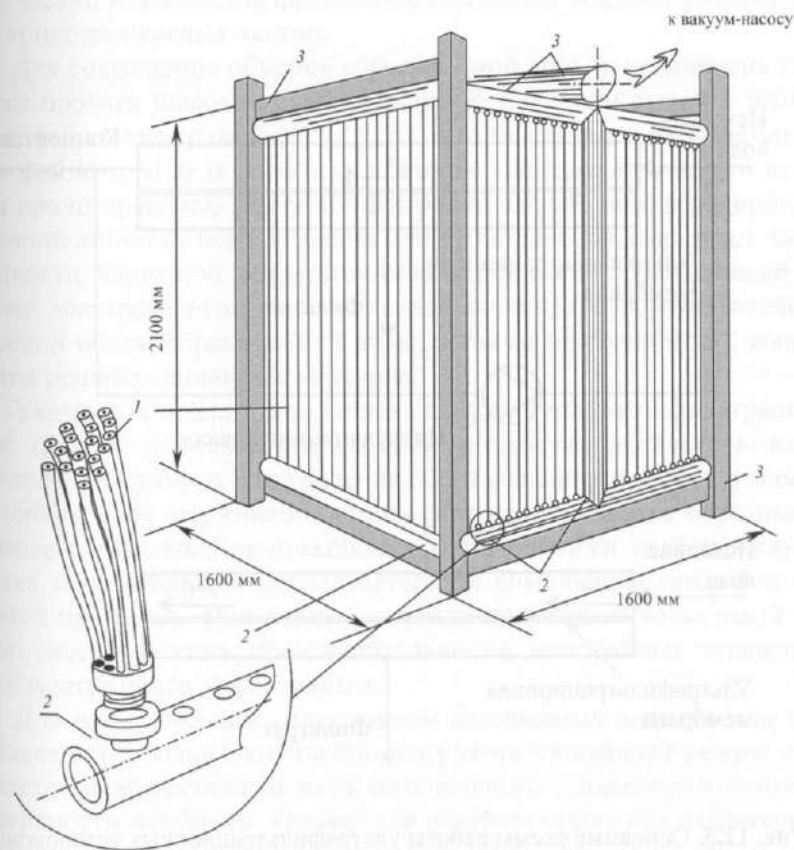
а – рабочий режим; б – режим промывки;

1 – исходная вода; 2 – фильтрат; 3 – полые волокна; 4 – эпоксидный блок;

5 – обратная промывка фильтратом; 6 – промывная вода;

7 – корпус

Особое место занимают так называемые погруженные мембраны, где процесс ведется не под действием избыточного давления, а под действием вакуума, который прикладывается к фильтратному тракту. Безкорпусные мембранные блоки с полыми волокнами (производители – Zenon, Koch) или рулонные элементы (TriSep) погружаются в резервуар или канал исходной воды, туда же подается воздух для очистки поверхности мембран (рис. 12.4). Задержанные загрязнения удаляются с поверхности мембраны с помощью обратных промывок, осаждаются на дно резервуара и выводятся в дренаж. Преимущество таких систем состоит в возможности обрабатывать без предварительной очистки воду с высокой мутностью, низкое энергопотребление (0,05–0,1 кВт·ч/м<sup>3</sup>), меньшее количество распределительных трубопроводов и арматуры.



**Рис. 12.4**

В зависимости от режима течения жидкости в мембранном модуле существуют три основные схемы работы ультрафильтрационных установок (рис. 12.5): с поперечным потоком (cross-flow), с частичным сбросом концентрата (feed-and-bleed) и с тупиковой фильтрацией (dead-end).

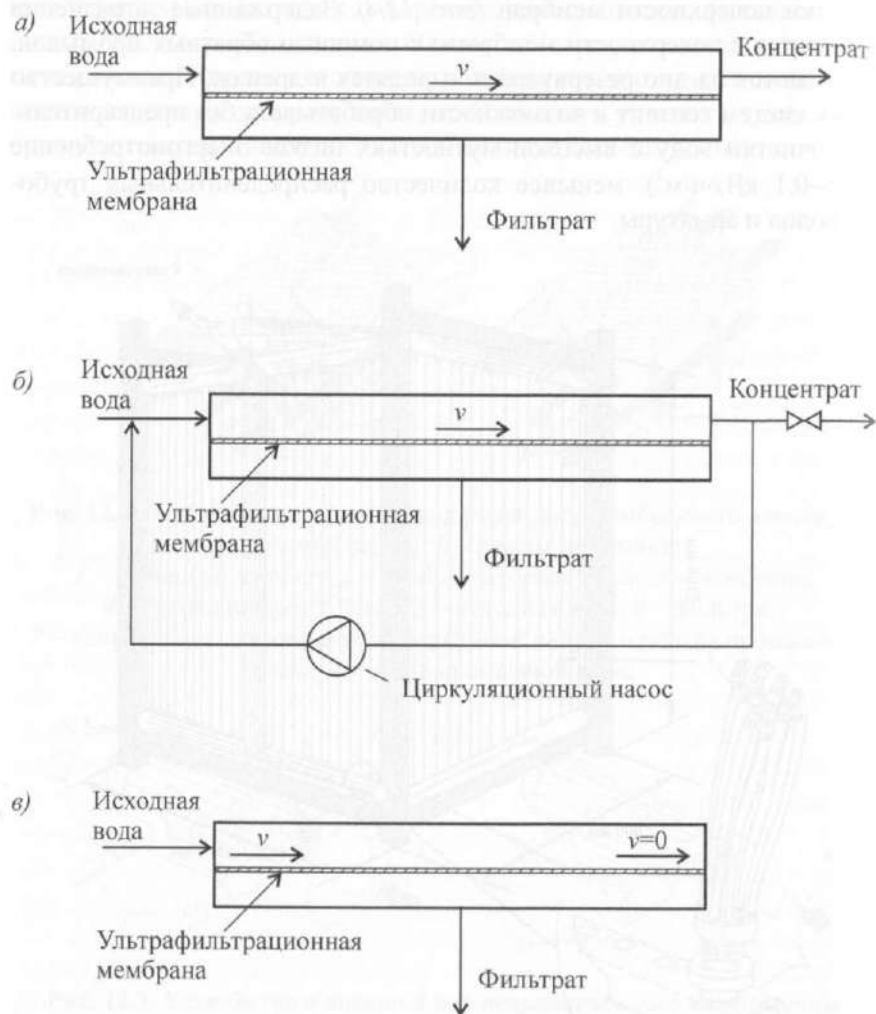


Рис. 12.5. Основные схемы работы ультрафильтрационных установок: а – режим с поперечным потоком; б – режим с частичным сбросом и рециркуляцией концентрата; в – тупиковый режим

В первых двух случаях исходная жидкость течет параллельно поверхности мембраны, при этом часть жидкости, называемая фильтратом, проходит через мембрану, а оставшийся объем вместе с задержанными загрязнениями выводится из мембранного модуля (рис. 12.5, а). При таком режиме работы необходимо поддерживать высокую скорость потока жидкости над поверхностью мембраны, чтобы задержанные загрязнения не осаждались на поверхности мембраны, а находились во взвешенном состоянии. В этом случае удается избежать роста осадка на поверхности мембраны и тем самым обеспечить продолжительную непрерывную работу мембранного модуля. При наличии поперечного потока уменьшение производительности мембраны после образования первоначального слоя осадка может происходить лишь за счет его уплотнения, переагрегации частиц и изменения фракционного состава осадка в сторону более тонкодисперсных частиц.

Для сокращения объемов сбрасываемой воды и увеличения скорости протока широкое распространение получили схемы с рециркуляцией концентрата (рис. 12.5, б). В этом случае сбрасываемая из мембранного модуля жидкость повторно направляется на его вход. Для предотвращения роста концентрации загрязнений в рециркуляционной линии из нее постоянно или периодически выводится часть жидкости. Основным недостатком описанных схем – повышенные затраты электроэнергии на перекачивание жидкости, относительно высокий объем сбрасываемой воды, а также необходимость сооружения рециркуляционных контуров.

Указанных недостатков лишена схема с тупиковой фильтрацией (рис. 12.5, в), где весь объем исходной жидкости профильтровывается через мембрану, а для удаления образовавшегося по поверхности мембраны слоя загрязнений используют периодические обратные и прямые промывки. Для повышения эффективности этой процедуры может использоваться последовательная комбинация прямой и обратной промывок. При равных затратах промывной воды такой режим восстановления производительности мембранных аппаратов оказывается более эффективным.

Для вод с высоким содержанием взвешенных веществ или при добавлении больших количеств коагулянта тупиковый режим оказывается неэффективным из-за интенсивного осадкообразования на поверхности мембраны. Однако для поверхностных вод с невысокой мутностью и подземных вод с содержанием железа до 20–30 мг/л применение тупикового режима оказывается наиболее предпочтительным.



Сравнивая тупиковый и поперечноточный режимы, основное внимание обращают на полезную производительность системы и потребление энергии. По разным данным для систем с тупиковой фильтрацией полезная производительность варьируется соответственно от 55–80 до 90–98%, а для режима с поперечным потоком – от 75–90 до 90–96%, и в целом тупиковый режим оказывается более экономичным. Однако при тупиковой фильтрации средняя производительность мембран ниже, что увеличивает капитальные затраты на сооружение системы очистки. Для схемы с поперечным потоком сооружение циркуляционного контура требует дополнительных капитальных затрат. Важным фактором является потребление электроэнергии: для тупиковой фильтрации оно составляет около 0,18–0,22 кВт·ч/м<sup>3</sup> – это значительно меньше, чем для фильтрации с транзитным потоком, – 0,54–0,72 кВт·ч/м<sup>3</sup>.

### 12.3. Конструирование и расчет мембранных установок ультрафильтрации

Большинство схем ультрафильтрационных установок содержат следующие основные элементы: насосы исходной воды, блок мембранных аппаратов, накопительные емкости, насосы раздачи воды потребителю; циркуляционные насосы с линией рецикла, систему автоматических задвижек, контрольно-измерительные приборы и автоматику. Для защиты мембранных элементов от засорения грубодисперсными примесями перед ними размещают различные фильтры предочистки с размером пор 50–200 мкм. Это могут быть крупнозернистые или сетчатые фильтры. Мембранные аппараты, за исключением фильтропрессных и безкорпусных, помещаются в напорные корпуса цилиндрической формы. В зависимости от дизайна установки мембранные элементы располагаются рядами вертикально или горизонтально (рис. 12.6 и 12.7). При использовании водовоздушной промывки выбирают вертикальное размещение мембранных аппаратов. Схемы установок ультрафильтрации показаны на рис. 12.8.

Эксплуатация систем очистки ведется в трех различных режимах: при постоянной величине трансмембранного давления, при постоянном потоке через мембрану, при переменном давлении и потоке. Промывка мембранных аппаратов ведется обратным током очищенной воды с помощью промывных насосов и задвижек с электроприводом.

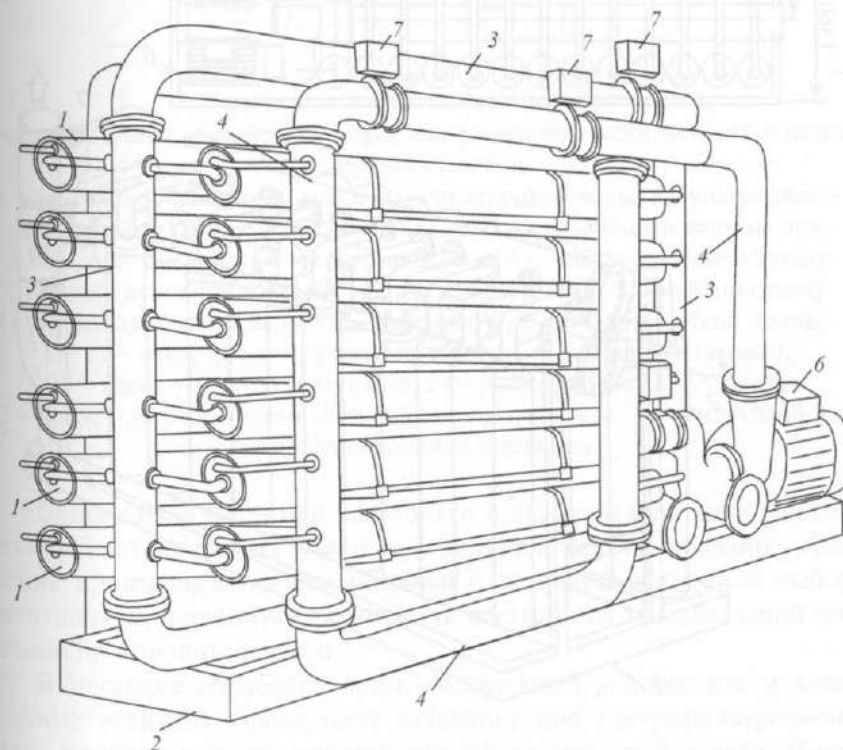
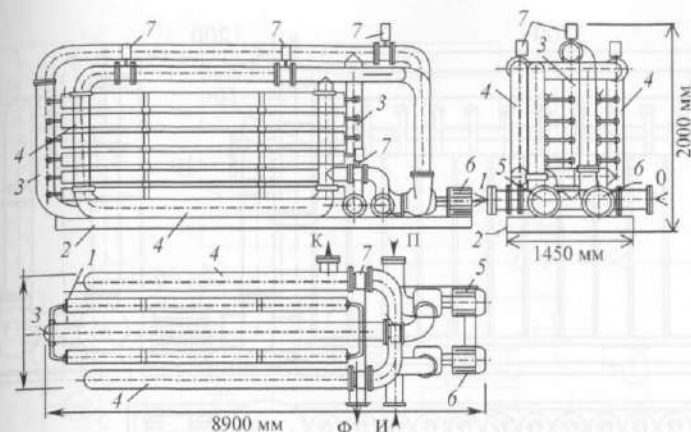


Рис. 12.6. Внешний вид и компоновка мембранного ультрафильтрационного блока с горизонтально расположенными мембранами в напорных корпусах:

1 – мембранные аппараты; 2 – рама; 3 – трубопровод очищенной воды; 4 – трубопровод исходной воды; 5 – промывной насос; 6 – подающий насос; 7 – задвижки с электроприводом

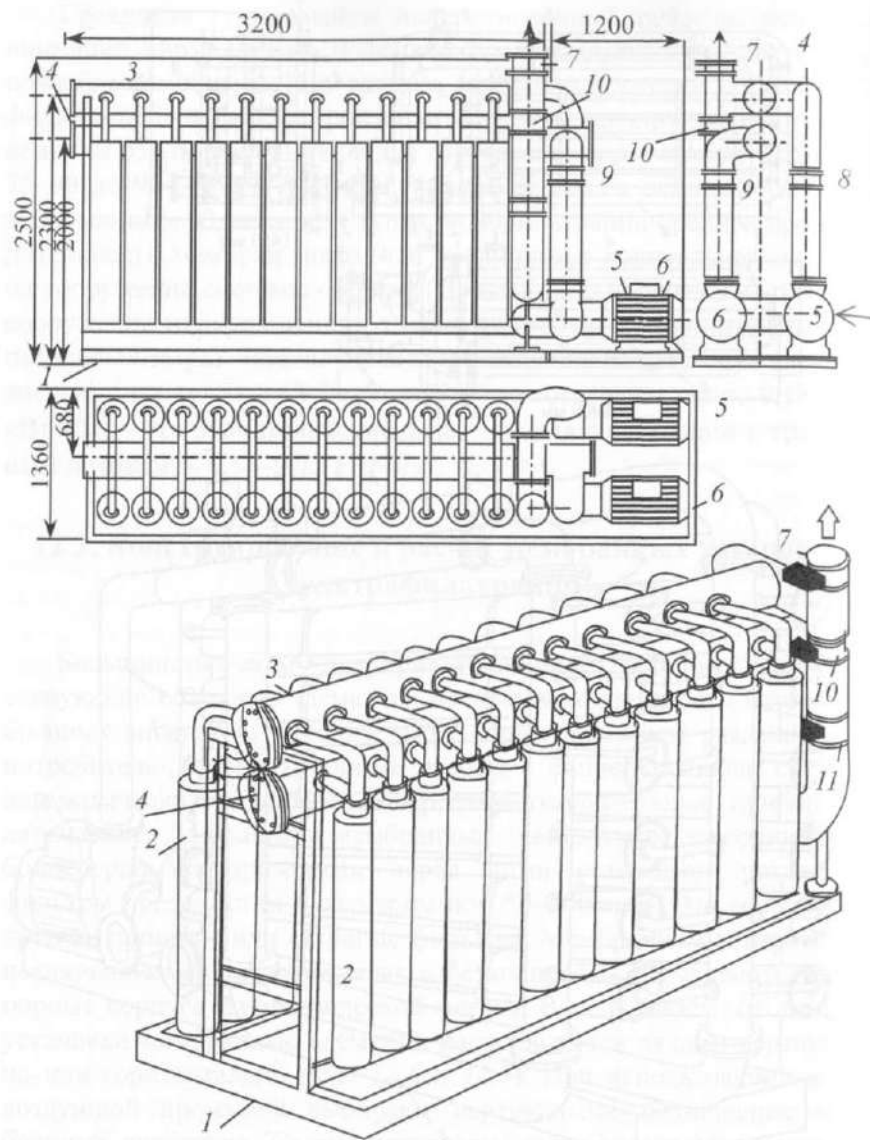


Рис. 12.7. Пример внешнего вида мембранного ультрафильтрационного блока производительностью  $150 \text{ м}^3/\text{ч}$ :

1 – рама; 2 – мембранный аппарат в корпусе; 3 – распределительный трубопровод исходной воды; 4 – коллектор сбора фильтрата; 5 – подающий насос; 6 – промывной бак; 7–10 – задвижки с электроприводом

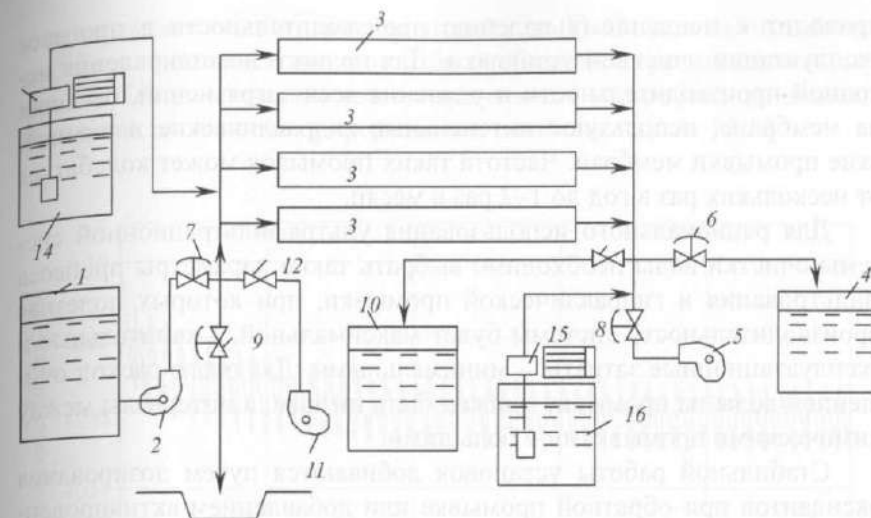


Рис. 12.8. Схема устройства ультрафильтрационной установки для очистки поверхностных вод:

1 – бак исходной воды; 2 – насос подачи исходной воды; 3 – ультрафильтрационный аппарат; 4 – бак чистой воды; 5 – насос подачи воды на промывку; 6–9 – задвижки с электроприводом (6 – подачи очищенной воды; 7 – подачи исходной воды; 8 – подачи фильтрата на обратную промывку; 9 – сброса промывной воды в канализацию); 10 – бак химической промывки; 11 – насос для химической промывки; 12 – задвижки (краны); 13 – насос – дозатор коагулянта; 14 – расходный бак коагулянта; 15 – насос – дозатор подачи бактерицидного препарата; 16 – расходный бак дезинфицирующего препарата

Основной задачей при разработке и эксплуатации мембранных ультрафильтрационных установок является прогнозирование снижения производительности мембран с течением времени и выбор оптимальных параметров работы для достижения максимальной полезной производительности.

В процессе обработки воды, содержащей коллоидные и взвешенные вещества, происходит забивание пор ультрафильтрационных мембран и на их поверхности образуется слой осадка. В результате общее сопротивление фильтрационной системы возрастает, а производительность мембранного аппарата падает. Для восстановления начальной производительности мембраны периодически промывают обратным током фильтрата. При обратной промывке большая часть загрязнений удаляется, а оставшаяся часть загрязнений

приводит к медленному падению производительности в процессе эксплуатации очистной установки. Для полного восстановления исходной производительности и удаления всех загрязнений, осевших на мембране, используют интенсивные гидравлические и химические промывки мембран. Частота таких промывок может колебаться от нескольких раз в год до 1–2 раз в месяц.

Для рационального использования ультрафильтрационной системы очистки воды необходимо выбрать такие параметры процесса фильтрации и гидравлической промывки, при которых полезная производительность системы будет максимальной, а капитальные и эксплуатационные затраты – минимальными. Для этого расход очищенной воды на промывку должен быть низким, а интервалы между химическими промывками – большими.

Стабильной работы установок добиваются путем дозирования оксидантов при обратной промывке или добавлением активированного угля в исходную воду. Для снижения частоты химических промывок используют автоматические системы контроля, которые в зависимости от мутности исходной воды и перепада давления на мембранных аппаратах регулируют по заданному алгоритму режим работы установки – поток через мембраны, частоту и длительность обратных промывок.

Эффективность обратной промывки зависит от состава исходной воды, интенсивности промывки (давления и длительности обратной промывки) и интервала между промывками (продолжительность фильтроцикла). Исследования по оптимизации ставят целью определить наиболее оптимальные величины продолжительностей фильтроцикла и промывки для различного состава обрабатываемой воды. Значения вышеупомянутых параметров должны соответствовать наибольшему количеству очищенной воды, полученной в течение заданного времени, которое вычисляется как разность между объемами фильтрата и воды, затраченной на промывки. Режим промывки назначается по графику, показанному на рис. 12.9, в зависимости от мутности исходной воды. Общий вид графика изменения производительности ультрафильтрационных мембран в процессе их работы и проведения промывок показан на рис. 12.10.

Для удаления осадка, образующегося на поверхности ультрафильтрационных мембран, служит система обратной промывки, которая состоит из насосов обратной промывки, системы трубопроводов с магнитными задвижками и устройств автоматики. Промывные воды собираются в резервуар-отстойник, после чего направляются либо в голову сооружений очистки, либо сбрасываются в производст-

венную канализацию (в безреагентной схеме). Осадок из отстойника для сбора промывных вод может быть обезвожен традиционными методами. Технологические схемы применения ультрафильтрационных установок для очистки природных вод показаны на рис. 12.11.

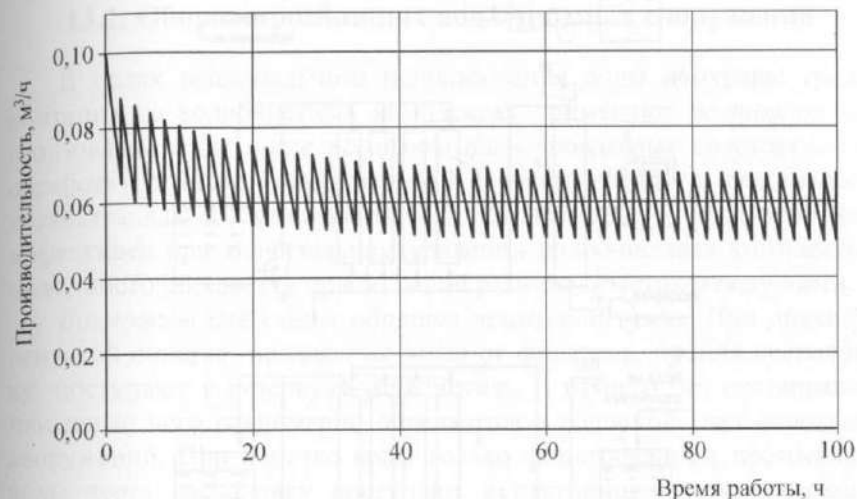


Рис. 12.9. График изменения производительности ультрафильтрационной установки от времени (начальный участок кривой).



Рис. 12.10. Пример графической оптимизации продолжительности фильтроцикла



## Глава 13. Проектирование систем оборота промывной воды скорых фильтров, контактных осветлителей и систем ультрафильтрации, обработка осадка

### 13.1. Оборот промывных вод очистных сооружений

В целях рационального использования воды и охраны среды обитания на водоочистных комплексах применяют *повторное использование воды после промывки фильтровальных сооружений и обработку осадка от сооружений I ступени очистки и реагентного хозяйства для его утилизации*. Оборот промывной воды особенно эффективен при значительном удалении водоочистных комплексов от водоисточников или при большой разнице отметок между ними.

Возможны две схемы оборота промывной воды. При двухступенчатой очистке: промывные воды от фильтров, пройдя песколовку, поступают в резервуар-усреднитель, а из него без отстаивания или после него равномерно передаются в головной узел очистных сооружений. При очистке воды только фильтрованием промывные воды через песколовку поступают в отстойники периодического действия; время отстаивания 1 ч, дозы полиакриламида 0,08...0,16 мг/л (меньшие дозы при обработке цветных маломутных вод). При отсутствии предварительного хлорирования оборотные промывные воды необходимо обеззараживать хлором дозой 2...4 мг/л.

### 13.2. Обработка и утилизация осадка промывных вод

В технологии обработки промывных вод и осадка предусматривают следующие основные сооружения: резервуары, отстойники, сгустители, накопители или площадки замораживания и подсушивания осадка. Перспективны механическое обезвоживание и регенерация коагулянта из осадка.

На установках обезжелезивания воды промывные воды после фильтров подвергают отстаиванию в течение не менее 4 ч, а затем осветленную воду используют повторно. Осадок можно использовать для получения охры.

Количество резервуаров промывных вод принимают не менее двух. Объем каждого из них принимают в соответствии с графиком поступления и перекачки промывных вод. Отстойники промывных вод рассчитывают исходя из тех же соображений. Образующийся

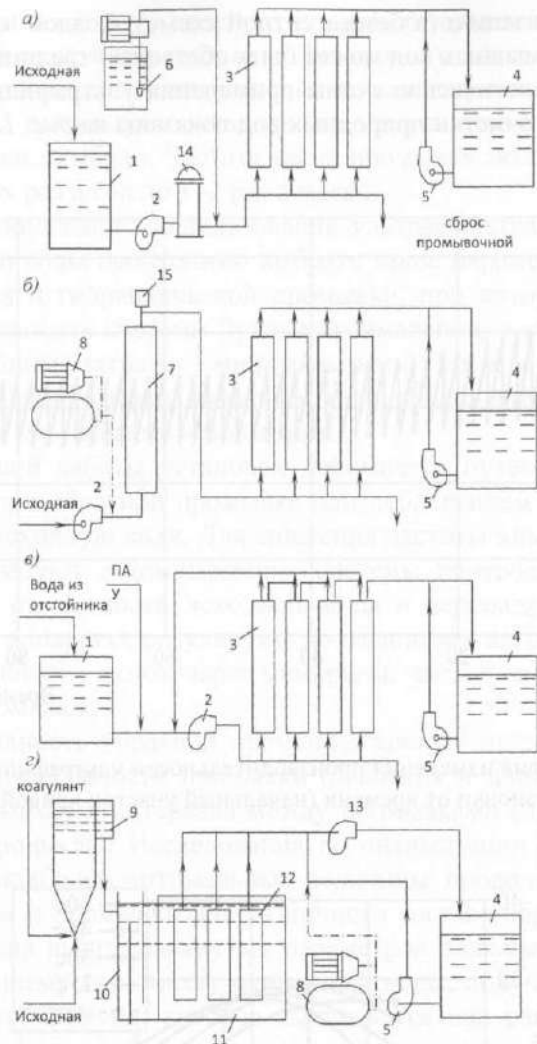


Рис. 12.11. Технологические схемы применения ультрафильтрационных мембран для различных случаев очистки воды:

- а – очистка поверхностной воды, предочистка перед системами обратного осмоса; б – обезжелезивание подземных вод; в – применение на станциях очистки поверхностных вод для улучшения качества питьевой воды; г – при модернизации существующих очистных сооружений; з – приемный бак исходной воды; 2 – насос подачи на мембранную установку; 3 – ультрафильтрационные аппараты; 4 – бак очищенной воды; 5 – насос обратной промывки; 6 – дозатор коагулянта; 7 – аэратор; 8 – компрессор; 9 – смеситель; 10 – камера хлопьеобразования; 11 – отстойник; 12 – погружные ультрафильтрационные модули; 13 – вакуум-насос

осадок передают в сгустители на дополнительное уплотнение или на сооружение обезвоживания осадка.

*Сгустители с медленным механическим перемешиванием* используют для ускорения уплотнения осадка из сооружений I ступени очистки воды и из реагентного хозяйства, а также осадка из отстойников промывных вод. Габариты радиального отстойника-сгустителя принимают следующие: диаметр – до 18 м, средняя глубина – 3,5 м, уклон дна к грязевому приямку –  $8^\circ$ , скорость движения конца вращающейся формы – 0,015...0,03 м/с. Продолжительность цикла сгущения принимают 5...10 ч.

*Накопители* предусматривают для складирования и обезвоживания осадка с удалением осветленной воды и воды, выделившейся при его уплотнении. Расчетный период передачи осадка в накопитель принимают не менее пяти лет. В качестве накопителей используют отработавшие карьеры, овраги или спланированные площадки глубиной не менее 2 м. Число секций накопителя принимают не менее двух, работающих попеременно.

*Площадки замораживания* для обезвоживания осадка устраивают в районах с периодом устойчивого мороза не менее 2 мес в году с последующим его удалением через 1...3 года в места складирования.

Образующийся при обработке воды осадок подвергают обезвоживанию в естественных или искусственных условиях. Большинство водоочистных комплексов направляют образующиеся осадки на иловые карты или площадки, где они подвергаются испарению и вымораживанию в естественных условиях. В зависимости от географического положения очистных сооружений и сезонных климатических условий влажность осадка может уменьшиться с 98,5...99 до 78...80%, за период между наполнением карт. Нагрузка на площадки может быть уменьшена за счет возврата осветленной части воды на очистные сооружения. Подобная рециркуляционная система не приносит экономических выгод, так как возврат воды приводит к дополнительным затратам. Однако ее функционирование оправдано необходимостью уменьшить загрязнение рек и водоемов.

В большинстве случаев площадки представляют собой земляные емкости на естественном грунтовом основании с системой водосливов отстойной воды и дренажами из труб. На практике одну карту заполняют до предела, после чего в течение 2...3 лет уменьшается влажность осадка на 60...70%. При такой влажности осадок погружают на самосвалы и вывозят на заранее выбранную территорию.

*Механическое обезвоживание осадка* технически может быть применено на очистных комплексах любой производительности. В качест-

ве аппаратов используют центрифуги, вакуум-фильтры и фильтр-прессы (рис. 13.1). Вакуум-фильтры при обезвоживании осадков от очистки маломутных вод сульфатом алюминия не обеспечивают необходимое уменьшение влажности. Для механического обезвоживания требуется предварительная подготовка осадка, которая заключается в разрушении гелеобразной структуры гидроксида алюминия. Хороший эффект дает применение извести. Использование фильтр-пресса считается экономичным для осадков вод средней цветности и мутности при дозах извести не более 50...70% от массы сухого осадка.

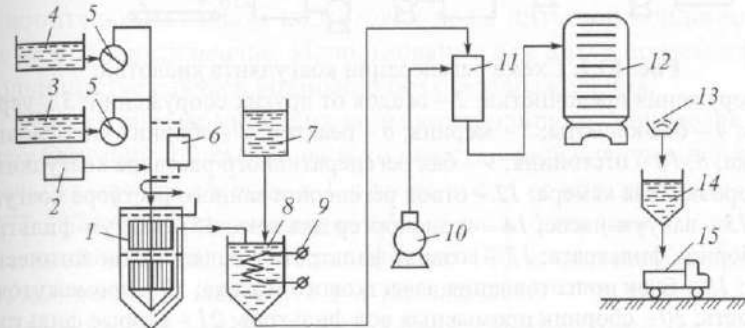


Рис. 13.1. Технологическая схема обработки осадков на камерном фильтр-прессе:

1 – уплотнитель; 2 – дозатор ПАА; 3 – усреднитель-отстойник осадков из отстойников или осветлителей со взвешенным слоем осадка; 4 – усреднитель-отстойник промывных вод фильтровальных сооружений; 5 – насос; 6 – сборник осадков; 7 – дозатор флокулянтов и вспомогательных веществ; 8 – промежуточная емкость; 9 – нагревательный элемент; 10 – компрессор; 11 – монжус; 12 – камерный фильтр-пресс; 13 – транспортер; 14 – бункер; 15 – автосамосвал

*Кислотная обработка осадка для регенерации сульфата алюминия* (рис. 13.2) может также применяться на водоочистных комплексах различной производительности. Кислотную обработку нецелесообразно осуществлять на очистных комплексах, которые обрабатывают высокоцветную воду. В этом случае восстановленный коагулянт будет загрязнен растворенными органическими веществами. Не следует также применять кислотную обработку для осадков от очистки высокомутных вод. Осадок от обработки таких вод имеет низкое содержание остаточного гидроксида алюминия и большой абсолютный объем. Расход 100% кислоты в среднем составляет 3 кг на 1 кг оксида алюминия. Применение кислотной обработки имеет также ограничение и по химическим показателям исходной воды.

## 14.1. Классификация методов обеззараживания воды

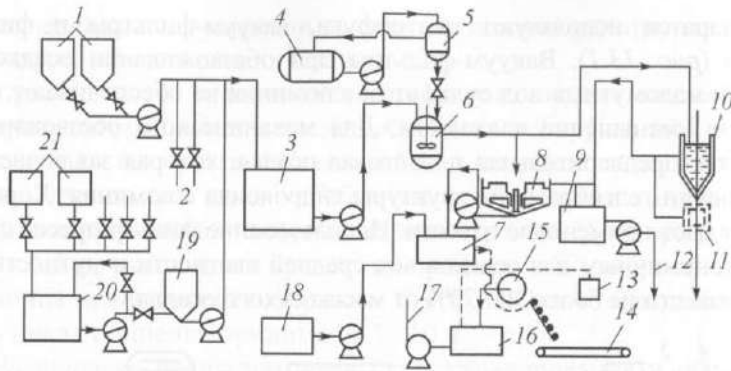


Рис. 13.2. Схема регенерации коагулянта кислотой:

1 – сооружения предпочистки; 2 – осадок от других сооружений; 3 – усреднитель; 4 – бак кислоты; 5 – мерник; 6 – реактор; 7 – сборник уплотненного осадка; 8, 10 – отстойники; 9 – бак регенеративного раствора коагулянта; 11 – морозильная камера; 12 – отвод регенерированного раствора коагулянта; 13 – вакуум-насос; 14 – транспортер для кека; 15 – вакуум-фильтр; 16 – сборник фильтрата; 17 – возврат фильтрата в начало технологического тракта; 18 – блок приготовления известкового молока; 19 – промежуточная емкость; 20 – сборник промывных вод фильтров; 21 – скорые фильтры

Растворенные кислотой токсические загрязнения из осадка будут переходить в обрабатываемую воду и накапливаться в ней.

Восстановление сульфата алюминия происходит в три этапа: уплотнение осадка до концентрации сульфата алюминия не менее 2% (20 г/л); добавление серной кислоты до кислотности при pH 2...3 и пребывание в растворе для увеличения уплотнения; отделение осадка от сульфата алюминия.

Восстановление сульфата алюминия до 90% возможно в том случае, если фильтр-прессы способны выдержать сильно кислые осадки. Для облегчения транспортировки и хранения в конце цикла на фильтр-прессы подается известковое молоко. Хороший эффект дают добавки искусственных органических и неорганических флокулянтов. Считают, что осадок таким способом можно обезводить до концентрации сухого вещества 40...45%.

После самых эффективных в настоящее время способов обезвоживания остается проблема осадков, так как их влажность в лучшем случае практически составляет 50%. По мнению В.М. Любарского, лучшим способом остается размещение осадка по территории при соблюдении следующих условий: вода, проникающая в кек, должна испаряться; после дождя кек не должен превращаться в суспензию; безвредность веществ, содержащихся в осадке для окружающей среды.

При предварительном хлорировании воды, коагулировании ее примесей с последующим отстаиванием и фильтрованием не удастся достичь полного удаления болезнетворных микроорганизмов. До 10% хлоррезистентных бактерий и вирусов, среди которых могут быть и патогенные, сохраняют свою жизнеспособность. Поэтому заключительным этапом подготовки воды питьевой кондиции является ее обеззараживание. Использование для питья подземной воды в большинстве случаев возможно без обеззараживания.

Эффект обеззараживания воды контролируют, определяя общее число бактерий в 1 см<sup>3</sup> воды и количество индикаторных бактерий группы кишечной палочки в 1 л воды после ее обеззараживания. По ГОСТ 2874-82 «Вода питьевая» общее число бактерий в 1 см<sup>3</sup> неразбавленной воды должно быть не более 100, а количество бактерий группы кишечной палочки в 1 л (коли-индекс) – не более 3. Объем воды, в котором содержится одна кишечная палочка (коли-титр), должен быть не менее 300 мл.

Использование кишечной палочки в качестве индикаторного микроорганизма для оценки эффекта обеззараживания воды обусловлено следующими соображениями:

- присутствие кишечной палочки в воде определить проще, чем другие бактерии кишечной группы;
- кишечная палочка всегда присутствует в кишечнике человека и теплокровных животных;
- присутствие ее в воде источника свидетельствует о его загрязнении фекальными сбросами;
- окислители, используемые при обеззараживании воды, летально действуют на кишечную палочку труднее, чем на патогенные микроорганизмы, вызывающие заболевания желудочно-кишечного тракта;
- кишечная палочка безвредна и является лишь контрольным микроорганизмом, характеризующим бактериальную загрязненность воды.

В технологии водоподготовки известно много методов обеззараживания воды, которые можно классифицировать на четыре основные группы: термический; с помощью сильных окислителей; олигодинамия (воздействие ионов благородных металлов); физиче-



ский (с помощью ультразвука, радиоактивного излучения, ультрафиолетовых лучей). Из перечисленных методов наиболее широко применяют методы второй группы. В качестве окислителей используют хлор, диоксид хлора, озон, йод, марганцовокислый калий, пероксид водорода, гипохлорит натрия и кальция. В свою очередь, из перечисленных окислителей на практике отдают предпочтение хлору, озону, гипохлориту натрия. Выбор метода обеззараживания воды производят, руководствуясь расходом и качеством обрабатываемой воды, эффективностью ее предварительной очистки, условиями поставки, транспорта и хранения реагентов, возможностью автоматизации процессов и механизации трудоемких работ.

Обеззараживанию подвергается вода, уже прошедшая предшествующие стадии обработки, коагулирование, осветление и обесцвечивание в слое взвешенного осадка (или отстаивание), фильтрование, так как в фильтрате отсутствуют частицы, на поверхности или внутри которых могут находиться в адсорбированном виде бактерии и вирусы, оставаясь, таким образом, вне воздействия обеззараживающих средств.

## 14.2. Хлорирование воды сильными окислителями

Для обеззараживания воды хлорированием на водоочистных комплексах используют хлорную известь, хлор и его производные, под действием которых бактерии, находящиеся в воде, погибают в результате окисления веществ, входящих в состав протоплазмы клеток. Хлор действует и на органические вещества, окисляя их.

Для качественного хлорирования необходимо хорошее перемешивание, а затем не менее чем 30-минутный (при совместных хлорировании и аммонизации 60-минутный) контакт хлора с водой, прежде чем вода поступит к потребителю. Контакт может происходить в резервуаре фильтрованной воды или в трубопроводе подачи воды потребителю, если последний имеет достаточную длину без водоразбора.

Дозу хлора устанавливают технологическим анализом из расчета, чтобы в 1 мл воды, поступающей к потребителю, оставалось 0,3...0,5 мг хлора, не вступившего в реакцию (остаточного хлора), который является показателем достаточности принятой дозы хлора. При этом условии доза хлора при хлорировании фильтрованной воды составляет 2...3 мг/л в зависимости от ее хлоропоглощаемости, а при хлорировании подземной воды – 0,7...1 мг/л. При выключении

на промывку или ремонт одного из резервуаров фильтрованной воды, когда не обеспечивается время контакта воды с хлором, доза хлора должна быть увеличена вдвое.

Хлорирование воды осуществляется жидким (газообразным) хлором.

Хлорирование воды является надежным средством, предотвращающим распространение эпидемий, так как большинство патогенных бактерий (бациллы брюшного тифа, туберкулеза и дизентерии, вибрионы холеры, вирусы полиомиелита и энцефалита) весьма нестойки по отношению к хлору. Споробразующих бактерий хлор не уничтожает, что является одним из недостатков этого метода обеззараживания.

Гидролиз хлора происходит (рис. 14.1) в соответствии с уравнением  $\text{Cl}_2 + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{HCl} + \text{HOCl}$  с образованием хлорноватистой кислоты, которая диссоциирует на соляную кислоту и атомарный кислород (в нейтральной или щелочной среде), обладающий сильными окислительными свойствами. Ю.Ю. Лурье считает, что хлорноватистая кислота диссоциирует в зависимости от pH с образованием гипохлоритного иона ( $\text{OCl}^-$ ), при этом окислительное воздействие на микроорганизмы оказывает как сама хлорноватистая кислота, так и главным образом гипохлоритный ион (табл. 14.1).

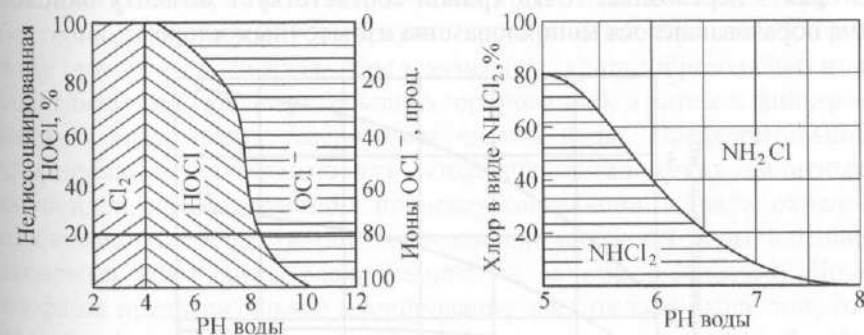


Рис. 14.1. Форма соединений хлора при различных значениях pH воды

Таблица 14.1

pH	4	5	6	7	8	9	10	11
$\text{OCl}^-$ , %	0,05	0,5	2,5	21,0	75,0	97,0	99,5	99,9
$\text{HOCl}$ , %	99,95	99,5	97,5	79,0	25,0	3,0	0,5	0,1

При применении вместо хлора хлорной извести имеет место реакция  $2\text{CaOCl}_2 + 2\text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CaCl}_2 + \text{Ca}(\text{OH})_2 + 2\text{HClO}$ .

Дальнейшая диссоциация хлорноватистой кислоты происходит аналогично описанному выше.

Эффект подавления бактериальной жизни при хлорировании зависит от дозы введенного хлора и продолжительности контакта его с водой. Поэтому хлоропоглощаемость одной и той же воды, равная суммарному расходу хлора на окисление микроорганизмов, органических и неорганических примесей, — величина переменная, зависящая от дозы введенного хлора, продолжительности контакта, величины pH, температуры, воды и др. (рис. 14.2). Очевидно, что доза вводимого хлора должна быть больше величины хлоропоглощаемости на величину остаточного хлора, присутствие которого является гарантией того, что окисление бактерий и органических веществ в воде практически завершено. Связь между дозой введенного в воду хлора и содержанием остаточного хлора может иметь прямолинейный характер или ярко выраженный излом (рис. 14.3). Непрямолинейный характер этой зависимости имеет место при наличии в хлорируемой воде аммиака. Первая точка перелома на кривой 2 соответствует образованию монохлорамина  $\text{NH}_2\text{Cl}$  с меньшим, чем у хлора окислительно-восстановительным потенциалом. Вторая — переломная точка кривой соответствует моменту окисления образовавшегося монохлорамина избыточным хлором.

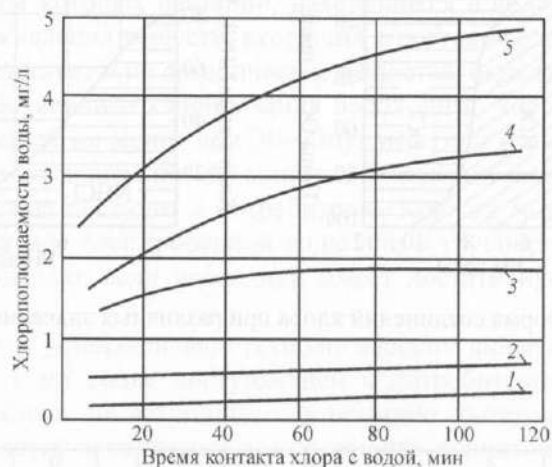


Рис. 14.2. Зависимость хлоропоглощаемости от времени контакта хлора с водой: дозы хлора, мг/л:  
1 — 0,5; 2 — 0,75; 3 — 2,0; 4 — 4,0; 5 — 20,0

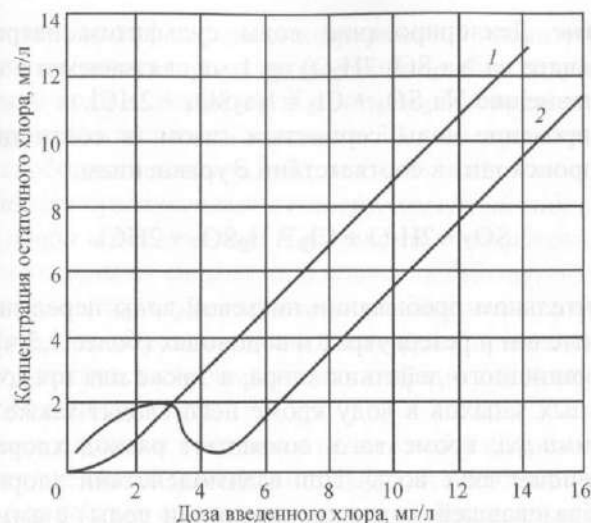
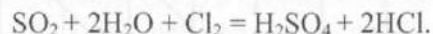


Рис. 14.3. Зависимость остаточного хлора от дозы введенного в воду при отсутствии (1) и при наличии (2) в ней аммонийных солей

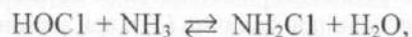
На практике в соответствии с качеством исходной воды применяют одно- или двухкратное хлорирование воды. При обработке высокоцветных вод, а также вод, богатых органическими веществами и бактериями, применяют двукратное хлорирование. При этом хлор в воду дозируется сначала перед камерами хлопьеобразования или осветлителями (предварительное хлорирование), а затем в фильтрованную воду, перед резервуаром чистой воды. Предварительное хлорирование необходимо для окисления органических защитных коллоидов, препятствующих процессу коагуляции, а также окисления гуминовых веществ, обуславливающих цветность воды, с целью экономии коагулянта, расходуемого на ее обесцвечивание. Доза хлора на предварительное хлорирование значительно выше той, которая вводится в фильтрованную воду, и может достигать до 5 мг/л. В некоторых случаях может возникнуть необходимость хлорирования воды повышенными дозами хлора, т.е. применения так называемого *перехлорирования*, гарантирующего высокий эффект ее обеззараживания. После перехлорирования воды остаточная концентрация хлора в ней достаточно велика (1...7 мг/л), поэтому приходится прибегать к последующему ее *дехлорированию*. Для этого чаще всего применяют обработку воды *сульфитом натрия*, *сернистым газом* и *фильтрование дехлорируемой воды через активиро-*

ванный уголь. Дехлорирование воды сульфитом натрия, считая 3,5 мг (в расчете на  $\text{Na}_2\text{SO}_3 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ ) на 1 мг связываемого хлора, протекает по уравнению  $\text{Na}_2\text{SO}_3 + \text{Cl}_2 = \text{Na}_2\text{SO}_4 + 2\text{HCl}$ .

Дехлорирование воды сернистым газом (в соотношении примерно 1:1) происходит в соответствии с уравнением



При длительном пребывании питьевой воды перед поступлением к потребителям в резервуарах и водоводах (более 1,5 ч) для prolongации бактерицидного действия хлора, а также для предотвращения хлорфенольных запахов в воду кроме него вводят также и аммиак. Введение аммиака, кроме того, сокращает расход хлора и в ряде случаев улучшает вкус воды. При взаимодействии хлорноватистой кислоты (образовавшейся при хлорировании воды) с аммиаком получают монохлорамины:



которые, гидролизуясь, образуют сильный окислитель — гипохлоритный ион:



Гидролиз хлораминов протекает довольно медленно, поэтому в первое время окислительное действие хлораминов ниже, чем хлора, но длительность бактериального действия хлораминов значительно больше, в связи с чем и применяют аммонизацию воды перед длительным ее пребыванием в резервуарах, водоводах и сети. Соотношение доз хлора и аммиака зависит от качества исходной воды. Обычно оптимальной, обеспечивающей образование монохлораминов, является доза аммиака в пять-шесть раз меньше дозы хлора.

Аммиачное хозяйство организуют аналогично хлорному и располагают в отдельных помещениях. Аммиак хранят в расходном складе в баллонах или контейнерах. Ввод аммиака производят в фильтрат при наличии фенолов — за 2...3 мин до ввода хлора.

Различают свободный хлор (молекулярный хлор, хлорноватистая кислота и гипохлорит-ионы) и связанный (хлор в виде хлораминов). Свободный хлор в 20–25 раз более бактерициден, чем связанный. С увеличением pH воды уменьшается содержание связанного хлора.

На бактерицидный эффект хлорирования значительно влияют первоначальная доза хлора и продолжительность сохранения в обрабатываемой воде его некоторой остаточной концентрации. Минимальная продолжительность контакта 30 мин при остаточном содержании свободного хлора 0,3–0,5 мг/л. Из патогенных микроорганизмов наиболее чувствительны к хлору: холерный вибрион, бактерии брюшного тифа и дизентерии. Паратиф В и микрококк более резистентны, на споровые формы хлор почти не действует.

Количество хлора, расходуемого на окисление примесей воды, называется хлоропоглощаемостью, которая определяется как разница между количеством введенного хлора и его концентрацией в воде через 30 мин контакта.

Скорость процесса обеззараживания воды хлором и его производными определяется кинетикой диффузии оксиданта внутрь клетки и интенсивностью отмирания клеток вследствие нарушения метаболизма (обмена веществ). С ростом концентрации хлора в воде, повышением ее температуры и переводом его в сравнительно легко диффундирующую, недиссоциированную форму скорость процесса обеззараживания возрастает.

Бактерицидное действие хлора уменьшается с повышением pH воды. Поэтому обеззараживание воды хлором следует производить по возможности при более высоких температурах и низких значениях pH (до ввода щелочных реагентов). Содержащиеся в воде органические примеси, способные к окислению, восстановители, коллоидные и диспергированные вещества, обволакивающие бактерии, тормозят процесс обеззараживания воды.

Для дозирования в воду хлора, аммиака и сернистого газа (при дехлорировании) применяют вакуумные газодозаторы системы ЛОНИИ-100 и системы Л.А. Кульского (рис. 14.4). Из баллонов, установленных на специальные весы (для контроля за расходом хлора), жидкий хлор передается в промежуточный баллон, где происходит его испарение и отделение загрязняющих хлор примесей. Далее уже газообразный хлор проходит через фильтр со стекловатой (для окончательной очистки хлор-газа) и через понижающий давление редуктор. Степень понижения давления фиксируется двумя манометрами, установленными до и после редукционного клапана. С помощью диафрагмы создается перепад давлений, который служит импульсом для работы измерителя расхода хлора. Затем хлор, поступая в смеситель, смешивается с водопроводной водой, образуя хлорную воду, которая засасывается эжектором и отводится по назначению.



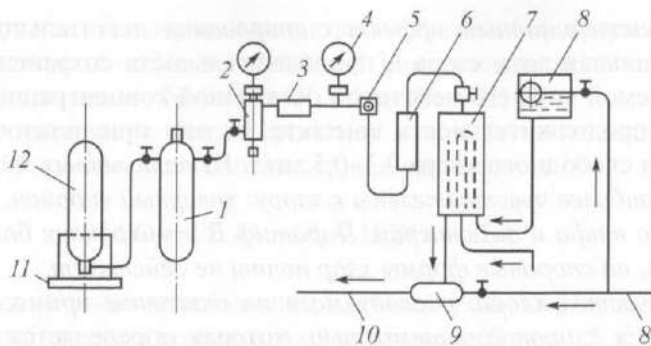


Рис. 14.4. Вакуумный хлоратор ЛОНИИ-100:

1 – промежуточный баллон; 2 – фильтр со стекловатой; 3 – редукционный клапан для снижения давления хлор-газа; 4 – манометр; 5 – измерительная диафрагма; 6 – ротаметр; 7 – смеситель; 8 – подача водопроводной воды; 9 – эжектор, создающий разрежение в хлораторе; 10 – отвод хлорной воды на дозирование; 11 – весы; 12 – баллон с хлором

Количество резервных хлораторов на одну точку ввода рекомендуется принимать: при 1...2 рабочих хлораторах – один резервный, при более двух – 2. Допускается предусматривать общие резервные хлораторы для предварительного и вторичного хлорирования воды.

С одного стандартного баллона при обычной комнатной температуре можно получить не более 0,5...0,7 кг/ч хлор-газа. Поэтому на крупных водоочистных комплексах с большим расходом хлора для увеличения съема хлора прибегают к специальному обогреву баллонов (теплой водой или подогретым воздухом при температуре 10...30 °С). Испаритель оборудуют устройствами для контроля температуры воды и давления хлора и воды. На водоочистных комплексах большой производительности применяют бочки, величина съема хлора с которых на 1 м<sup>2</sup> составляет около 3 кг/ч, при комнатной температуре.

Учитывая, что хлор является отравляющим газом, при проектировании хлораторных установок следует предусматривать необходимые меры, обеспечивающие безопасность обслуживающего персонала.

К числу этих мер относятся: наличие двух выходов из хлораторной, расположение хлораторной на первом этаже; наличие приточно-вытяжной вентиляции с устройством вытяжки в наиболее

низкой части хлораторной, в месте, противоположном от входа в хлораторную; устройство электроосвещения с газозащитной герметической аппаратурой; наличие тамбура с размещением в нем спецодежды и противогазов, а также устройств для включения и выключения вентиляции и освещения.

При хлорировании воды отстоенным раствором хлорной извести крепостью 1...1,5% его приготавливают таким же способом, как и раствор коагулянта. Аналогичные устройства служат и для дозирования раствора. Ввиду сильного коррозионного действия раствора хлорной извести баки для его приготовления следует применять деревянные, пластмассовые или железобетонные, а арматуру и трубы – из полиэтилена или винипласта. Объем растворных баков, м<sup>3</sup>, определяют по формуле

$$V_p = \frac{QnD_{\text{хл}}}{100b_{\text{хл.и}}C\rho}, \quad (14.1)$$

где  $Q$  – расчетный расход воды, м<sup>3</sup>/ч;  $n = 12...24$  ч – количество часов, на которое заготавливается раствор хлорной извести;  $D_{\text{хл}}$  – принятая доза активного хлора, мг/л;  $b_{\text{хл.и}} = 1...2$  – концентрация раствора хлорной извести, %;  $C = 25...30$  – содержание активного хлора в продажной хлорной извести, %;  $\rho = 1$  – плотность раствора хлорной извести, т/м<sup>3</sup>.

Необходимость соблюдения особых мер предосторожности при транспортировке и хранении токсичного хлора является недостатком метода хлорирования воды. Этот недостаток особенно ощутим в нашей стране при обширности ее территории, когда хлор приходится перевозить на большие расстояния от заводов-поставщиков. Опасность утечки хлора на базисных складах водоочистных комплексов, расположенных вблизи населенных пунктов, во многих случаях препятствует применению этого метода обеззараживания воды. Использование хлорной извести и гипохлорита кальция технически просто, но дорого для крупных водоочистных комплексов.

Одним из наиболее перспективных способов обеззараживания питьевых вод на водоочистных комплексах с суточным расходом хлора до 50 кг является использование гипохлорита натрия NaClO, получаемого на месте потребления путем электролиза растворов поваренной соли или минерализованных вод, содержащих не менее 20 мг/л хлоридов (установка «Поток»). Электрохимический способ получения

гипохлорита натрия основан на получении хлора и его взаимодействии со щелочью в одном и том же аппарате – электролизере.

В настоящее время в нашей стране серийно выпускается унифицированный ряд непроточных электролизных установок типа ЭН производительностью от 1 до 100 кг активного хлора в сутки. Для небольших водоочистных установок рекомендуются электролизеры ВИЭСХ (0,1...0,2 кг/сут хлора), а также электролизеры ЭН-1 и ЭН-5 производительностью 1 и 5 кг активного хлора в сутки. При необходимости можно осуществлять централизованное получение гипохлорита натрия на одном из пунктов с последующей доставкой его к отдельным потребителям. В этом случае могут применяться установки ЭН-25 или ЭН-100 производительностью 25 и 100 кг активного хлора в сутки. Количество электролизеров должно быть не более трех, из которых один резервный.

Электролизная установка непроточного типа (рис. 14.5) состоит из следующих основных узлов: бака для растворения соли, электролизера с зонтом вытяжной вентиляции, бака-накопителя, гипохлорита натрия, выпрямительного агрегата и элементов автоматики. Она работает следующим образом. В растворный бак загружают поваренную соль, заливают воду и с помощью насоса перемешивают до получения насыщенного (280...300 г/л) раствора поваренной соли. Затем раствор с помощью насоса передают в электролизер, где разбавляют водопроводной водой до рабочей концентрации (100...120 мг/л). Готовый раствор сливают в бак-накопитель, откуда дозируют в обрабатываемую воду. Технологические характеристики электролизеров непроточного типа приведены в табл. 14.2.

Электролизеры рекомендуется устанавливать в отдельном помещении. Допускается совместное расположение в одном помещении электролизера и бака-накопителя гипохлорита натрия. Раствор гипохлорита натрия должен поступать в бак-накопитель самотеком, для чего перепад высот между сливным патрубком электролизера и баком-накопителем должен быть не менее 0,1...0,2 м.

Обеззараживание воды на установках производительностью до 5 тыс. м<sup>3</sup>/сут может быть достигнуто прямым ее электролизом при исходном содержании хлоридов не менее 20 мг/л и жесткости до 7 мг-экв/л. По Г.Л. Медришу, процесс протекает в два этапа: электрохимическое получение окислителей и их смешивание с обеззараживаемой водой. Одним из основных факторов прямого электролиза является вид применяемого анода, оптимальны платиновые титановые аноды (ПТА) и окисно-рутениевые аноды (ОРТА).

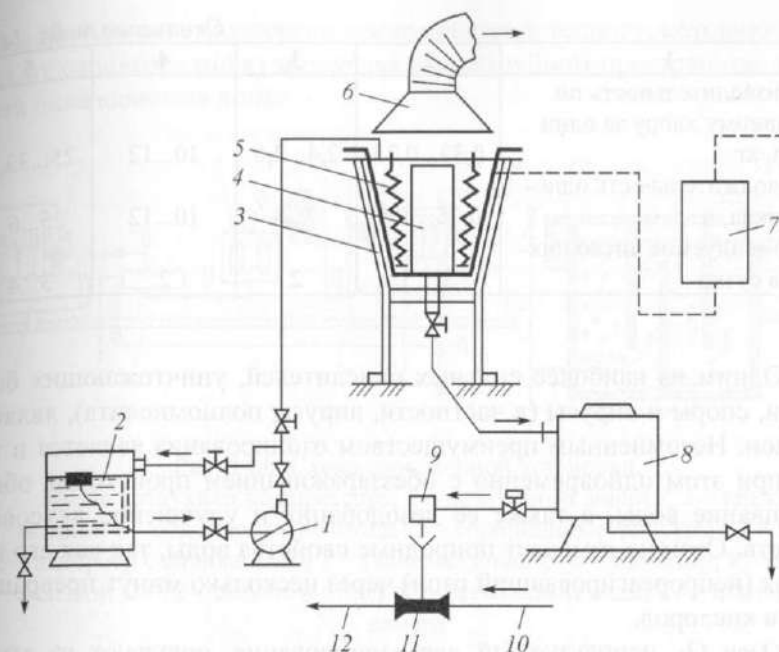


Рис. 14.5. Электролизная установка непроточного типа ЭН-1:

1 – насос; 2 – растворный бак соли; 4 – кассета с графитовыми электродами; 5 – трубки холодильников; 7 – блок автоматики; 3 – электролизер; 6 – зонт вытяжной вентиляции; 8 – бак-накопитель гипохлорита натрия; 9 – дозатор; 10, 12 – подача и отвод воды к и от эжектора; 11 – эжектор

Таблица 14.2

Показатель	Индекс установки			
	ЭН-1	ЭН-5	ЭН-25	ЭН-100
1	2	3	4	5
Производительность по активному хлору, кг/сут	1	5	25	100
Токовая нагрузка, А	60...70	60...70	120...140	300...450
Рабочее напряжение, В	40...42	40...42	55...65	220...230
Концентрация активного хлора в растворе, г/л	6...7	6...7	10...12	10...12
Расход на 1 кг активного хлора:				
соли, кг	15...6	15...13	10...8	8...9
электроэнергии, кВт·ч	13...7,5	6...7,5	8...9	10...12
Объем электролитической ванны, м <sup>3</sup>	0,4	0,4	1	2,9

1	2	3	4	5
Производительность по активному хлору за один цикл, кг	0,33...0,25	2,4...2,6	10...12	25...33,3
Продолжительность одного цикла, ч	0,75...0,9	7...8	10...12	5...6
Рекомендуемое число циклов в сутки	3...5	2	2	3...4

Одним из наиболее сильных окислителей, уничтожающих бактерии, споры и вирусы (в частности, вирусы полиомиелита), является озон. Несомненным преимуществом озонирования является и то, что при этом одновременно с обеззараживанием происходит обесцвечивание воды, а также ее дезодорация и улучшение вкусовых качеств. Озон не изменяет природные свойства воды, так как его избыток (непрореагировавший озон) через несколько минут превращается в кислород.

Озон  $O_3$ , используемый для озонирования, получают из атмосферного воздуха в аппаратах, называемых озонаторами, в результате воздействия на него «тихого» (т.е. рассеянного без искр) электрического заряда, сопровождающегося выделением озона. Общая схема установки по озонированию показана на рис. 14.6. Озонаторный генератор представляет собой горизонтальный цилиндрический аппарат (вариант) с вмонтированными в него из нержавеющей стали трубками по типу теплообменника. Внутри каждой стальной трубы помещена стеклянная трубка с небольшой (2...3 мм) кольцевой воздушной прослойкой, являющейся разрядным пространством. Внутренняя поверхность стеклянных трубок покрыта графитомедным (или алюминиевым) покрытием. Стальные трубы являются одним из электродов, а покрытия на внутренних стенках стеклянных трубок – другим. К стальным трубам подводят электрический переменный ток напряжением 8...10 кВ, а покрытия на стеклянных трубках заземляют. При прохождении электрического тока через разрядное пространство происходит *разряд коронного типа*, в результате которого образуется озон. Предварительно осушенный и очищенный воздух проходит через кольцевое пространство и таким образом озонируется, т.е. образуется озono-воздушная смесь. Стеклянные трубки являются диэлектрическим барьером, благодаря чему *разряд получается «тихим»*, т.е. рассеянным без образования искр. При

этом до 90% электроэнергии превращается в теплоту, которую отводит от озонатора циркулирующая в межтрубном пространстве аппарата охлаждающая вода.

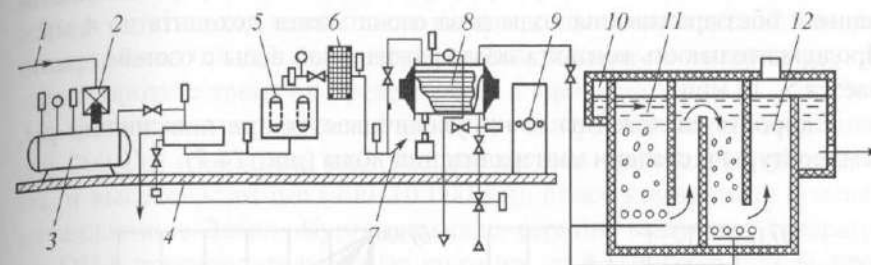


Рис. 14.6. Схема озонаторной установки:

1 – подача воздуха от компрессора; 2 – воздушный фильтр; 3 – теплообменник; 4 – водомаслоотделитель; 5 – сорбционные фильтры с ГАУ; 6 – адсорбер с силикагелем; 7 – тканевый фильтр; 8 – озонатор; 9 – блок автоматики; 10, 12 – подача и отвод обрабатываемой воды; 11 – контактная камера

Воздух, используемый в озонаторах, должен быть предварительно освобожден от влаги и пыли. Даже следы влаги, попадая в разрядное пространство аппарата, вызывают появление искрового разряда, который значительно снижает показатели работы озонатора – уменьшается выход озона и примерно в 4 раза возрастает расход электроэнергии (по сравнению с подачей сухого воздуха). Кроме того, присутствие следов влаги делает озон весьма агрессивным к деталям озонатора, трубам и арматуре. Для извлечения пыли воздух пропускают через матерчатые фильтры специальных конструкций, а для удаления влаги устанавливают адсорберы, загружаемые обычно силикагелем.

При сушке воздуха выделяется теплота. Чтобы в озонатор не попал слишком теплый воздух, его подвергают охлаждению. С этой целью воздух пропускают через теплообменник либо охлаждают в самом адсорбере путем подачи воды через змеевик, располагаемый непосредственно в силикагеле.

Озон (озono-воздушная смесь) вводят в воду либо через эжекторы (эмульгаторы), либо через сеть пористых труб или распределительных каналов, укладываемых по дну контактного резервуара. Распределительные каналы перекрывают фильтросными пластинами.



Доза озона зависит от назначения озонирования воды. Если озон вводят только для обеззараживания в фильтрованную воду (после ее предварительного коагулирования), то дозу озона принимают 1...3 мг/л, для подземной воды – 0,75...1 мг/л, при введении озона для обесцвечивания и обеззараживания воды доза озона может достигать до 4 мг/л. Продолжительность контакта обеззараживаемой воды с озоном принимается 5...12 мин.

Скорость разложения озона увеличивается при повышении pH, температуры и степени минерализации воды (рис. 14.7).

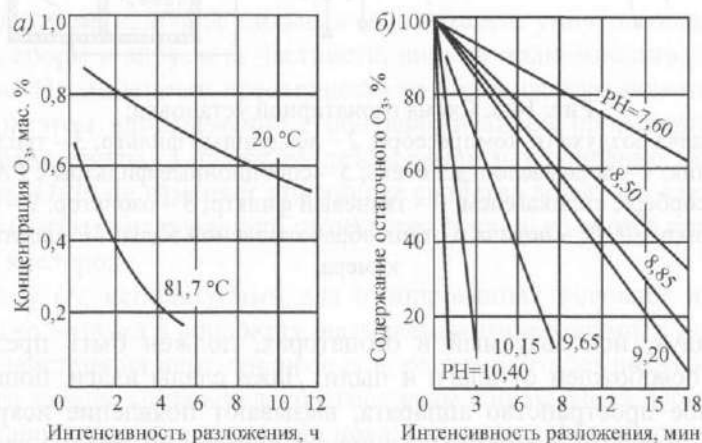


Рис. 14.7. Влияние температуры (а) и величины pH (б) на интенсивность разложения озона

Озон – очень сильный окислитель, его окислительный потенциал 2,06 В. Патогенные микроорганизмы уничтожаются им в 15–20 раз, а споровые формы бактерий – в 300–600 раз быстрее, чем хлором. Механизм обеззараживания воды озоном основан на его способности *инактивировать* сложные органические вещества белковой природы, содержащиеся в животных и растительных организмах.

Чистый озон взрывоопасен, он не взрывается, если его концентрация в озono-воздушной смеси не превышает 10%, т.е. 140 г/м<sup>3</sup>. Озон токсичен и может поражать органы дыхания. ПДК озона в воздухе помещений, где находятся люди, не более 0,0001 мг/л.

Для обеззараживания воды доза озона изменяется в соответствии с ее температурой и pH, а также содержанием в ней органических веществ.

В ряде случаев озонирование является универсальным методом водоподготовки, так как кроме обеззараживания воды дезодорируются и разлагаются органические вещества, обуславливающие цветность воды, улучшается процесс коагулирования примесей. Концентрация остаточного озона после выхода воды из контактной камеры должна быть 0,1–0,3 мг/л. Передозировка озона не опасна, так как через короткое время он превращается в кислород.

Отечественная промышленность выпускает низкочастотные (50–200 Гц) озонаторы, работающие на токе промышленной частоты, и высокочастотные (400–10 000 Гц), более компактные и менее металлоемкие. Завод «Курганхиммаш» серийно выпускает генераторы ОП-6 производительностью по озону до 8 кг/ч (табл. 14.3), производительность генератора РГО-1 по озону до 10 кг/ч и высокочастотные «Озон-10» – также 10 кг/ч, «Озон-1.5» и «Озон-4» – соответственно 1,5 и 4 кг/ч озона (частота 2500 Гц).

Таблица 14.3

Техническая характеристика озонаторов марки ПО

Марка озонатора	Сила тока, А	Мощность разряда, кВт	Расход воздуха, м <sup>3</sup> /ч	Выход озона, г/ч	Расход охлаждающей воды, м <sup>3</sup> /ч	Размер, мм			Масса, кг
						диаметр	длина	высота	
ПО-2	1	5	20	250	1	606	1600	85	620
ПО-3	1,4	7	24	470	1	706	1585	121	740
ПО-5	2,5	20	50	1000	2,5	1006	1825	241	933

Примечание. Возможная концентрация озона в озонаторах составляет 20 мг/л; расход электроэнергии на 1 кг озона – 14,7 кВт·ч.

### 14.3. Обеззараживание воды бактерицидными лучами (ультрафиолетовое обеззараживание)

Для обеззараживания подземных вод рекомендуется применять бактерицидное излучение при условии, если коли-индекс исходной воды не более 1000 ед./л, содержание железа до 0,3 мг/л, мутность до 2 мг/л. Обеззараживание воды бактерицидными лучами имеет ряд преимуществ перед хлорированием. Природные вкусовые качества и

химические свойства воды не изменяются. Бактерицидное действие лучей протекает во много раз быстрее, чем хлора; после облучения воду сразу можно подавать потребителям. Бактерицидные лучи уничтожают не только вегетативные виды бактерий, но и спорообразующие. Эксплуатация установок для обеззараживания воды бактерицидными лучами проще, чем хлорного хозяйства.

Установлено, что наибольшим бактерицидным действием обладают ультрафиолетовые лучи с длиной волны от 295 до 200 мкм. Эту область ультрафиолетового излучения называют бактерицидной. Максимум бактерицидного действия располагается около длины волны в 260 мкм.

Коэффициент поглощения существенно зависит от состава воды и для различных источников водоснабжения меняется в широких пределах. Наибольшее влияние на коэффициент поглощения оказывает цветность воды, ее мутность и содержание железа. Жесткость, хлориды, сульфаты, аммиак, нитриты и нитраты в обычных концентрациях практически не влияют на поглощение бактерицидной радиации.

При обеззараживании бактерицидными лучами неочищенных мутных, цветных вод или вод с повышенным содержанием железа коэффициент поглощения оказывается настолько большим, что бактерицидный метод становится экономически нецелесообразным, а с санитарной точки зрения – ненадежным. Поэтому применение бактерицидных лучей рекомендуется только для обеззараживания воды, прошедшей очистку, или для подземных вод, не требующих очистки, но нуждающихся в обеззараживании в профилактических целях.

Микроорганизмы, находящиеся в воде, имеют различную степень сопротивляемости действию бактерицидных лучей, и значение коэффициента  $k$  зависит от вида бактерий. Коэффициент сопротивляемости различных видов *вегетативных* и *патогенных бактерий* коли равен приблизительно 2500, что и принимают при расчетах необходимого количества бактерицидной энергии для обеззараживания.

Необходимое количество бактерицидных ламп  $n$  определяют по формуле  $n_1 = F_p/F_n$ , где  $F_n$  – расчетный бактерицидный поток одной лампы (табл. 14.4).

Расход электроэнергии, Вт·ч/м<sup>3</sup>, на обеззараживание воды

$$S = \frac{N_n}{Q}, \quad (14.2)$$

где  $N$  – потребляемая мощность лампы, Вт (см. табл. 14.4).

Таблица 14.4

Тип лампы	Бактерицидный поток, Вт	Потребляемая мощность, Вт
УВ-30	2	30
БУВ-60П	6,5	60
ПРК-7	35	1000
РКС-2,5	–	6000

Наиболее распространенными источниками бактерицидного излучения являются *ртутно-кварцевые лампы высокого давления ПРК* и *аргонортутные лампы низкого давления РКС-2.5*.

Ртутно-кварцевые лампы высокого давления (примерно 0,05...0,1 МПа) с температурой оболочки при горении лампы до 250...300 °С являются мощными источниками видимого света и ультрафиолетовых лучей с максимумом излучения линий 365,0...3666,3 мкм. Указанные в табл. 14.4 основные расчетные параметры ртутно-кварцевых (ПРК и РКС) и аргонортутных (БУВ) ламп относятся к концу расчетного срока их службы, т.е. после 4500...5000 ч горения. Бактерицидный поток новых ламп на 30% выше.

В отечественной практике применяют несколько типов установок для обеззараживания воды бактерицидными лучами, разработанных в НИИ КВОВ Академии коммунального хозяйства (табл. 14.5).

Таблица 14.5

Тип установки	Производительность, м <sup>3</sup> /ч	Предельное давление, МПа	Тип и число ламп	Мощность, потребляемая установкой, кВт	Завод-изготовитель
1	2	3	4	5	6
ОВ-1П	3	0,5	БУВ-60П 1 шт.	0,06	Загорский машиностроительный завод
ОВ-АКХ-1 двухкамерная	60	0,5	ПРК-7м 2 шт.	2	Вяземский машиностроительный завод
ОВ-АКХ-1 трехкамерная	90	0,5	ПРК-7м 3 шт.	3	То же

1	2	3	4	5	6
ОВ-1П-РКС	50...70	1,0	РКС-2,5 1 шт.	6	Загорский машиностроительный завод
ОВ-3П-РКС	150...200	1,0	РКС-2,5 3 шт.	18	Экспериментальный завод коммунального оборудования АКХ

Примечания: 1. Присоединительные и установочные размеры принимаются в соответствии с данными заводов-изготовителей.  
2. Техническая документация на указанные установки находится на заводах-изготовителях.

Безнапорная установка ОВ-3П-РКС (рис. 14.8) рассчитана на расход 3000 м<sup>3</sup>/ч и более. Она размещается в канале в виде рамкассет, на которых закреплены блоки с лампами РКС-2,5. В кассеты монтируются несколько ламп, защищенных кварцевыми цилиндрическими чехлами. Чтобы обеспечить турбулентный режим потока воды и хорошее перемешивание в канале во время облучения, лампы располагают в шахматном порядке. При таком размещении ламп обеспечивается высокий коэффициент использования бактерицидного потока. Канал, оборудованный кассетами, сверху перекрыт съемными крышками. Рядом с каналом располагается пульт управления с пусковой аппаратурой к лампам.

Опыт эксплуатации установок для обеззараживания воды бактерицидными лучами показывает, что этот метод обеспечивает надежную дезинфекцию воды. Эксплуатационные расходы на обеззараживание воды облучением не превышают эксплуатационных затрат на хлорирование, а на водопроводах, использующих в качестве источников водоснабжения подземные, родниковые или подрусовые воды, обеззараживание воды облучением дешевле в 2–3 раза по сравнению со стоимостью обеззараживания воды путем хлорирования.

Расход электрической энергии на обеззараживание воды из подземных источников водоснабжения облучением не превышает 10...15 Вт·ч/м<sup>3</sup>. Расход электрической энергии на облучение воды из открытых источников водоснабжения, прошедшей обработку на водоочистных сооружениях, составляет до 30 Вт·ч/м<sup>3</sup>.

Недостатком рассматриваемого метода обеззараживания является отсутствие оперативного способа контроля за эффектом обезза-

раживания (в отличие от хлорирования – по остаточному хлору). Кроме того, метод облучения непригоден для обеззараживания мутных вод.

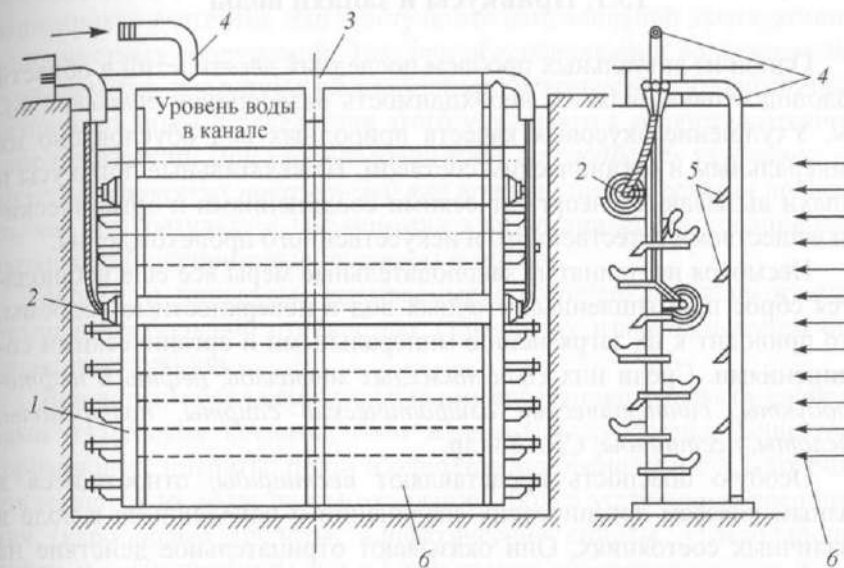


Рис. 14.8. Бактерицидная установка ОВ-3П-РКС:

1 – металлическая рама с кронштейнами; 2 – блоки с бактерицидными лампами РКС-2,5; 3 – металлические пластины; 4 – трубопровод напорной воды для отмычки чехлов; 5 – промывные сопла; 6 – канал подачи обрабатываемой воды



## Глава 15. Дезодорация воды. Удаление из воды растворенных органических веществ

### 15.1. Привкусы и запахи воды

Одной из актуальных проблем последних десятилетий в области водоподготовки является необходимость *дезодорации питьевой воды*. Ухудшение вкусовых качеств природных вод обусловлено их минеральным и органическим составом. Нежелательные привкусы и запахи вызываются неорганическими соединениями и органическими веществами естественного и искусственного происхождения.

Несмотря на принятые законодательные меры все еще наблюдается сброс промышленных сточных вод в поверхностные водоемы, что приводит к их загрязнению минеральными и органическими соединениями. Среди них *соли тяжелых металлов, нефть и нефтепродукты, синтетические алифатические спирты, полифенолы, кислоты, пестициды, СПАВ* и др.

Особую опасность представляют *пестициды*, относящиеся к разным классам органических соединений и находящиеся в воде в различных состояниях. Они оказывают отрицательное действие на органолептические свойства воды. *Токсичность пестицидов, присутствующих в воде, возрастает в процессе обработки ее хлором или перманганатом калия.*

*Нефть и нефтепродукты* плохо растворимы в воде и очень устойчивы к биохимическому окислению. Большие концентрации нефти придают воде сильный запах, повышают ее цветность и окисляемость, снижают содержание растворенного кислорода. При небольшом содержании нефти в воде ее органолептические показатели заметно ухудшаются.

Попадая в воду с бытовыми и промышленными стоками, *СПАВ* резко ухудшают ее качество, появляются *устойчивые запахи (мыльный, керосиновый, канифольный)* и *горьковатые привкусы*. Как правило, СПАВ усиливают стабильность запахов других примесей, катализируют токсичность находящихся в воде канцерогенных веществ, пестицидов, анилина и др.

Присутствующие в природных водах Севера и средней полосы России *гуминовые кислоты и фульвокислоты, лигнины* и многие другие органические соединения естественного происхождения служат одним из источников образования *фенолов*, которые ухудшают их органолептические свойства. *При хлорировании воды, содержащей*

*фенолы, образуются диоксины* — чрезвычайно ядовитые вещества (смертельные дозы: *стрихнин* —  $1,5 \cdot 10^{-6}$ ; *ботулин* —  $3,3 \cdot 10^{-17}$ , *нервно-паралитический газ* —  $1,6 \cdot 10^{-5}$  моль/кг).

Иногда *органолептические свойства воды* ухудшаются при передозировке реагентов или в результате неправильной эксплуатации водоочистных сооружений. Так, при обесцвечивании воды коагулированием без последующей стабилизации возрастает коррозионная активность воды и вследствие этого ухудшаются ее органолептические показатели. *При хлорировании воды наблюдается ухудшение ее органолептических показателей* как при нарушении режима процесса, так и в результате образования хлорорганических соединений, вызывающих неприятные привкусы и запахи.

Запахи и привкусы, вызываемые органическими веществами, отличаются большой стойкостью. Обычно их извлекают путем окислации и сорбции.

Вещества, обладающие сильными восстановительными свойствами (гумусовые кислоты, соли железа (II), дубильные вещества, сероводород, нитриты, поли- и одноатомные фенолы и т.п.), хорошо извлекаются из воды путем окислации. Более устойчивые соединения (карбоновые кислоты, алифатические спирты, углеводороды нефти и нефтепродукты и т.п.) в условиях обработки хлором и его производными, а иногда и озоном окисляются плохо. Иногда сильные окислители, воздействуя на эти вещества, значительно усиливают первоначальные привкусы и запахи (например, фосфоорганические пестициды). Вместе с тем действие окислителей на легкоокисляемые соединения приводит к их полной деструкции либо к образованию веществ, не влияющих на органолептические показатели воды. Таким образом, действие окислителей эффективно лишь по отношению к ограниченному числу загрязнений.

Недостатком окислительного метода является также необходимость дозирования окислителя в исключительно точном соответствии с уровнем и видом загрязнения воды, что крайне затруднительно, принимая во внимание сложность и длительность многих химических анализов.

Более надежным и экономичным является применение *фильтров с гранулированным активным углем*, используемым в качестве фильтрующей загрузки. Фильтры, загруженные гранулированным активным углем, независимо от колебания уровня загрязнения воды являются постоянно действующим барьером по отношению к сорбируемым веществам. Однако серьезным затруднением для приме-

нения этого метода очистки воды является сравнительно малая поглощающая способность угля, что вызывает необходимость частой его замены или регенерации.

В условиях повышенного антропогенного загрязнения водоемов для дезодорации воды, удаления токсичных микрозагрязнений необходимо сочетать методы окисдации, сорбции и аэрации.

Методы удаления органических веществ показаны в табл. 15.1.

Таблица 15.1

Классификация методов	Название метода	Глубина очистки	Область назначения, применения
Окислительные методы	Аэрация Озон Перманганат калия Хлорирование	До 100%	Питьевое водоснабжение Удаление привкусов и запахов
Сорбционные методы	Обработка активным углем. Углеродные волокнистые материалы. Неуглеродные сорбенты	90–99%	Снижение окисляемости
Окислительно-сорбционные методы	Озонсорбция	До 100%	Удаление органических веществ (летучих органических соединений хлорсодержащих)
Мембранные методы	Ультрафильтрация Нанопфильтрация Обратный осмос	50–70% 70–80% 80–90%	Снижение цветности Снижение окисляемости Глубокое снижение окисляемости
Ионообменные методы	Органопоглотители (скавенджеры) (гл. 23)	До 99%	Опреснение и обессоливание воды методом ионного обмена: предочистка перед анионитовыми фильтрами

## 15.2. Дезодорация воды аэрацией

Для удаления из природных вод летучих органических соединений биологического происхождения, вызывающих запахи и привкусы, широко применяют их аэрирование.

На практике аэрирование проводят в специальных установках – аэраторах барботажного, разбрызгивающего и каскадного типов.

В аэраторах барботажного типа воздух, подаваемый воздушными дувками, распределяется в воде дырчатыми трубами, подвешенными в резервуаре (рис. 15.1), распылительными устройствами, расположенными на его дне. Преимущество первого способа заключается в простоте демонтажа установки.

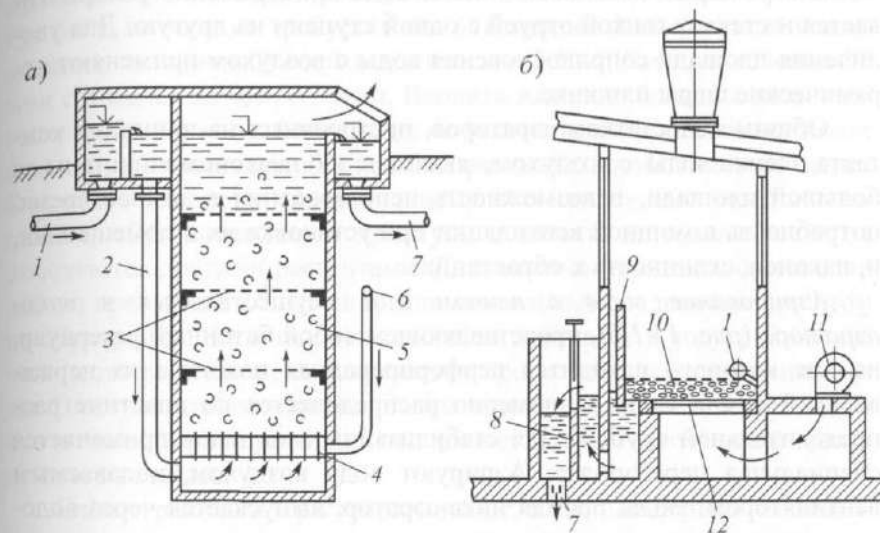


Рис. 15.1. Аэратор барботажного типа (а) и инка-аэратор (б):  
 6 – магистральный воздухопровод; 2 – ввод воды в барботажную камеру 5;  
 3 – дырчатые пластины; 4 – воздухопроводитель; 7, 1 – отвод аэрированной и подачи исходной воды; 8 – водослив; 9 – стабилизационная перегородка; 10 – слой пены; 11 – вентилятор; 12 – дырчатое дно; 5 – барботажная камера

Барботажные установки открытого типа могут работать при температуре ниже 0 °С. Степень аэрирования легко регулируется изменением количества подаваемого воздуха. Стоимость установок и их эксплуатации невысока.

В разбрызгивающих аэраторах вода распыляется соплами на мелкие капли, при этом увеличивается поверхность ее контакта с воздухом. Основным фактором, определяющим работу аэратора, является форма сопла и его размеры. Продолжительность соприкосновения воды с воздухом, определяемая начальной скоростью струи и ее траекторией, обычно составляет 2 с (для вертикальной струи, которая выбрасывается под напором 6 м).

В аэраторах каскадного типа обрабатываемая вода падает струями через несколько последовательно расположенных водосливов. Длительность контакта в этих аэраторах может быть изменена за счет увеличения количества ступеней. Потеря напора на аэраторах каскадного типа колеблется от 0,9 до 3 м.

В аэраторах смешанного типа вода одновременно разбрызгивается и стекает тонкой струей с одной ступени на другую. Для увеличения площади соприкосновения воды с воздухом применяют керамические шары или кокс.

Общим недостатком аэраторов, построенных на принципе контакта пленки воды с воздухом, является их неэкономичность из-за большой площади, невозможность использования в зимнее время, потребность в мощной вентиляции при установке их в помещениях, и, наконец, склонность к обрастанию.

Аэрирование воды в пенном слое осуществляется в инка-аэраторе (рис. 15.1,б), представляющем собой бетонный резервуар, на дне которого находится перфорированная пластина из нержавеющей стали. Вода равномерно распределяется по пластине распределительной трубой. Для стабилизации слоя пены применяется специальная перегородка. Аэрируют воду воздухом, подаваемым вентилятором. Вода, пройдя инка-аэратор, выпускается через водослив.

### 15.3. Удаление из воды привкусов и запахов с помощью окислителей

Окислители (озон, перманганат калия и его производные) применяют в практике очистки питьевой воды для обеззараживания и улучшения ее органолептических показателей. В последние годы в связи с возросшим загрязнением водоемов органическими соединениями за счет смыва с сельскохозяйственных угодий значение окислителей в практике очистки питьевой воды существенно возросло, так как многие химические вещества, присутствующие в воде, разрушаются в той или иной степени под действием окислителей. Образующиеся продукты трансформации могут значительно отличаться от исходных веществ – загрязнителей не только по своей химической структуре и физико-химическим свойствам, но и по токсичности.

Озон является наиболее сильным из всех известных в настоящее время окислителей. Одним из его преимуществ с гигиенической

точки зрения является неспособность в отличие от хлора к реакциям замещения, о которых указывалось выше. Особенностью озона является то, что он быстро разлагается.

С одной стороны, это вызывает некоторые технические трудности, а с другой – создает определенные преимущества, так как даже при некотором передозировании остаточные количества его не могут быть велики, не требуется его устранения. Как показали исследования, остаточный озон в количестве 3,5...5,0 мг/л в течение 30 мин снижался до 0,2...0,3 мг/л. Вводить излишне большие дозы озона при обработке питьевой воды не рекомендуется, поскольку после него вода может приобретать неприятный ароматический запах. Благодаря высокому окислительному потенциалу озон окисляет вещества, обуславливающие привкусы и запахи, которые обычно не окисляются другими реагентами. Длительность контакта озона с водой не превышает 10–15 мин; дополнительные соединения при этом не образуются. В связи с тем, что озон поступает в воду с большим количеством воздуха, одновременно происходит и аэрирование воды. В результате озонирования вода приобретает освежающий привкус и запах, характерный для поверхностных или ключевых вод наилучшего качества.

Озон ограниченно растворим в воде, и его растворимость значительно уменьшается при повышении температуры. Поэтому, несмотря на сильные окислительные свойства, при большом загрязнении воды органическими веществами озон не дает хорошего дезодорирующего эффекта.

Перманганат калия является менее сильным окислителем, чем озон, он не вступает в реакции замещения. К недостаткам перманганата калия следует отнести его сравнительно высокую стоимость, дефицитность, а также опасность появления остаточных концентраций, поскольку марганец нормируется в питьевой воде до 0,1 мг/л.

Приготовление раствора перманганата калия концентрацией 0,5...2% (по товарному продукту) осуществляют в баках с механическим побуждением, рассчитываемых на время полного растворения реагента 4...6 ч при температуре воды 20 °С и 2...3 ч при 40 °С. Количество растворных или растворо-расходных баков принимают не менее двух.

Хлор – наиболее дешевый и распространенный из указанных выше окислителей, но значительно слабее. Недостатком хлора является его способность вступать в реакцию замещения, в результате чего могут образовываться нежелательные соединения.



Небольшие дозы хлора обычно усиливают запахи и привкусы, особенно при наличии в воде фенолов вследствие образования моно-, ди- и трихлорфенолов, обладающих сильным неприятным запахом. Поэтому в данном случае либо увеличивают окислительно-восстановительный потенциал системы «природная вода – хлор», применяя перехлорирование, либо снижают его хлорированием с аммонизацией.

Для устранения хлорфенольного запаха и привкуса применяют хлорирование с аммонизацией. Поскольку скорость взаимодействия хлора с аммиаком более чем в сто раз превышает скорость его взаимодействия с фенолом, преимущественно образуются хлорамины, а не хлорфенолы.

Аммиак и аммонийные соли добавляют перед вводом в воду хлора из расчета 1:4 – 1:10 по отношению к дозе хлора.

Метод хлорирования с аммонизацией применяется при содержании фенола в воде до 3 мг/л. Он не требует больших затрат и особых мер безопасности, не сопровождается образованием соединений, вредных для организма человека. Однако возможность использования этого метода ограничена, поскольку привкусы и запахи, вызываемые органическими веществами биологического происхождения, в данном случае не устраняются.

Запахи и привкусы, вызываемые наличием в воде некоторых ядохимикатов, эффективно устраняются пероксидом водорода. Например, обработка растворов эптама исходной концентрацией 19 мг/л дозой пероксида водорода 68 мг/л снижает интенсивность запаха примерно в пять раз.

Рассматривая действие окислителей в целом, следует отметить, что в большинстве случаев при их применении наблюдается улучшение органолептических свойств обрабатываемой воды: исчезают запахи и привкусы, снижается или полностью исчезают цветность и окраска, вода перестает пениться. В результате деструктивных процессов образуются менее сложные по химической структуре и, как правило, менее опасные, в том числе и в плане отдаленных последствий действия, вещества – продукты трансформации. Однако необходимо подчеркнуть, что некоторые химические вещества в обычных условиях практически не поддаются действию окислителей, даже такого наиболее сильного из них, как озон. К таким веществам, являющимся достаточно распространенными загрязнителями воды поверхностных водоемов, относятся пиридин, бензол и его производные, ряд ароматических нитросоединений, альдегиды, кислоты. Ряд соединений окисляются не полностью, в результате чего

могут образоваться продукты, придающие воде запах (фосфорорганические и поверхностно-активные вещества, фенолы) или окраску (нитросоединения, фенолы). При неполном окислении химических веществ, присутствующих в воде, могут появляться и более токсичные соединения, как, например, при окислении некоторых фосфорорганических пестицидов. В связи с этим можно говорить о существовании «критических» концентраций загрязнений, т.е. таких концентраций, при которых возникает опасность появления в воде недопустимых количеств неблагоприятных продуктов взаимодействия. Кроме того, понятие критических концентраций может быть также связано с технико-экономической нецелесообразностью применения высоких доз окислителя. Ориентировочные дозы окислителей можно принимать по табл. 15.2.

Таблица 15.2

Окислитель	Доза реагента, мг/л, при перманганатной окисляемости воды, мг·О <sub>2</sub> /л		
	8–10	10–15	15–25
Озон	1–3	3–5	5–8
Хлор	4–8	8–12	12–14
Перманганат калия	2–4	4–6	6–10

Доза окислителя может дробиться, и он может вводиться в воду по частям перед сооружениями разного типа. Ввод окислителей перед коагулянтном или сорбентом либо одного перед другим должен производиться с определенной экспозицией. При невозможности ее соблюдения следует предусматривать контактные камеры.

Основным условием успешного применения окислителей является глубокое окисление химических веществ, т.е. до стадии образования карбоновых кислот.

Однако необходимость дозирования окислителей в точном соответствии с уровнем и видом загрязнения воды, а также сложность и длительность химических анализов зачастую не позволяют выдерживать на практике эти условия. Поэтому применение окисления как самостоятельного метода для устранения органических загрязнений из воды может быть допущено только в том случае, если уровень загрязнения колеблется незначительно, не выходит за границы «критической» концентрации и существует уверенность, что в результате окисления не будут образовываться неблагоприятные в органолептическом отношении или опасные для здоровья населения продукты трансформации химических веществ.

## 15.4. Дезодорация воды сорбцией

Для дезодорации воды сорбцией используют гранулированный и порошкообразный активный уголь, активированный антрацит, углеродные волокнистые материалы и неуглеродные адсорбенты (клиноптилолит, цеолиты).

Сорбционный метод дезодорации является значительно более надежным, по сравнению с окислительным, так как он основан не на трансформации органических веществ, а на их извлечении из воды. Из известных сорбентов наиболее эффективны – активные угли. Они хорошо сорбируют фенолы, полициклические ароматические углеводороды, в том числе канцерогенные, большинство нефтепродуктов, хлор- и фосфорорганические пестициды и многие другие органические загрязнения. Однако и сорбцию на активных углях нельзя рассматривать в качестве универсального средства очистки воды от органических соединений. Так, имеются вещества, которые ими не задерживаются (например, органические амины) или задерживаются плохо (например, синтетические поверхностно-активные вещества).

Активный уголь изготавливают из углеродсодержащих материалов: угля, антрацита, древесины, торфа, полимеров, отходов пищевой, целлюлозно-бумажной и других отраслей промышленности.

Активируют уголь газами ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{SO}_2$ ,  $\text{O}_2$ ) и солями ( $\text{K}_2\text{CO}_3$ ,  $\text{ZnCl}_2$ ,  $\text{K}_2\text{S}$  и др.) при температуре 750–1000 °С. Чаще других применяют комбинированный парогазовый способ с использованием топочных газов состава  $\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O} + \text{O}_2$ . Неорганические активирующие добавки из угля вымывают.

Размеры частишек гранулированного активного угля составляют 0,7–7,0, порошкообразного – 0,07–0,12 мм. Площадь их поверхности колеблется в пределах 450–1800 м<sup>2</sup>/г. По способу производства активные угли делятся на дробленые (БАУ, ДАК, КАД) и собственно гранулированные (АГ-3, АГ-М, СКТ).

Активные угли применяют в виде порошка (углевание воды) или в виде гранул в качестве загрузки фильтров. Углевание воды имеет ряд недостатков, которые ограничивают его использование: трудности, связанные с замачиванием и дозированием угля, с необходимостью иметь емкости для контакта его с обрабатываемой водой.

Для дозирования угольной пульпы предусматривают замачивание угля в течение 1 ч в баках с механическим или гидравлическим перемешиванием. Угольную пульпу концентрацией до 8% вводят в воду до коагулянта не менее, чем за 10 мин. Дозу угля перед фильтрами принимают до 5 мг/л (рис. 15.2).

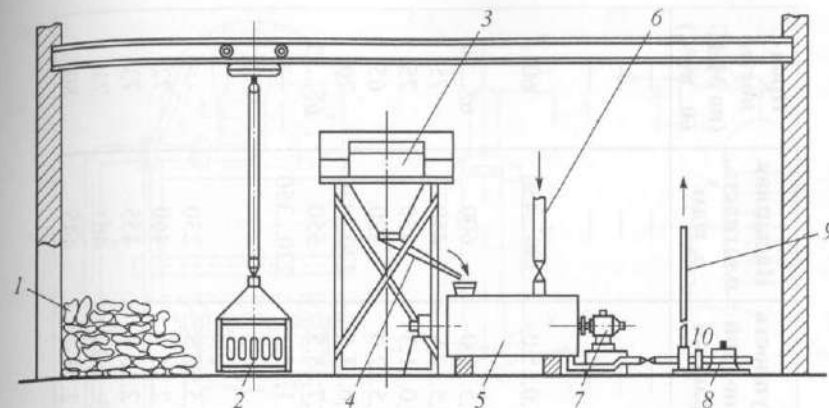


Рис. 15.2. Установка приготовления и дозирования пульпы активного угля (АУ):

1 – склад АУ; 2 – платформа с мешками АУ; 8 – насос-дозатор; 4 – вибротранспортер; 7 – электромотор лопастной мешалки; 3 – расходный бункер; 6 – водопровод; 10 – пульпопровод; 5 – бак угольной суспензии; 9 – подача угольной пульпы в воду

Более надежным является применение гранулированных активных углей, используемых в качестве фильтрующей загрузки. Фильтры, загруженные гранулированным активным углем, независимо от колебания уровня загрязнения воды служат постоянно действующим барьером по отношению к сорбируемым веществам, если емкость угля не исчерпана.

В табл. 15.3 приведены характеристики активных углей, получивших распространение в технологии улучшения качества воды.

На рис. 15.3 показаны схемы напорных фильтров с активным углем, возможно применение и открытых фильтров. Угольные фильтры располагают после осветлительных. Возможно применение совмещенных осветлительно-сорбционных фильтров (рис. 15.3, в).

Недостатком применения угольных фильтров является необходимость регенерации активного угля, которая может производиться следующими методами: химическим, термическим и биологическим. Химический метод предусматривает предварительную обработку угля острым паром, а затем щелочью. Метод сложный, трудоемкий и недостаточно эффективный, так как не восстанавливает сорбционную способность материала полностью. Термический метод заключается в выжигании адсорбированных органических соединений в специальных печах при температуре 800...900 °С.

Марка угля	Объем пор, см <sup>3</sup> /г				Площадь поверхности пор, м <sup>2</sup> /г		Крупность основной фракции	Насынная плотность, ρ, г/дм <sup>3</sup>	Прочность (по МИС 60...80%)
	суммарный	микропор	переходных пор	макропор	суммарная	переходных пор			
ОУ-А	2,38	0,26	0,27	1,78	805	138	—	—	—
ОУ-Б	—	0,39	0,21	—	—	138	—	—	—
КАД-молотый	0,42	0,11	—	—	—	64	—	—	—
КАД-иодный	1,00	0,34	0,15	0,51	977	110	2,0...5,0	380...450	60
АГ-2	0,60	0,30	0,05	0,25	—	33	1,5...2,0	600	65...70
АГ-3	0,8...1,06	0,32...0,42	0,12...0,16	0,41...0,52	—	—	1,5...2,8	450	75
АГ-5	0,9...1,06	0,3...0,43	0,17	0,46	—	—	1,0...1,5	450	75
СКТ	0,98	0,51	0,20	0,27	—	108	1,5...2,0	420	65
СКТ-3	0,80	0,46	0,09	0,25	—	—	2,0...3,5	420...470	70
АР-3	0,70	0,33	0,07	0,30	—	48	2,7...5,5	550	65...75
БАУ-МФ	1,50	0,25...0,39	0,08	0,19...0,21	915	50 ... 60	1...5	220...350	—
ДАК	1,1...2,16	0,17	0,04	1,23	300	—	0,5...1,5	230	—
АГМ	1,20...1,45	—	—	—	800	—	2...5	460	72
АГ-ОВ	0,82...1,6	—	—	—	845	—	2...5	455	73
АГС-4У	0,97...1,9	—	—	—	985	—	3...10	461	71
ДАУ-В	2,2	—	—	—	763	—	2...6	445	80

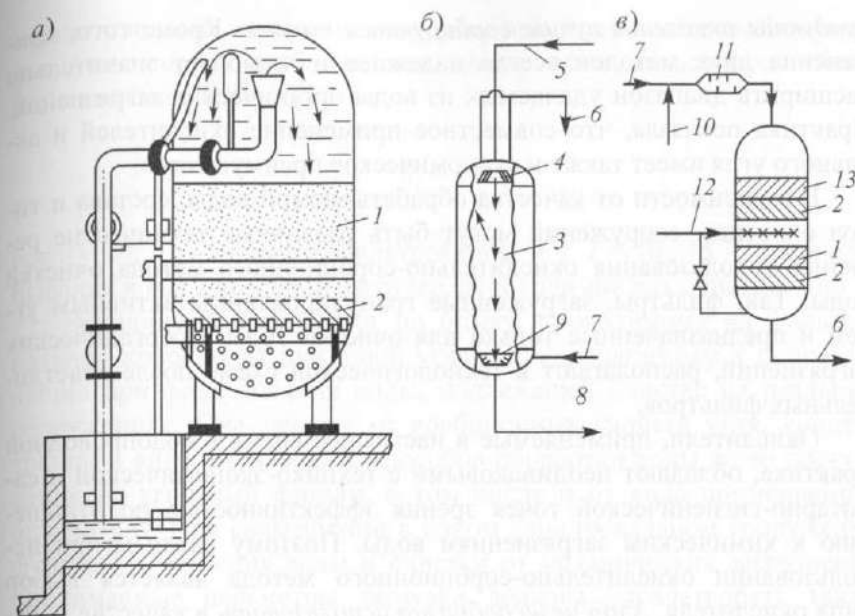


Рис. 15.3. Напорный фильтр со стационарным (а) и взвешенным (б) слоем активного угля и схема прямоточного осветлительно-сорбционного фильтра (в):

1 – слой активного угля; 2 – поддерживающий слой; 3 – противоток очищаемой воды и активного угля; 4 – система сбора очищенной воды; 5, 8 – подача и отвод пульпы активного угля; 6, 7 – отвод очищенной и подача исходной воды; 9 – система распределения очищаемой воды; 10 – ввод катионного флокулянта; 11 – смеситель; 12 – подача промывной воды; 13 – песок (дробленый керамзит), модифицированный сульфатом алюминия

### 15.5. Окислительно-сорбционный метод обработки воды

Межрегенерационный период работы гранулированного активного угля может быть резко увеличен, если воду перед фильтрованием через уголь обработать окислителем. Установлено, что при такой обработке воды происходит не простое суммирование двух процессов, а имеет место эффект окислительно-сорбционного взаимодействия, который заключается в том, что, с одной стороны, уголь выступает в качестве катализатора окисления, значительно повышая глубину и скорость этого процесса, а с другой – многие



продукты окисления лучше сорбируются на угле. Кроме того, применение двух методов всегда надежнее и позволяет значительно расширить диапазон удаляемых из воды органических загрязнений. Практика показала, что совместное применение окислителей и активного угля имеет также и экономическое преимущество.

В зависимости от качества обрабатываемой воды, состава и типов очистных сооружений могут быть различные технические решения использования окислительно-сорбционного метода очистки воды. Так, фильтры, загруженные гранулированным активным углем и предназначенные только для очистки воды от органических загрязнений, располагают в технологической схеме после осветлительных фильтров.

Окислители, применяемые в настоящее время в водопроводной практике, обладают неодинаковыми с технико-экономической и санитарно-гигиенической точек зрения эффективностью по отношению к химическим загрязнениям воды. Поэтому важным при использовании окислительно-сорбционного метода является выбор типа окислителя. *Хлор целесообразно использовать* в качестве окислителя только в том случае, когда в воде находятся сравнительно легко окисляемые загрязнения, такие, как фенолы, некоторые вещества природного происхождения, придающие воде привкусы и запахи, и т.д. При этом необходимо учитывать, что в условиях совместного применения хлора и активного угля предварительная аммонизация воды, к которой часто прибегают на практике, не требуется (при необходимости аммонизация может проводиться при окончательном хлорировании). Когда в воде находятся преимущественно *трудно окисляемые загрязнения, например растворимые фракции нефти и ее продукты, синтетические поверхностно-активные вещества, органические пестициды* и т.д., целесообразно применять озон как наиболее сильный окислитель. Иногда может оказаться также эффективным применение нескольких окислителей (хлора и перманганата калия, озона и хлора). *Выбор окислителя, его дозы и места ввода* в технологической схеме очистки воды устанавливается путем пробной ее обработки в лабораторных условиях, исходя из того, чтобы нагрузка на уголь как сорбент была минимальной. При этом необходимо учитывать, что *уголь играет роль не только сорбента, но и катализатора окисления, т.е. он ускоряет процесс окисления.*

При расчете угольной загрузки как сорбционной исходят из следующих соображений. Высота угольной загрузки должна быть больше некоторой величины  $h_y$ , обеспечивающей требуемый эффект

очистки воды от химических загрязнений. Для расчета этой величины с некоторым приближением можно пользоваться простейшей зависимостью вида

$$h_y = vT,$$

где  $v = 10...15$  – скорость фильтрования, м/ч;  $T = 10...15$  – время пребывания воды в угольной загрузке, необходимое для очистки, мин.

Величину  $T$  определяют по опыту, проводимому на фильтровальной колонке, загруженной углем, предполагаемым к использованию при фильтровании воды, подлежащей очистке на реальных сооружениях. Она зависит от сорбционных свойств угля, концентрации и вида загрязнений, способов обработки воды до ее поступления на угольный фильтр, в том числе и от вида применяемого окислителя. При совмещении в одном фильтровальном сооружении функций осветления воды и очистки от механических загрязнений принимаемые параметры загрузки должны удовлетворять также требованиям процесса осветления. При расчете и подборе загрузки как осветляющей к ней применимы общеизвестные описанные в литературе приемы технологического моделирования. При проектировании фильтровальных сооружений с угольной загрузкой следует учитывать возможность использования безгравийных распределительных систем, что позволяет уменьшить строительную высоту или соответственно увеличить слой загрузки.

Весьма важным является вопрос о возможной продолжительности работы активного угля, которая зависит от правильного подбора дозы и типа окислителя, а также от других условий и не может быть заранее определена какими-либо расчетами. Практика показывает, что при совместном применении окислителя и активного угля эффективность последнего по отношению к химическим загрязнениям может сохраняться в течение длительного времени. Вместе с тем вследствие обрастания угля неорганическими загрязнениями (в основном гидроксидами алюминия, железа и др.) возможно резкое снижение сорбционной способности по отношению к органическим веществам. Поэтому необходимо обеспечить высокую степень предварительного осветления воды до поступления ее в слой угольной загрузки. Это особенно относится к фильтровальным сооружениям, в которых совмещены функции осветления и очистки от химических загрязнений.

## Глава 16. Борьба с зарастанием и коррозией труб и оборудования систем водоснабжения.

### Стабилизационная обработка воды

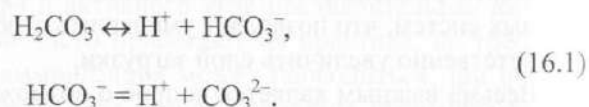
#### 16.1. Стабильность воды по карбонату кальция. Углекислотные равновесия

Стабильность воды является одним из основных показателей ее качества. Обесцвеченную и осветленную на очистных сооружениях воду нельзя считать удовлетворительной по качеству, если она, проходя по трубам, приобретает окраску или образует осадок.

Нарушение стабильности воды может быть вызвано наличием растворенной угольной кислоты, сероводорода или кислорода, низким значением pH, пересыщенностью ее карбонатом кальция или гидроксидом магния, повышенной концентрацией сульфатов либо хлоридов.

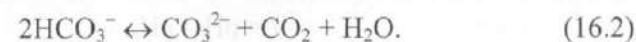
В природных водах углекислота содержится в виде недиссоциированных молекул  $\text{H}_2\text{CO}_3$  (обычно в очень малых концентрациях), молекулярно растворенного углекислого газа  $\text{CO}_2$ , бикарбонатных ионов  $\text{HCO}_3^-$ , а при величине  $\text{pH} > 8,4$  в виде карбонатных ионов.

Угольная кислота имеет две ступени диссоциации:



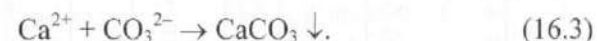
Из уравнений диссоциации угольной кислоты следует, что соотношения между ее соединениями в растворе  $\text{CO}_2$ ,  $\text{HCO}_3^-$  и  $\text{CO}_3^{2-}$  при данной температуре зависят от концентрации водородных ионов, т.е. от величины pH. При температуре 25 °C при значениях  $\text{pH} = 3,7-4$  вся находящаяся в воде угольная кислота представлена только одним соединением  $\text{CO}_2$ . По мере повышения значений pH доля  $\text{CO}_2$  уменьшается при одновременном увеличении доли  $\text{HCO}_3^-$ . При значениях  $\text{pH} = 8,3-8,4$  практически вся присутствующая в воде угольная кислота представлена бикарбонат-ионами  $\text{HCO}_3^-$  (более 98%), а на долю  $\text{CO}_2 + \text{CO}_3^{2-}$  приходится менее 2%. При дальнейшем повышении значений pH воды (более 8,3–8,4) свободной углекислоты в воде уже нет, а доля карбонатных ионов  $\text{CO}_3^{2-}$  возрастает при одновременном уменьшении доли  $\text{HCO}_3^-$ . При величине  $\text{pH} = 12$  вся углекислота представлена только одним соединением  $\text{CO}_3^{2-}$ .

В водных растворах существует динамическое равновесие между различными формами угольной кислоты:



Из этого уравнения следует, что для поддержания в растворе опресненной концентрации бикарбонатных ионов требуется, чтобы в растворе находилось соответствующее этой концентрации количество свободной углекислоты.

При недостатке количества углекислоты  $\text{CO}_2$  возникает тенденция к распаду части бикарбонатных ионов, т.е. к сдвигу равновесия, описываемого уравнением (16.2), вправо с образованием дополнительного количества  $\text{CO}_2$  и одновременно ионов  $\text{CO}_3^{2-}$ . Увеличение концентрации карбонатных ионов приводит к тому, что они будут реагировать с находящимися в воде ионами кальция, образуя карбонат кальция по реакции:



Воду, содержащую свободную углекислоту в концентрации, превышающей равновесную, называют *агрессивной*, поскольку она вызывает коррозию стальных трубопроводов. Вода, содержащая избыток карбонатных ионов, считается нестабильной по карбонату кальция, вызывая выделение карбонатных отложений из воды на теплопередающих поверхностях оборудования и трубопроводов.

#### 16.2. Индексы стабильности (Ланжелье, Ризнера, и Сноинка–Джексона)

Оценку термостабильности воды (степень насыщения воды по карбонату кальция) определяют расчетным путем по данным физико-химического состава. Для этого разработаны специальные критерии (индексы).

В настоящее время специалистами используются несколько индексов (Ланжелье, Ризнера, Сноинка–Джексона и др.). Каждому индексу соответствует модель состава стабильной воды, описывающая процесс образования карбонатных отложений. Наличие разных индексов говорит о сложности происходящих в природных водах процессов и невозможности создать «универсальную» модель.

Ланжелье предложил характеризовать условия стабильности воды с помощью индекса насыщения:

$$J = pH - pH_s,$$

где  $pH$  – значение  $pH$  воды;  $pH_s$  – величина  $pH$ , отвечающая равновесному состоянию в растворе углекислых соединений или величина равновесного насыщения воды карбонатом кальция.

Величина  $pH_s$  определяется по следующей формуле:

$$pH_s = pK_2 - p \text{PP}_{\text{CaCO}_3} - \lg[\text{Ca}^{2+}] - \lg \text{Щ} + 2,5 \sqrt{\mu} + 7,6. \quad (16.4)$$

Формула (16.4) получена из уравнений I и II ступеней диссоциации угольной кислоты и уравнения произведения растворимости карбоната кальция (подстановкой значения  $[\text{CO}_3^{2-}]$  из формулы (16.5) в формулу (16.7):

$$f_{\text{Ca}}[\text{Ca}^{2+}] \cdot f_{\text{CO}_3}[\text{CO}_3^{2-}] = \text{PP}_{\text{CaCO}_3}; \quad (16.5)$$

$$\frac{f_{\text{H}}[\text{H}^+] \cdot f_{\text{HCO}_3^-}[\text{HCO}_3^-]}{[\text{H}_2\text{CO}_3]} = K_1; \quad (16.6)$$

$$\frac{f_{\text{H}}[\text{H}^+] \cdot f_{\text{CO}_3}[\text{CO}_3^{2-}]}{f_{\text{HCO}_3}[\text{HCO}_3^-]} = K_2. \quad (16.7)$$

Логарифм коэффициентов активности  $f_i$  определяется по формуле Дебая–Гюккеля

$$\lg f_i = -0,5 Z_i^2 \sqrt{\mu},$$

где  $\mu$  – ионная сила раствора;  $Z$  – валентности ионов. Ионная сила вычисляется по формуле:

$$\mu = 0,5(C_1 Z_1^2 + C_2 Z_2^2 + \dots + C_n Z_n^2),$$

где  $C_1, C_2, C_n$  – концентрации ионов, г-ион/л;  $Z_1, Z_2, Z_n$  – валентности тех же ионов.

Формулу (16.4) представляют в удобном для расчетов виде:

$$pH_s = f_1(t) - f_2(\text{Ca}^{2+}) - f_3(\text{Щ}) + f_4(P), \quad (16.8)$$

где  $f_1(t)$  – функция температуры воды, позволяющая определить значения термодинамических констант от температуры;  $f_2(\text{Ca}^{2+})$  – функция концентрации иона кальция;  $f_3(\text{Щ})$  – функция концентрации щелочности;  $f_4(P)$  – функция общего солесодержания воды.

Расчеты по формуле (16.8) удобно проводить с помощью расчетного графика, показанного на рис. 16.1.

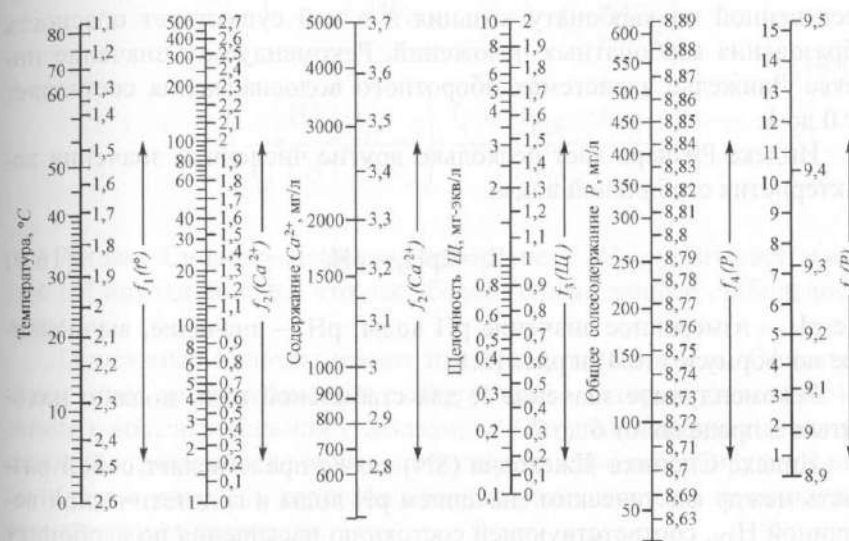


Рис. 16.1. Номограмма для нахождения  $pH_s$

Слева на каждой шкале отложены числовые значения показателей качества воды, справа – значения функций этих величин, которые подставляют в формулу (16.4).

Оценка стабильности воды, т.е. величины отклонения ее углекислотной системы от равновесного состояния производится путем сравнения измерений величины  $pH$  воды с вычисленным по формуле (16.4) значением величины  $pH_s$ . Если  $pH < pH_s$ , это указывает на то, что концентрация углекислоты в воде превышает равновесную. Такую воду называют агрессивной или коррозионной. Значение индекса Ланжелье  $J$ , соответствующее коррозионной воде, – отрица-



тельно. Считая, что коррозионная вода, растворяя карбонат кальция, исключает возможность образования на стенках стальных и чугунных труб защитной карбонатной пленки и способствует растворению коррозионных железистых отложений. При отсутствии карбонатной защитной пленки поверхность металла оказывается легко подвержена коррозии, особенно при наличии в воде растворенного кислорода.

При  $pH > pN_s$  в воде недостает свободной уголекислоты по сравнению с ее равновесной концентрацией. Такую воду называют некоррозионной или неагрессивной. Значение индекса Ланжелье при  $pH > pN_s$  отрицательно, при таком состоянии вода является пересыщенной по карбонату кальция и в ней существует опасность образования карбонатных отложений. Рекомендуемое значение индекса Ланжелье в системах оборотного водоснабжения составляет от 0 до 1.

Индекс Ризнера дает несколько другие численные значения характеристик стабильной воды:

$$R = 2pH_s - pH, \quad (16.9)$$

где  $pH$  – измеренное значение  $pH$  воды;  $pH_s$  – значение, вычисленное по формуле (16.4) и рис. 16.1.

Рекомендуемое значение  $R$  для стабильной воды должно находиться в пределах от 6 до 7.

Индекс Сноинка–Джексона (SN) также представляет собой разность между фактическим значением  $pH$  воды и гипотетической величиной  $H_{SN}$ , соответствующей состоянию насыщения по карбонату кальция.

Однако в отличие от индекса Ланжелье индекс SN учитывает недостающие при определении общей щелочности концентрации ионов  $CO_3^{2-}$  и  $OH^-$  из уравнения

$$Щ = [HCO_3^-] + [CO_3^{2-}] + [OH^-]. \quad (16.10)$$

Индекс Сноинка–Джексона определяется путем совместного решения уравнения второй ступени диссоциации угольной кислоты, уравнения произведения растворимости, ионного произведения воды:

$$f_H[H^+]f_{OH}[OH^-] = K[H_2O] = K_{IN}. \quad (16.11)$$

Из уравнений (16.7) и (16.5) получим:

$$H_{SN}^+ = [Ca^{2+}] \cdot [HCO_3^-] \cdot \frac{K_2}{PP_{CaCO_3}} \cdot \frac{f_{Ca^{2+}} \cdot f_{HCO_3^-} \cdot f_{CO_3^{2-}}}{f_{H^+}}. \quad (16.12)$$

Из формулы (16.12) получено уравнение для определения значения индекса Сноинка–Джексона:

$$H_{SN}^+ = [Ca^{2+}] \cdot \frac{K_2}{PP_{CaCO_3}} \cdot \left( Щ - \frac{K_w}{f_H[H^+]} \right) \times \\ \times \left( \frac{[H^+] \cdot f_H}{f_H[H^+] - K_2} \right) \cdot \frac{f_{Ca^{2+}} \cdot f_{HCO_3^-} \cdot f_{CO_3^{2-}}}{f_{H^+}}. \quad (16.13)$$

Индекс Сноинка–Джексона при расчете  $pH_{SN}$  учитывает значение  $pH$  исходной воды, что дает более точные данные стабильности воды.

Описанные индексы имеют пределы применимости. Они отражают лишь те коррозионные свойства воды, которые зависят от наличия в воде агрессивной уголекислоты. Они неприменимы для определения агрессивности воды, контактирующей с пассивирующимися металлами, скорость коррозии которых уменьшается с повышением концентрации кислорода.

### 16.3. Коррозия труб. Борьба с коррозией

При эксплуатации водопроводных труб и оборудования в ряде случаев на их стенках образуются различного рода отложения. В результате этого снижается их пропускная способность. Это связано, как правило, со свойствами транспортируемой по ним воды.

По видам и причинам, вызывающим отложения, их разделяют на донные, сплошные, бугристые отложения и биологические обрастания.

Донные отложения возникают в нижней части труб в большинстве случаев при транспортировке неочищенной воды, содержащей грубую взвесь. Они характерны для труб, по которым вода движется

с небольшими скоростями. Донные отложения может вызвать гидроксид железа (III), который в периоды малого расхода воды отлагается в трубах, уплотняется и цементируется.

Сплошные отложения образуются при транспорте воды, пересыщенной карбонатом кальция (с положительным индексом насыщения). В этом случае отложения состоят в основном из карбоната кальция и прочно прикреплены к стенкам труб и оборудования; грубодисперсные взвеси цементируются карбонатом кальция. Отложения располагаются эксцентрично с утолщением в донной части трубы.

Бугристые отложения образуются в стальных и чугунных трубах в связи с коррозионным действием воды и представляют собой бугорки неправильной формы, иногда сливающиеся друг с другом на высоту 20...30 мм. Бугристые отложения отличаются прочностью и сильным сцеплением со стенками труб, значительную роль в их образовании играют железобактерии, перерабатывающие оксид железа (II) в гидроксид железа (III).

Для предохранения металлов от коррозии их покрывают коррозионно-стойкими металлами (цинком, оловом, никелем и др.), в воду добавляют ингибиторы (например, соли фосфорной кислоты), жидкое стекло, сильные окислители (хромат натрия, гексаметафосфат натрия), применяют протекторную защиту, наносят на их поверхности краски, эмали и другие защитные материалы.

#### 16.4. Стабилизационная обработка воды (ингибирование, подкисление, подщелачивание, контактная стабилизация, магнитная и ультразвуковая обработка)

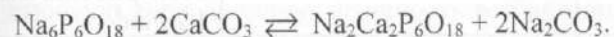
Для борьбы с коррозией стальных и чугунных труб в промышленном водоснабжении применяют ингибитор гексаметафосфат или триполифосфат натрия. Их действие проявляется в образовании защитных пленок на катодных и анодных участках поверхности металла и в торможении коррозионного процесса.

Доза гексаметафосфата или триполифосфата натрия, применяемых для обработки воды, используемой только в промышленном водоснабжении, принимается равной 2...4 мг/л. При вводе в эксплуатацию новых участков трубопроводов предусматривают заполнение их на 2...3 сут раствором указанных реагентов с концентрацией 200...250 мг/л.

При стабилизационной обработке фосфатными реагентами воды, используемой для питьевых целей, остаточное содержание фосфат-ионов в соответствии с ГОСТ 2874-82 не должно превышать 3,5 мг/л.

При положительном индексе насыщения воду стабилизируют добавлением ингибиторов — гексаметафосфата, натрия, триполифосфата натрия, тринатрийфосфата.

Гексаметафосфат натрия ( $\text{Na}_6\text{P}_6\text{O}_{18}$ ) обладает поверхностно-активными свойствами и адсорбируется на поверхности зародышей кристаллов карбоната кальция в виде пленки гексаметафосфата кальция и натрия согласно уравнению



Изолируя зародыши, пленка препятствует росту микрокристаллов. Следовательно, действие реагента сводится к торможению роста кристаллов карбоната кальция, повышая их растворимость.

Стабилизационная обработка важна для предотвращения образования накипи в теплообменниках. В основе действия тринатрийфосфата ( $\text{Na}_3\text{PO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$ ) лежит перевод накипи в шлам. Реагент формирует в воде малорастворимый ортофосфат кальция, который, адсорбируясь на гранях кристаллов карбоната кальция, вызывает изменение их формы и препятствует агломерации первичных агрегатов, в результате вместо накипи образуется рыхлый, легко удаляемый шлам.

Следует иметь в виду, что защитное действие фосфатов ограничивается карбонатной жесткостью воды 5,5–6,0 мг-экв/л, выше которой наблюдается рост кристаллов и выпадение карбоната кальция.

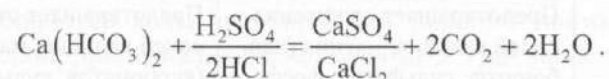
Для борьбы с процессами солеотложений и коррозии институтом ИРЕА (Москва) разработаны новые реагенты (табл. 16.1).

Таблица 16.1

		Аминат А	Аминат ОД
1	2	3	4
1	Назначение	Предотвращает отложение солей кальция, магния (карбонатов, сульфатов, фосфатов) в теплообменном оборудовании, в закрытых системах охлаждения и теплоснабжения	Предотвращает отложение солей кальция, магния (карбонатов, сульфатов, фосфатов) в теплообменном оборудовании, в системах охлаждения, теплоснабжения и водоснабжения

1	2	3	4
2	Состав	Представляет собой бесцветную или слабоокрашенную жидкость. Плотность реагента – около 1,2 г/см <sup>3</sup> , рН – в пределах 6–7.	Бесцветная или светло-желтая жидкость, представляет собой водный раствор натриевой и аммонийной солей оксизтилендифосфоновой кислоты. Плотность реагента около 1,2 г/см <sup>3</sup>
3	Применение	Применяется для обработки подпиточной воды в системах охлаждения и закрытых системах теплоснабжения, обеспечивает практически полное предотвращение процессов накипобразования и коррозии	Предназначен для ингибирования отложений минеральных солей при низкой минерализации добавочной и циркулирующей воды
4	Физические свойства	Реагент не горюч, пожаровзрывобезопасен, химически малоопасен (4-й класс опасности по ГОСТ 12.1.007-76). Рабочие растворы реагента коррозионно неактивны. Реагент загустевает при температуре не более 4 °С. Замерзший препарат после оттаивания и перемешивания восстанавливает свои свойства	Реагент не горюч, пожаровзрывобезопасен, химически мало опасен

При положительном индексе насыщения воду стабилизируют подкислением серной или соляной кислотой, обработкой гексаметафосфатом или триполифосфатом натрия:



При подкислении понижается содержание в воде гидрокарбонатов и увеличивается концентрация оксида углерода (IV), который, находясь в равновесном состоянии с гидрокарбонатами, препятствует образованию карбоната кальция и зарастанию трубопроводов.

Подкисляют воду технической серной или соляной кислотой. Серная кислота (ГОСТ 2184-87\*) представляет собой бесцветную маслянистую жидкость, содержащую 75...92,5% H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>. Поставляется в стальных цистернах или стеклянных бутылках. Соляная кислота (ГОСТ 1382-89) – бесцветная дымящаяся жидкость, содержащая не менее 27,5% HCl, поставляется в гуммированных цистернах или стеклянных бутылках. Эти кислоты смешиваются с водой в любых соотношениях. Для подкисления воды применяют растворы кислот. Учитывая высокую коррозионную активность разбавленных серной и соляной кислот, для их приготовления, транспортирования и хранения следует применять кислотостойкое оборудование и аппаратуру.

Дозу кислоты, мг/л, в пересчете на товарный продукт находят по формуле

$$D_{\text{кис}} = \frac{\alpha e_{\text{кис}} \text{Щ}}{C_{\text{кис}}} 100,$$

где  $\alpha$  – коэффициент, зависящий от рН среды (определяется по графикам рис. 16.2); Щ – щелочность воды до стабилизационной обработки, мг-экв/л;  $e_{\text{кис}}$  – эквивалентная масса кислоты, мг/мг-экв (для серной кислоты  $e_{\text{кис}} = 49$ , для соляной – 36,5);  $C_{\text{кис}}$  – содержание активной кислоты в товарном продукте, %.

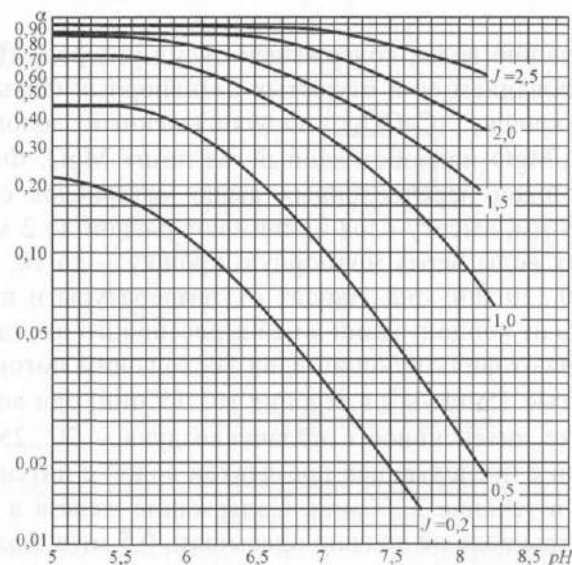


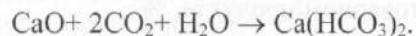
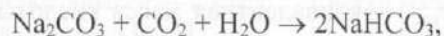
Рис. 16.2. Графики  $\alpha = f(\text{pH})$



Стабилизационная обработка воды при отрицательном индексе стабильности заключается в ее подщелачивании, фильтровании через мраморную крошку или магномассу или удалении оксида углерода (IV) аэрированием. При этом предусматривается также создание условий для образования защитной карбонатной пленки на внутренней поверхности труб.

В качестве подщелачивающих реагентов используют едкий натр, известь или соду. Соду применяют только в том случае, если в воде содержатся ионы кальция в количестве, достаточном для образования защитной пленки карбоната кальция. Щелочные реагенты следует подавать в очищенную воду перед вторичным хлорированием и поступлением ее в резервуары чистой воды, в связи с чем необходимо обеспечить хорошее осветление растворов реагентов. Допускается введение щелочных реагентов до отстойников или фильтров, если это не ухудшает технологического процесса очистки воды и не снижает эффективности ее стабилизационной обработки.

Указанные реагенты, применяемые для стабилизации воды, связывают оксид углерода (IV) по реакциям



Стабилизацию воды, содержащей оксид углерода (IV), производят фильтрованием ее в открытых безнапорных фильтрах через мраморную крошку ( $\text{CaCO}_3$ ), полубоженный доломит-магномассу  $\text{CaCO}_3 \cdot \text{MgO}$  или обожженный магнезит  $\text{MgO}$ . Фильтры загружают крошкой перечисленных выше материалов с размером частиц 0,5...3 мм, высоту слоя принимают равной до 2 м, скорость фильтрования воды через мраморную крошку – до 10, через магномассу – 10...20 м/ч; она зависит от температуры и щелочности воды, а также от концентрации в ней агрессивного оксида углерода (IV). Промывают фильтрующий слой восходящим потоком воды с интенсивностью 15 л/(с·м<sup>2</sup>) в течение 10...15 мин; при водовоздушной промывке интенсивность подачи воздуха – 20...25 л/(с·м<sup>2</sup>) в течение 5 мин с последующей промывкой водой с интенсивностью 3...4 л/(с·м<sup>2</sup>) в течение 2...3 мин. Содержание железа в поступающей на фильтры воде не должно превышать 0,5 мг/л. Большие концентрации железа приводят к цементированию зерен фильтрующей загрузки. Фильтры периодически догружают зернистым активным

материалом, пополняя его расход на стабилизационную обработку воды; для связывания 1 мг агрессивного оксида углерода (IV) расходуется 2,3 мг мрамора или 1,1 мг магномассы.

Стабилизация воды на малых водоочистных установках при отрицательном индексе насыщения может быть достигнута удалением из нее избыточного оксида углерода (IV). С этой целью воду пропускают через вакуумно-эжекционный аппарат или вентиляторную градирню с кольцевой пластмассовой насадкой или насадкой из колец Рашига. Нагрузка на градирню в первом случае составляет 70, во втором – 60 м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>·ч), расход воздуха принимают равным 20 м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> воды. Значение pH воды после градирни определяют по номограмме (см. рис. 23.3), принимая остаточное содержание  $\text{CO}_2$  в воде равным 8...10 мг/л (до 3–5 мг/л) и щелочность воды равной исходной.

Для борьбы с коррозией труб рекомендуется магнитная обработка воды. Предполагают, что под действием магнитного поля растворенный в воде кислород активизируется и образует с железом ферромагнитные оксиды, предохраняющие поверхность металла от агрессивных сред. Концентрация кислорода в воде при этом уменьшается.

Применяют магнитные установки чаще всего в системах оборотного водоснабжения. На рис. 16.3 показана схема циркуляционной системы водяного охлаждения турбогенератора с установкой магнитного аппарата.

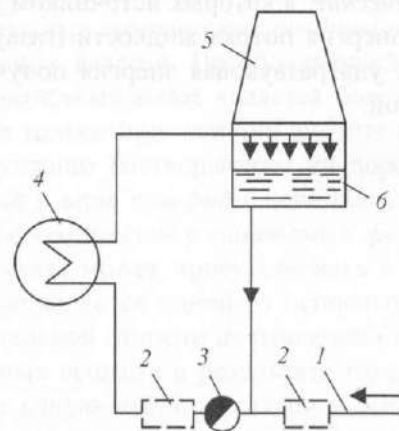


Рис. 16.3. Система водяного охлаждения турбогенератора с магнитными аппаратами:

1 – вода на подпитку системы; 2 – вероятное место установки магнитного аппарата; 3 – циркуляционный насос; 4 – конденсатор турбогенератора; 5 – градирня; 6 – резервуар охлажденной воды

При наложении магнитного поля в массе воды формируются центры кристаллизации, вследствие чего выделение накипеобразователей происходит не на теплопередающей поверхности нагрева или охлаждения, а в объеме воды с образованием вместо твердой накипи мигрирующего тонкодисперсного шлама, легко удаляемого с поверхности теплообменников и трубопроводов. Вода в магнитных аппаратах должна двигаться перпендикулярно магнитным силовым линиям.

Существует метод обработки охлаждающей воды акустическим полем. Для этой цели применяют генераторы с ультразвуковой частотой (10...120 кГц колебаний). Механизм действия акустического поля заключается в создании кавитации, которая способствует, с одной стороны, нарушению процесса кристаллизации, а с другой – разрушению ультразвуковыми волнами уже образовавшихся отложений на поверхностях нагрева. Обычно акустические аппараты состоят из импульсного генератора, источника ультразвуковых колебаний и преобразователя, который крепится к объекту и преобразует акустические колебания генератора в механические. К достоинствам акустических аппаратов следует отнести компактность и малую потребляемую мощность.

Для получения ультразвуковых колебаний используют разнообразные устройства, которые можно классифицировать на две основные группы: механические, в которых источником ультразвука является механическая энергия потока жидкости (газа), и электромеханические, в которых ультразвуковая энергия получается преобразованием электрической.

## РАЗДЕЛ 3. СООРУЖЕНИЯ СТАНЦИЙ ВОДОПОДГОТОВКИ ИЗ ПОДЗЕМНЫХ ИСТОЧНИКОВ

### Глава 17. Удаление железа и марганца

#### 17.1. Теоретические основы удаления из воды железа

Подземные воды многих регионов земного шара часто характеризуются повышенным содержанием железа.

Повышенное содержание железа в воде придает ей буроватую окраску, неприятный металлический привкус, вызывает зарастание водопроводных сетей и водоразборной арматуры, является причиной брака в текстильной, пищевой, бумажной, химической и других отраслях промышленности. *Повышенное содержание железа в питьевой воде вредно для здоровья человека.* При продолжительном введении в организм железа избыток его накапливается в печени в коллоидной форме оксида железа, получившей название гемосидерина, который вредно действует на клетки печени, вызывая их разрушение. Поэтому воду с повышенным содержанием железа необходимо обезжелезивать.

В поверхностных водах железо обычно встречается в виде органических и минеральных комплексных соединений либо коллоидных или тонкодисперсных взвесей. Преобладающей формой существования железа в подземных водах является бикарбонат железа (II), который устойчив только при наличии значительных количеств углекислоты и отсутствии растворенного кислорода. Наряду с этим железо встречается в виде сульфида, карбоната и сульфата железа (II), комплексных соединений с гуматами и фульвокислотами.

Гидроксид железа может присутствовать в воде в коллоидном состоянии, которое является одной из основных форм существования. Оно в значительной степени повышается благодаря защитному действию гумусовых веществ в результате того, что частицы неустойчивого в воде (гидрофобного) коллоида адсорбируют на своей поверхности частицы другого коллоида, который имеет более сильную связь с молекулами воды, т.е. обладает гидрофильным характером. Железо может быть переведено из этого комплекса в осадок двумя путями: естественным – при участии бактерий, разрушающих органическое вещество, и искусственным – с помощью сильных окислителей, уничтожающих защитные коллоиды. Вместе с тем вы-

падению гидроксида железа из коллоидного состояния в осадок способствует наличие противоположно заряженных золь кремневой кислоты (коагуляции).

Многообразие форм и концентраций железа, встречающихся в природных и сточных водах, вызвало необходимость разработки целого ряда методов.

На рис. 17.1, а представлена диаграмма Пурбе, отражающая состояние системы железо – вода в координатах окислительно-восстановительный потенциал – значение pH. Вертикальными прямыми показаны значения pH гидратообразования при реально устанавливаемом равновесии в системе. Как следует из диаграммы, при значениях pH < 4,5 железо находится в воде в виде ионов  $Fe^{3+}$ ,  $Fe^{2+}$  и  $Fe(OH)^{2+}$ . Повышение значения pH приводит к окислению железа (II) в железо (III), которое выпадает в осадок. В этих же условиях при  $E < 0,2$  В и наличии в воде сульфидов может выделяться черный осадок FeS. В восстановительной среде в присутствии карбонатов и при pH > 8,4 возможно выделение карбоната, а при pH > 10,3 – гидроксида железа (II).

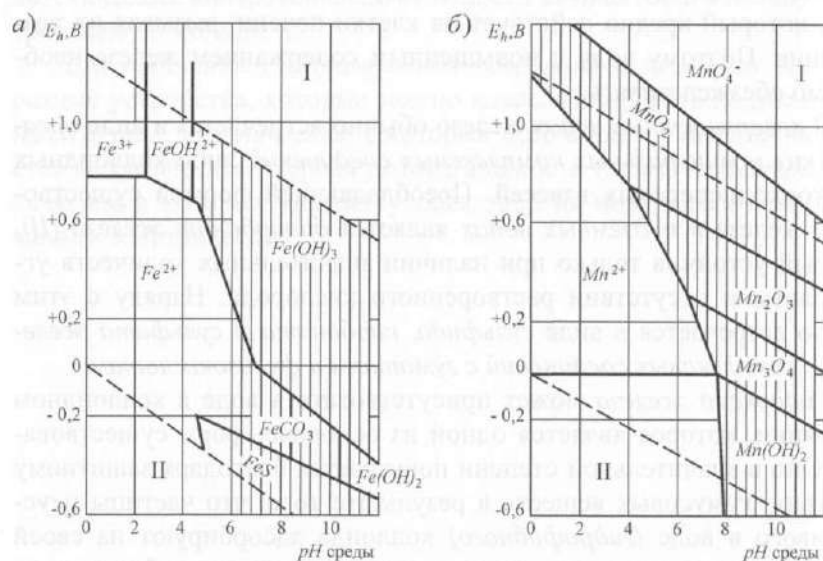


Рис. 17.1. Диаграммы Пурбе для железа (а) и марганца (б)

При наличии катализаторов – растворенных в обрабатываемой воде ионов меди, марганца и фосфат-ионов, а также при контакте ее с оксидами марганца или с ранее выпавшим гидроксидом железа

(III) скорость окисления железа (II) кислородом значительно возрастает (рис. 17.2, а). С повышением значения pH среды время, затрачиваемое на окисление соединений железа (II), значительно сокращается. Окисление железа (II) кислородом воздуха происходит по реакции

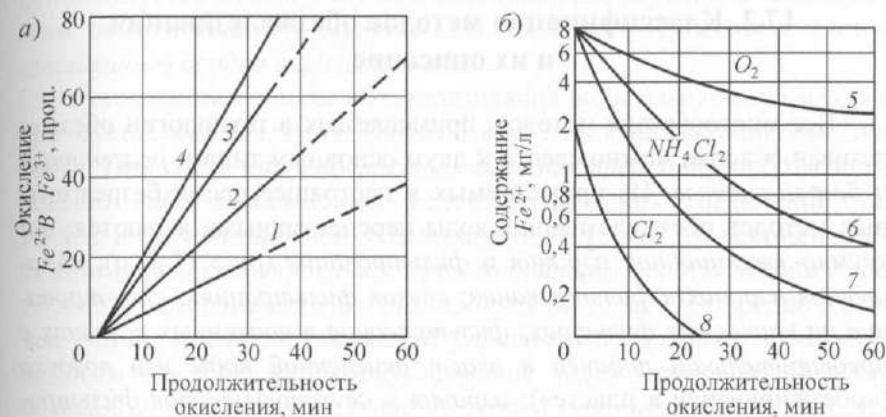
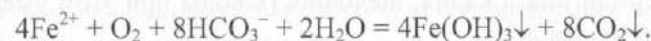
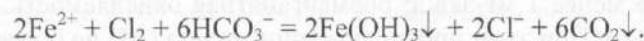


Рис. 17.2. Графики окисления железа (II) кислородом в присутствии катализаторов (а) и кинетика его окисления кислородом, хлорамином и хлором (б) при различных pH воды:

1 – без катализатора; 2, 3 – в присутствии меди и диоксида марганца (дозы по 0,02 мг/л); 4 – в присутствии гексаметафосфата (доза 2 мг/л)

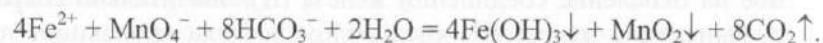
По стехиометрии на окисление 1 мг железа (II) расходуется 0,143 мг растворенного в воде кислорода; щелочность воды при этом снижается на 0,036 мг-экв/л. Скорость окисления соединений железа (II) значительно возрастает при хлорировании воды (нормальный окислительно-восстановительный потенциал хлора  $E = 1,36$  В). Соединения железа (II) в присутствии гидрокарбонатов природных вод полностью гидролизуют по реакции



По стехиометрии на окисление 1 мг железа (II) расходуется 0,64 мг хлора; щелочность воды при этом снижается на 0,018 мг-экв/л. При



обработке воды перманганатом калия реакция окисления и последующего гидролиза протекает по уравнению



По стехиометрии на окисление 1 мг железа (II) расходуется 0,71 мг перманганата калия; щелочность воды при этом уменьшается на 0,036 мг-экв/л.

## 17.2. Классификация методов обезжелезивания и их описание

Все многообразие методов, применяемых в технологии обезжелезивания воды, можно свести к двум основным типам: *реагентные и безреагентные*. Из применяемых в настоящее время безреагентных методов обезжелезивания воды перспективными являются: *вакуумно-эжекционная аэрация и фильтрование (рис. 17.3, а); упрощенная аэрация и фильтрование; «сухая фильтрация»; фильтрование на каркасных фильтрах; фильтрование в подземных условиях с предварительной подачей в пласт окисленной воды или воздуха («обезжиривание в пласте»); аэрация и двухступенчатое фильтрование; ультрафильтрация.*

К *реагентным* относятся следующие методы: *упрощенная аэрация, окисление, коагуляция, фильтрование; напорная флотация с известкованием и последующим фильтрованием; известкование, отстаивание в тонкослойном отстойнике и фильтрование; фильтрование через модифицированную загрузку, электрокоагуляция; катионирование; озонирование и фильтрование.*

Многообразие методов обезжелезивания воды исключает их равноценность в отношении надежности, технологичности, экономической целесообразности, простоты, области применения и т.п. *Обезжелезивание поверхностных вод можно осуществить лишь реагентными методами, а для удаления железа из подземных вод наибольшее распространение получили безреагентные методы.*

*Безреагентные методы обезжелезивания могут быть применены, когда исходная вода характеризуется: рН – не менее 6,7; щелочность – не менее 1 мг-экв/л; перманганатная окисляемость – не более 7 мг  $\text{O}_2$ /л. При этом при содержании железа (III) не более 10% от общего и концентрации железа (II) в бикарбонатной или карбонатной форме до 3 мг/л рекомендуется метод фильтрования на каркасных фильтрах без вспомогательных фильтрующих средств; до*

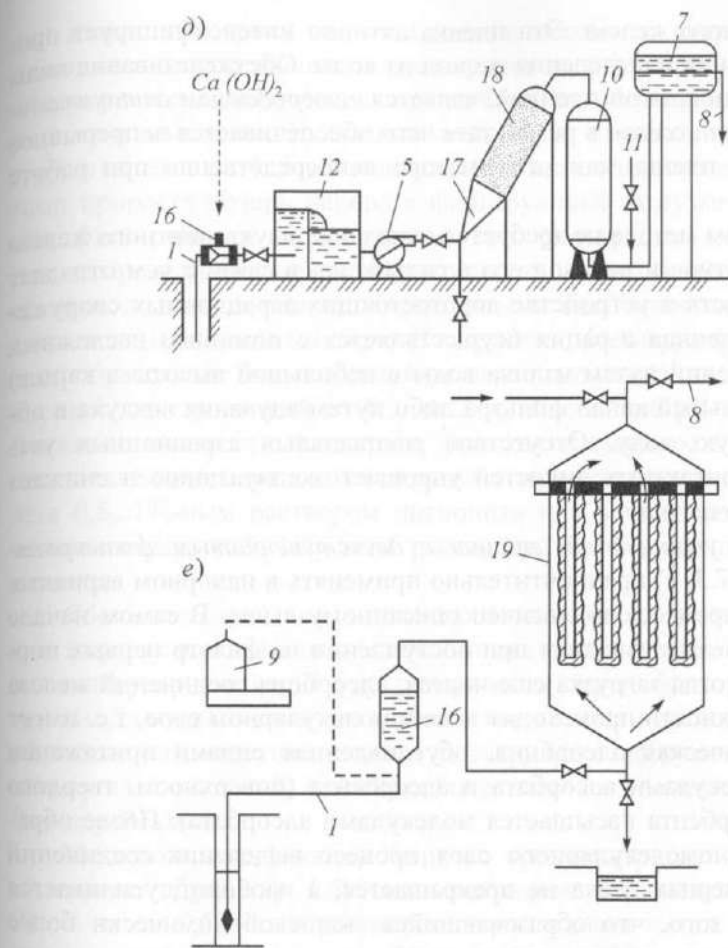
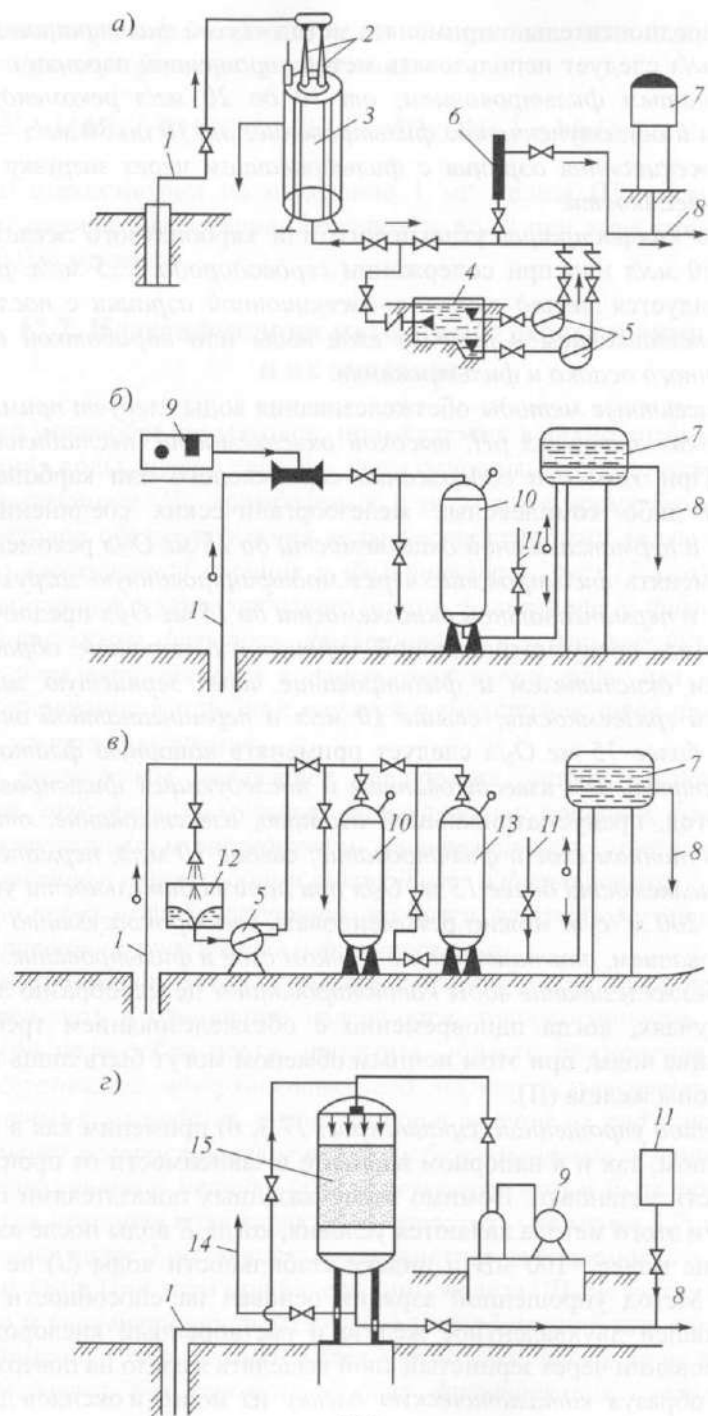
*5 мг/л предпочтительно применять метод «сухой фильтрации»; от 5 до 10 мг/л следует использовать метод упрощенной аэрации с одноступенчатым фильтрованием; от 10 до 20 мг/л рекомендуется аэрация и двухступенчатое фильтрование; от 10 до 30 мг/л – вакуумно-эжекционная аэрация с фильтрованием через загрузку большой грязеемкости.*

*При концентрации углекислого или карбонатного железа (II) более 20 мг/л или при содержании сероводорода 1...5 мг/л, рН 6,4 рекомендуется метод вакуумно-эжекционной аэрации с последующим отстаиванием в тонком слое воды или обработкой в слое взвешенного осадка и фильтрование.*

*Реагентные методы обезжелезивания воды следует применять при низких значениях рН, высокой окисляемости, нестабильности воды. При этом при содержании сернистого или карбонатного железа либо комплексных железоорганических соединений: до 10 мг/л и перманганатной окисляемости до 15 мг  $\text{O}_2$ /л рекомендуется применять фильтрование через модифицированную загрузку; до 15 мг/л и перманганатной окисляемости до 15 мг  $\text{O}_2$ /л предпочтителен метод, предусматривающий упрощенную аэрацию, обработку сильным окислителем и фильтрование через зернистую загрузку большой грязеемкости; свыше 10 мг/л и перманганатной окисляемости более 15 мг  $\text{O}_2$ /л следует применять напорную флотацию с предварительным известкованием и последующим фильтрованием или метод, предусматривающий аэрацию, известкование, отстаивание в тонком слое и фильтрование; свыше 10 мг/л, перманганатной окисляемости более 15 мг  $\text{O}_2$ /л при производительности установок до 200 м<sup>3</sup>/сут можно рекомендовать электрокоагуляцию с барботированием, отстаиванием в тонком слое и фильтрование.*

*Обезжелезивание воды катионированием целесообразно лишь в тех случаях, когда одновременно с обезжелезиванием требуется умягчение воды, при этом ионным обменом могут быть лишь извлечены ионы железа (II).*

*Метод упрощенной аэрации (рис. 17.3, б) применим как в гравитационном, так и в напорном варианте в зависимости от производительности установки. Помимо вышеуказанных показателями применимости этого метода являются условия, когда  $E$  воды после аэрации будет не менее +100 мВ и индекс стабильности воды ( $J$ ) не менее +0,05. Метод упрощенной аэрации основан на способности воды, содержащей двухвалентное железо и растворенный кислород, при фильтровании через зернистый слой выделять железо на поверхности зерен, образуя каталитическую пленку из ионов и оксидов двух- и*



**Рис. 17.3.** Технологические схемы установок обезжелезивания воды: а – вакуумно-эжекционной аэрации и фильтрования; б – упрощенной аэрации с одноступенчатым фильтрованием; в – упрощенной аэрации с двухступенчатым фильтрованием; г – сухой фильтрации; д – известкования; е – фильтрованием через намывной слой; 1 и 8 – подача исходной и отвод обезжелезенной воды; 2 – вакуумно-эжекционный аппарат; 3 – каркасно-засыпные фильтры; 4 – резервуар промывной воды; 5 – повысительный насос; 6 и 11 – установка для фторирования и обеззараживания воды; 7 – водонапорный бак; 9 – воздушодувка; 10 – скорый осветлительный фильтр; 12 – аэрационное устройство; 13 – осветлительный фильтр II ступени; 14 – сброс воздуха; 15 – скорый фильтр с «сухой загрузкой»; 16 – смеситель; 17 – вихревая камера хлопьеобразования; 18 – тонкослойный отстойник; 19 – намывной фильтр

трехвалентного железа. Эта пленка активно интенсифицирует процесс окисления и выделения железа из воды. Обезжелезивание воды в загрузке, покрытой пленкой, является *гетерогенным автокаталитическим процессом*, в результате чего обеспечивается непрерывное обновление пленки как катализатора непосредственно при работе фильтра.

При этом методе не требуется окисление двухвалентного железа в трехвалентное и перевод его в гидроксид, в связи с чем отпадает необходимость в устройстве дорогостоящих аэрационных сооружений. Упрощенная аэрация осуществляется с помощью несложных приспособлений путем излива воды с небольшой высоты в карман или центральный канал фильтра либо путем вдувания воздуха в обрабатываемую воду. Отсутствие специальных аэрационных устройств и контактных емкостей упрощает эксплуатацию и снижает стоимость очистки.

Метод упрощенной аэрации с двухступенчатым фильтрованием (рис. 17.3, в) предпочтительно применять в напорном варианте. Сущность процесса аналогичен описанному выше. В самом начале процесса обезжелезивания при поступлении на фильтр первых порций воды, когда загрузка еще чистая, адсорбция соединений железа на ее поверхности происходит в мономолекулярном слое, т.е. имеет место физическая адсорбция, обусловленная силами притяжения между молекулами адсорбата и адсорбента (поверхность твердого тела – адсорбента насыщается молекулами адсорбата). После образования мономолекулярного слоя процесс выделения соединений железа на зернах песка не прекращается, а наоборот, усиливается вследствие того, что образовавшийся монослой химически более активен, чем чистая поверхность песка.

Сущность метода «сухой фильтрации» (рис. 17.3, г) заключается в фильтровании воздушно-водяной эмульсии через «сухую» (незатопленную) зернистую фильтрующую загрузку путем образования в ней вакуума или нагнетания больших количеств воздуха с последующим отсосом из поддонного пространства. В обоих случаях в поровых каналах фильтрующей загрузки образуется турбулентный режим движения смеси, характеризующийся завихрениями и противотоками, что способствует молекулярному контакту воды с поверхностью зерен контактной массы. При этом на зернах фильтрующей загрузки формируется *адсорбционно-каталитическая пленка* из соединений железа (и марганца, если он присутствует в воде), повышая эффективность процессов деманганации и обезжелезивания. Особенностью процесса является образование *дегидратирован-*

*ной пленки* на зернах загрузки (песок, керамзит, антрацит, винипласт, полистирол, полиметилметакрилат и др.), состоящей, как показали рентгенографические определения, из *магнетита, сидерита, гетита и гематита*. Указанные соединения имеют плотную структуру, а объем их в 4...5 раз меньше, чем гидроксида железа. Поэтому темп прироста потерь напора в фильтрующей загрузке при напорном фильтровании по методу «сухой фильтрации» чрезвычайно мал, а продолжительность фильтроцикла – велика (от нескольких месяцев до года и более). Характерными особенностями процесса являются: *минимальный период «зарядки» фильтрующей загрузки* (т.е. образование на поверхности зерен активной адсорбционной пленки), составляющий от 0,3 до 2 ч, повышение pH и некоторое снижение жесткости фильтрата, высокая грязеемкость загрузки и отсутствие промывных вод (загрузка отмывается от соединений железа 0,5...1%-ным раствором дитионита или заменяется на новую, можно отмывать 5...10%-ным раствором ингибированной соляной кислоты).

Обезжелезивание воды фильтрованием через модифицированную загрузку основано на увеличении сил адгезии путем воздействия на молекулярную структуру поверхности зерен фильтрующей загрузки. Для увеличения сил адгезии, как показали исследования, необходимо на поверхности зерен фильтрующей загрузки образовать пленку из соединений, имеющих более высокое значение константы Ван-дер-Ваальса.

Методика модификации загрузки предусматривает ее последовательную обработку 1,5%-ным раствором серно-кислого железа (II), а затем 0,5%-ным раствором перманганата калия. Суммарная продолжительность контакта 30 мин. Спустя 20 мин после начала работы фильтрат отвечает лимитам ГОСТ 2874-82 «Вода питьевая».

Обезжелезивание воды упрощенной аэрацией, хлорированием и фильтрованием заключается в удалении избытка углекислоты и обогащении воды кислородом при аэрации, что способствует повышению pH и первичному окислению железоорганических соединений. Окончательное разрушение комплексных соединений железа (II) и частичное его окисление достигаются путем введения в обрабатываемую воду окислителя (хлора, озона, перманганата калия и т.п.). Соединения закисного и окисного железа извлекаются из воды при фильтровании ее через зернистую загрузку.

Удаление высококонцентрированных устойчивых форм железа из воды аэрацией, известкованием, отстаиванием в тонком слое и фильтрованием достигается после полного окисления железа (II)



и деструкции комплексных железоорганических соединений при  $\text{pH} \geq 7,1$ . Процесс выделения соединений железа в тонкослойном отстойнике носит циклический характер, и при этом эффект обезжелезивания воды зависит главным образом от скорости потока в тонкослойных модулях, исходной концентрации железа и дозы щелочного реагента. Для агломерации хлопьев гидроксида железа, оседающих в отстойнике, объем камеры хлопьеобразования вихревого типа, совмещенной с отстойником, должен обеспечивать продолжительность пребывания обрабатываемой воды не менее 15 мин.

Дозу хлора или хлорной извести определяет по формуле  $D_{\text{хл}} = 0,7[\text{Fe}^{2+}]$ , мг/л, а дозу перманганата калия по формуле  $D_{\text{пм}} = [\text{Fe}^{2+}]$ , мг/л.

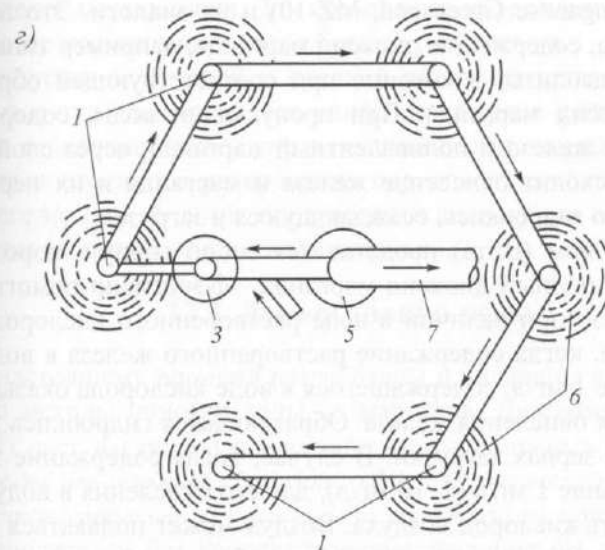
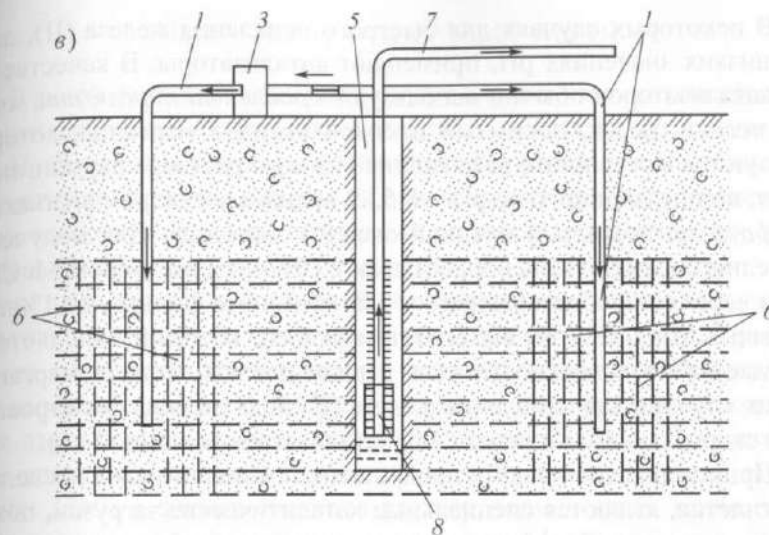
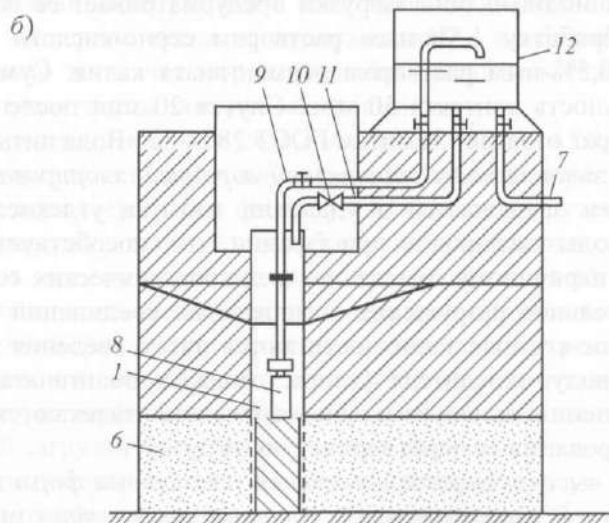
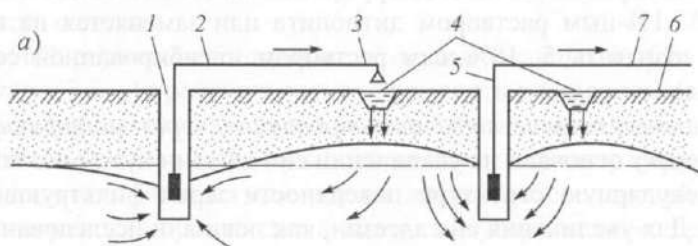


Рис. 17.4. Схема очистки подземных вод в пласте (система «Гидрооксиринг»):

- 1 – вспомогательная скважина; 2 – трубопровод;  
3 – устройство для аэрации воды; 4 – кольцевой инфильтрационный бассейн; 5 – эксплуатационная скважина; 6 – зона аэрации;  
7 – отвод воды потребителю; 8 – насос

В некоторых случаях для быстрого окисления железа (II), даже при низких значениях pH, применяют катализаторы. В качестве таких катализаторов обычно используют *дробленый пиролюзит*, «*черный песок*» (песок, покрытый пленкой оксидов марганца, которые образуются в результате разложения 1%-ного раствора перманганата калия, подщелаченного до pH = 8,5...9 водным раствором аммиака) и *сульфоуголь*, покрытый пленкой оксидов марганца. Для получения последнего сульфоуголь обрабатывают 10%-ным раствором  $MnCl_2$ , а затем через слой образовавшегося Mn-катионита фильтруют 1%-ный раствор  $KMnO_4$ . Калий вытесняет марганец, который окисляется и осаждается на поверхности угля в виде пленки оксидов марганца. В этих случаях для окисления железа (II) вода должна фильтроваться со скоростью 10 м/ч через слой катализатора толщиной 1 м.

Принципиально новыми продуктами, появившимися в последние десятилетия, являются специальные каталитические загрузки, позволяющие с высокой эффективностью проводить обезжелезивание и деманганизацию. К ним относятся Бирм (Birm), пиромозит, магнетит, Гринзанд (Manganese Greensand, MZ-10) и их аналоги. Это природные материалы, содержащие диоксид марганца, например типа пиролизита, либо цеолиты, в которые при соответствующей обработке вводится диоксид марганца. При пропускании воды, содержащей двухвалентное железо и поливалентный марганец, через слой такой загрузки происходит окисление железа и марганца и их перевод в нерастворимую гидроокись, осаждающуюся в загрузке.

Загрузка Бирм (Birm) представляет собой горную породу, содержащую природный диоксид марганца, эффективно помогающий окислять железо при наличии в воде растворенного кислорода воздуха. В случае, когда содержание растворенного железа в воде оказывается менее 1 мг/л, содержащегося в воде кислорода оказывается достаточно для окисления железа. Образующаяся гидроокись железа осаждается на зернах загрузки. В случае, когда содержание железа оказывается выше 1 мг/л (1–10 мг/л), для его окисления в воду необходимо вводить кислород воздуха. Воздух может подаваться в воду с помощью компрессора или эжектора либо с применением объемной аэрации (вакуумно-эжекционным способом).

Гринзанд (Greensand) и его аналоги (MTM, MZ-10) представляют собой пористые носители (цеолиты), в структуру которых введен марганец. В переводе с английского Greensand – «зеленый песок» – это природный минерал глауконит. Загрузка Manganese Greensand – это натриевый глауконит (NaZ), предварительно обработанный хлоридом марганца, который необходимо поглощается цеолитом:



В такой форме марганцевый цеолит служит источником кислорода, который окисляет ионы двухвалентного железа до трехвалентного.

Получаемая в результате химической обработки пленка высших окислов марганца расходуется на окисление железа, поэтому необходимо ее постоянное или периодическое восстановление. Для этого загрузка либо периодически обрабатывается раствором перманганата калия, либо перманганат постоянно дозируется с помощью насоса-дозатора в исходную воду перед ее поступлением в фильтр. В первом случае обработка перманганатом калия производится при каждой регенерации загрузки фильтра. Процедура регенерации включает в себя взрывление загрузки подачей воды снизу вверх. При этом из слоя удаляются частицы гидроокиси железа и механические загрязнения. Затем в фильтр подается раствор перманганата калия, который пропускают через загрузку сверху вниз. После пропуска раствора перманганата калия загрузка останавливается водой до отсутствия в ней следов марганцовки. Для проведения эффективной регенерации количество перманганата калия берется с избытком.

Для установок малой и средней производительности (до 2000 куб. м в сутки) используются унифицированные фильтры с корпусами из стеклопластика и управляющими клапанами. В случае применения постоянного дозирования перманганата калия в исходную воду регенерация фильтра производится аналогично обычным механическим фильтрам – обратной промывки.

### 17.3. Деманганизация воды

К настоящему времени разработаны и внедрены в практику различные методы очистки воды от марганца. Диаграмма Пурбе  $E = \varphi(pH)$  дает наглядное представление о возможных способах *очистки воды от марганца* (см. рис. 17.1, б): *увеличением окислительно-восстановительного потенциала среды* путем применения сильных окислителей без корректирования значения pH воды, *повышением значения pH воды* при недостаточном окислительно-восстановительном потенциале в случае использования слабых окислителей; *совместным применением более сильного окислителя и повышением значения pH воды*.

Многие из них основаны на окислении присутствующего в воде иона марганца (II) до марганца (III) и марганца (IV), образующих гидроксиды, растворимость которых при pH > 7 меньше 0,01 мг/л.

Для этого применяют различные окислители: перманганат калия, озон, хлор и его производные, кислород воздуха. Кроме того, удаление марганца из воды может быть достигнуто с помощью ионного обмена (водород- или натрий-катионированием), при умягчении известково-содовым методом, при фильтровании воды через загрузку из марганцевого цеолита, биохимическими и другими методами.

Известные в технологии улучшения качества воды методы ее деманганизации можно классифицировать на безреагентные и реагентные; на окислительные, сорбционные, ионообменные и биохимические. К числу безреагентных методов удаления марганца из воды следует отнести: глубокую аэрацию с последующим отстаиванием (вариант) и фильтрованием на скорых осветлительных фильтрах с сорбцией марганца на свежееобразованном гидроксиде железа, метод «Виредокс».

К числу реагентных методов деманганизации воды прежде всего относятся окислительные с использованием хлора и его производных, озона, перманганата калия, технического кислорода. К ним относятся и методы, предусматривающие использование щелочных реагентов.

Для окисления марганца (II) в диоксид марганца должен поддерживаться определенный окислительно-восстановительный потенциал, значение которого зависит от требуемой в данном конкретном случае концентрации остаточного марганца и pH среды.

Удаление марганца методом глубокой аэрации с последующим фильтрованием предусматривает первоначальное извлечение из воды под вакуумом свободной углекислоты (pH повышается до 8...8,5), которое производится в вакуумно-эжекционном аппарате с последующим насыщением обрабатываемой воды кислородом воздуха в его эжекционной части, ее диспергирование до капельного состояния и фильтрование через зернистую загрузку. Технологическая схема состоит из скорых осветлительных фильтров, над зеркалом воды которых размещены напорные вакуумно-эжекционные аппараты. Метод применим при окисляемости исходной воды до 9,5 мг  $O_2$ /л. Подобная технология позволяет успешно решать задачи не только деманганизации, деферизации, но и дегазации воды.

Необходимым условием рассматриваемого метода деманганизации воды является присутствие в ней железа (II), которое при окислении растворенным кислородом образует гидроксид железа, адсорбирующий на поверхности марганец (II) и каталитически влияющий на его окисление. Процесс успешно протекает при pH аэрированной воды ниже 8,5 и величине  $E \leq 0,4$  В. Сорбционный характер извле-

чения марганца подтверждается изотермой адсорбции, построенной по результатам производственного эксперимента, график которого адекватен изотерме Бедеккера—Фрейндлиха.

Положительно заряженные ионы железа (II) и марганца (II) сорбируются осадком из соединений железа (III), имеющим отрицательный  $\xi$ -потенциал при pH > 7. Поскольку при повышении значения pH отрицательная величина  $\xi$ -потенциала растет, адсорбция ионов железа (II) и марганца (II) увеличивается.

При фильтровании происходят следующие процессы. Поверхность песка при pH  $\cong$  7 имеет малый электрический отрицательный заряд и поэтому обладает слабыми сорбционными свойствами по отношению к ионам марганца (II) и железа (II), имеющим положительный заряд. С ростом pH эти свойства усиливаются. При фильтровании через песок сначала происходит адсорбция ионов железа (II) и марганца (II) поверхностью его зерен. Под действием растворенного в воде кислорода ион железа (II) окисляется до железа (III), который, гидролизуясь, образует на поверхности зерен загрузки качественно новый сорбент, состоящий из соединений железа, который и сорбирует ионы марганца (II). Растворимая в воде свободная углекислота также сорбируется этим сорбентом, ухудшая эффект очистки за счет понижения значения pH.

Достоинством этого метода очистки является возможность удалять марганец не только из вод, в которых он присутствует совместно с железом, но и из вод, где железо отсутствует, создавая добавления в воду железного купороса, одного из самых дешевых реагентов.

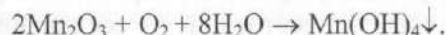
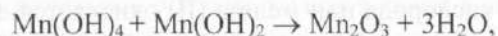
Удаление марганца из подземных вод может быть достигнуто в пласте при условии достаточно высокого значения pH. При введении в подземный поток воды, содержащей растворенный кислород, или воздуха, технического кислорода достигается окисление железа (II) и марганца (II), их соосаждение и задержание в порах водовмещающих пород. На процесс деманганизации и деферизации воды по этому методу существенное влияние оказывают железо- и марганец-бактерии. Метод экономичный, относительно простой, однако не всегда обеспечивающий надлежащую глубину деманганизации воды. Считается целесообразным его использование при содержании марганца в подземной воде до 0,5 мг/л и высоком pH.

Наиболее эффективным и технологически простым методом удаления марганца из вод поверхностных и подземных источников в настоящее время является обработка их перманганатом калия. Этот метод может быть применен на очистных комплексах любой произ-



водительности при любом качестве исходной воды; существенного изменения технологической схемы при этом не происходит. На удаление 1 мг Mn (II) расходуется 1,88 мг KMnO<sub>4</sub>.

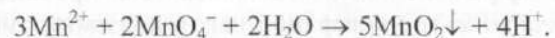
*Использование катализаторов окисления марганца.* Установлено, что предварительно осажденные на поверхности зерен фильтрующей загрузки оксиды марганца оказывают каталитическое влияние на процесс окисления иона марганца (II) растворенным в воде кислородом. При фильтровании азрированной и подщелаченной и (при низких pH) воды, содержащей марганец, через песчаную загрузку по прошествии некоторого времени на поверхности зерен песка образуется слой, состоящий из отрицательно заряженного осадка гидроксида марганца Mn(OH)<sub>4</sub>, который адсорбирует положительно заряженные ионы марганца (II). Гидролизировавшись, эти ионы реагируют с осадком Mn(OH)<sub>4</sub>, образуя хорошо окисляемый полуроаксид Mn<sub>2</sub>O<sub>3</sub> по реакциям:



Таким образом, в результате снова образуется гидроксид марганца (IV), который опять участвует в процессе окисления в качестве катализатора. Использование этого свойства оксидов марганца дало возможность применить в практике кондиционирования воды метод ее фильтрования через песок, зерна которого предварительно покрыты пленкой оксида марганца (так называемый «черный песок»). Для этого обычный кварцевый песок крупностью 0,5...1,2 мм обрабатывают последовательно 0,5%-ным раствором хлорида марганца и перманганата калия. При использовании такой загрузки фильтров окисление марганца растворенным в воде кислородом воздуха возможно осуществить при значениях pH, значительно меньших, чем обычно (pH > 7,5).

В практике водоподготовки за рубежом в качестве катализатора окисления марганца кислородом воздуха или хлором получили распространение соли меди, медно-никелевые сплавы.

*Деманганация воды перманганатом калия* основана на его способности окислять марганец (II) с образованием малорастворимого оксида марганца:



Очень важным аспектом применения перманганата калия для очистки воды от марганца является образование дисперсного осадка

оксида марганца MnO<sub>2</sub>, который, имея большую удельную поверхность, порядка 300 м<sup>2</sup>/г, является эффективным сорбентом. При обработке воды перманганатом калия снижение привкусов и запахов происходит также вследствие частичной сорбции органических соединений образующимся мелкодисперсным хлопьевидным осадком гидроксида марганца. Кроме того, осадок оксида марганца, как это указывалось выше, обладает каталитическими свойствами по отношению к процессу окисления иона марганца (II) кислородом воздуха.

Применение перманганата калия дает возможность удалить из воды как марганец, так и железо независимо от форм их содержания в воде. В водах с повышенным содержанием органических веществ железо и марганец образуют устойчивые органические соединения (комплексы), медленно и трудно удаляемые при обычной обработке хлором и коагулянтами. Применение перманганата калия, сильного окислителя, позволяет разрушить эти комплексы с дальнейшим окислением ионов марганца (II) и железа (II) и коагуляцией продуктов окисления. Кроме того, коллоидные частицы гидроксида марганца Mn(OH)<sub>4</sub> в интервале pH = 5...11 имеют заряд, противоположный зарядам коллоидов коагулянтов Fe(OH)<sub>3</sub> и Al(OH)<sub>3</sub>, поэтому добавление перманганата калия к воде интенсифицирует процесс коагуляции. Таким образом, перманганат калия, оказывая совокупное действие как окислителя, сорбента и вспомогательного средства коагуляции, является высокоэффективным реагентом для очистки воды от целого ряда загрязнений, в том числе и от марганца.

Эксперименты показали, что максимальное снижение концентрации марганца (II) в воде (до 97%) достигается при обработке воды перманганатом калия дозой 2 мг KMnO<sub>4</sub> на 1 мг марганца (II) с дальнейшим добавлением коагулянта для удаления продуктов окисления и взвешенных веществ. Остаточное содержание марганца в воде при этом не превышало 0,1 мг/л, а после фильтрования воды на песчаных фильтрах она практически не содержала ионов марганца (II), одновременно наблюдалось полное удаление железа.

В настоящее время разработана технология применения перманганата калия для удаления марганца, а также привкусов и запахов воды в промышленном производстве. Достоинством этого метода является возможность использования его на уже действующих сооружениях очистки без изменения существующей технологической схемы.

На фильтровальных комплексах очистки воды из поверхностных источников раствор перманганата калия вводится в воду до коагулирования в смеситель или на насосной станции I подъема. При

удалении марганца из подземных вод для увеличения фильтроцикла одновременно с раствором  $\text{KMnO}_4$  в обрабатываемую воду рекомендуется вводить активированную кремнекислоту в количестве 3...4 мг/л или флокулянт К-4. В этом случае укрупняются хлопья образующихся при окислении соединений марганца (IV), которые медленнее проникают в фильтрующую загрузку.

*Деманганизация воды фильтрованием через модифицированную загрузку.* Метод фильтрования аэрированной воды через загрузку, обработанную оксидами марганца, имеет недостаток, заключающийся в постепенном измельчении частиц, образующих покрытие зерен загрузки, и проскоке их в фильтрат. Попытки исправить этот недостаток заключались в растворении этих частиц до того, как они обретали способность проскакивать в фильтрат, что усложняет процесс очистки воды. Другим недостатком деманганизации фильтрованием через «черный песок» является значительный расход перманганата калия. Для преодоления указанных недостатков в МГСУ (Г.И. Николадзе) был разработан метод деманганизации воды фильтрованием через модифицированную загрузку, приготавливаемую последовательным пропуском снизу вверх через кварцевый песок растворов железного купороса и перманганата калия, что позволяет достичь экономии последнего. Для закрепления образующей пленки из гидроксида железа и оксида марганца на зернах фильтрующей загрузки последнюю затем дополнительно обрабатывают тринатрийфосфатом или сульфитом натрия. Обрабатываемая вода фильтруется сверху вниз со скоростью 8...10 м/ч.

*Очистка воды от марганца с использованием сильных окислителей.* Скорость окисления ионов марганца (II) хлором, озоном, оксидом хлора зависит от величины pH среды. Хлор – сильный окислитель, однако эффект окисления им марганца может быть достаточно полным при значениях  $\text{pH} = 8...8,5$ , что чаще всего требует подщелачивания воды. На окисление 1 мг Mn (II) в Mn (IV) требуется 1,3 мг хлора. Окисление марганца (II) озоном или оксидом хлора (IV) при  $\text{pH} = 6,5...7,0$  завершается в течение 10...15 мин, при этом расход озона составляет 1,45, а оксида хлора (IV) – 1,35 мг/мг марганца (II). Разработана технология деманганизации воды, сущность которой сводится к глубокой аэрации воды, что влечет за собой повышение pH, обогащение воды кислородом воздуха, окисление железа (II) с образованием гидроксида. Затем в «водяную подушку» фильтра вводится хлор, действующий как окислитель и как катализатор окислительного действия растворенного кислорода. В результате в поровом пространстве фильтрующей загрузки формиру-

ется гидроксид железа (III), на поверхности которого адсорбируется, а затем окисляется марганец (II). Образующийся оксид марганца (IV) также катализирует процесс окисления марганца (II).

Как показали результаты экспериментов, для осуществления этого метода требуется соблюдение соотношения  $\text{Fe}^{2+}/\text{Mn}^{2+} \cong 10$ . Процесс деманганизации воды зависит от ее температуры, pH, окисляемости, присутствия силикатов, соотношения  $\text{Fe(II)}/\text{Mn(II)}$ .

Результаты исследований процессов окисления иона марганца (II) озоном показали, что расход последнего на 1 мг марганца составил: при концентрации марганца 0,4 мг/л – 2 мг и при концентрации 0,8 мг/л – 4 мг. Объяснить этот факт можно каталитическим разложением озона мелкодисперсной агрегативно-устойчивой взвесью оксидов марганца, образующихся в процессе озонирования воды. Удаление взвеси происходит эффективно после коагулирования и фильтрования. Без коагулирования (просто фильтрованием) взвесь удаляется незначительно. Обнаружено, что взвесь оксидов железа, образующаяся в первую очередь, также является катализатором распада озона. В связи с этим очистку вод, содержащих одновременно большое количество железа (II) и марганца (II), предлагается производить в две стадии: на первой осуществляется окисление железа (II) и выделение его из воды, а второй – окисление марганца (II) озоном, коагулирование, отстаивание и фильтрование.

Оксид хлора  $\text{ClO}_2$  также является сильным окислителем, однако использование этого реагента затруднено из-за необходимости применения сложных в строительстве и эксплуатации установок, что особенно невыгодно на сооружениях очистки подземных вод небольшой производительности, которые составляют большинство.

*Биохимический метод удаления марганца.* Заключается в высевании на зерна загрузки фильтра марганцепотребляющих бактерий типа *Bacteria manganicus*, *Metallogenium personatum*, *Caulococcus manganifer* и последующем фильтровании обрабатываемой воды. Эти бактерии поглощают марганец из воды в процессе жизнедеятельности и, отмирая, образуют на зернах песка пористую массу, содержащую большое количество оксида марганца, служащего катализатором окисления марганца (II). При скорости фильтрования до 22 м/ч фильтры полностью удаляют из воды марганец.

Из сказанного следует, что для деманганизации подземных вод наибольший интерес представляют: метод сорбции на гидроксиде железа (III), фильтрование через модифицированную загрузку и биохимический метод.

## Глава 18. Удаление из воды растворенных газов (углекислоты, кислорода, сероводорода)

Удаление из воды растворенных в ней или образующихся в процессе ее обработки газов называют ее дегазацией. Обычно из воды приходится удалять углекислоту, сероводород, кислород и реже метан. Первые три коррозионно-активных газа обуславливают либо катализируют процессы коррозии металла, а диоксид углерода (IV) вызывает коррозию бетона. Метан, выделяющийся из воды в процессе ее обработки, образует с воздухом в помещении водоочистного комплекса взрывоопасную смесь, а сероводород придает воде неприятный запах. Кроме того, при водород-катионитовом умягчении и ионитовом обессоливании воды, а также при обезжелезивании и деманганации подземных бикарбонатных вод приходится решать задачу удаления свободной углекислоты. При подготовке питательной воды, а также воды теплоцентралей необходимо удалить из нее кислород в целях предотвращения коррозии металла. Отсюда становится очевидной необходимость возможно полного удаления из воды растворенных в ней газов.

Существующие методы дегазации воды подразделяют на физические и химические. Сущность физических методов дегазации заключается в следующем: вода, содержащая удаляемый газ, приводится в соприкосновение с воздухом, если парциальное давление этого газа в воздухе близко к нулю; создаются условия, при которых растворимость газа в воде становится ничтожно малой.

С помощью первого приема, т.е. аэрации воды, обычно удаляют свободную углекислоту и сероводород, поскольку парциальное давление этих газов в атмосферном воздухе близко к нулю. Ко второму приему обычно прибегают при обескислороживании воды. В этом случае ввиду значительного парциального давления кислорода в атмосферном воздухе аэрацией воды кислород удалить нельзя, поэтому воду доводят до кипения, тогда растворимость всех газов в ней падает до нуля. Для этого применяют либо нагревание воды (в термических деаэраторах), либо понижение давления до величины, при которой вода кипит без дополнительного подогрева в вакуумных дегазаторах.

В настоящее время наиболее распространенной теорией, объясняющей механизм передачи вещества между жидкой и газообразной фазами в процессе десорбции, является теория двухслойного поглощения, согласно которой десорбция сводится к последователь-

ной диффузии удаляемого газа через два пограничных слоя — жидкостный и газовый. При диффузии газа из жидкой фазы в газообразную концентрация его и парциальное давление изменяются в диффузионных пленках, как показано на рис. 18.1. Концентрация газа в жидкой фазе равна концентрации его на границе между жидкостной пленкой и основной массой жидкости; в жидкостной пленке происходит снижение концентрации от величины  $C_1$  до  $C_2$ , отвечающей парциальному давлению  $p_2$  диффундирующего газа на границе раздела фаз; в газовой пленке парциальное давление диффундирующего газа изменяется от величины  $p_2$  до величины  $p_1$ , имеющей место на границе газовой пленки и основной массы газа, в которой парциальное давление диффундирующего газа также равно величине  $p_1$ .

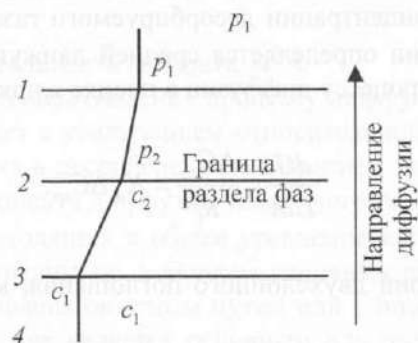


Рис. 18.1. Схема изменения давлений и концентраций газа на границе раздела фаз:

1, 4 — газообразная и жидкостная фазы; 2, 3 — газовая и жидкостная диффузионная пленка

По теории двухслойного поглощения, общее сопротивление десорбции  $R$  равно сумме сопротивлений, оказываемых пограничными диффузионными слоями:

$$R = R_1 + R_2, \quad (18.1)$$

где  $R_1$  — сопротивление жидкостного пограничного слоя;  $R_2$  — сопротивление газового пограничного слоя.

Величины, обратные сопротивлениям в пограничных слоях, называют частными или пленочными коэффициентами десорбции:

$$K_{ж} = \frac{1}{R_1}; K_r = \frac{1}{R_2}. \quad (18.2)$$



Численно частный коэффициент десорбции равен количеству удаляемого (десорбируемого) газа, передаваемого через единицу площади соприкосновения фаз в единицу времени при движущей силе в диффузионной пленке, равной единице.

Скорость процесса десорбции растворенного в воде газа в воздух определяется из выражения

$$v = \frac{dG}{TdA}, \quad (18.3)$$

где  $T$  – время, ч;  $A$  – площадь соприкосновения жидкой и газообразной фаз,  $m^2$ ;  $G$  – количество десорбируемого газа, кг/ч.

При малой концентрации десорбируемого газа в воде скорость процесса десорбции определяется средней движущей силой  $\Delta C_{cp}$  и сопротивлением процессу диффузии в пленке жидкости  $K_{ж}$ :

$$\frac{dG}{TdA} = \frac{\Delta C_{cp}}{R_1} = K_{ж} \Delta C_{cp}. \quad (18.4)$$

Согласно теории двухслойного поглощения, количество десорбируемого газа

$$G = K_{ж} A \Delta C_{cp}, \quad (18.5)$$

где  $K_0$  – общий коэффициент десорбции, м/ч, который для случая десорбции труднорастворимых газов может быть приравнен к пленочному коэффициенту в жидкостной пленке  $K_{ж}$ ;  $A$  – площадь соприкосновения жидкой и газообразной фаз,  $m^2$ ;  $\Delta C_{cp}$  – средняя движущая сила процесса десорбции, кг/м<sup>3</sup>, которую для случаев десорбции из малоконцентрированных растворов газов подсчитывают по уравнению

$$\Delta C_{cp} = \frac{(C_{вх} - C_{рвх}) - (C_{вых} - C_{рвых})}{2,3 \lg \frac{C_{вх} - C_{рвх}}{C_{вых} - C_{рвых}}}, \quad (18.6)$$

где  $C_{вх}$  и  $C_{вых}$  – концентрации удаляемого газа в воде соответственно на входе ее в аппарат и на выходе из него;  $C_{рвх}$  и  $C_{рвых}$  – равновесные

концентрации удаляемого газа в воде соответственно при входе ее в аппарат и на выходе из него.

Таким образом, величина  $\Delta C_{cp}$  зависит от разности концентраций удаляемого газа в воде и воздухе.

Основное расчетное уравнение аппаратов для извлечения из воды растворенных газов десорбцией записывается в следующем виде:

$$A = \frac{G}{K_0 \Delta C_{cp}}, \quad (18.7)$$

$$G = 0,001q(C_{вх} - C_{вых}),$$

где  $q$  – производительность аппарата, м<sup>3</sup>/ч.

Коэффициент сопротивления процессу диффузии в пленке жидкости  $K_{ж}$  возрастает с увеличением относительной скорости движения воды и воздуха в десорбере, с повышением температуры и увеличением коэффициента диффузии удаляемого газа.

Из величин, входящих в общее уравнение десорбции,  $G$  и  $\Delta C_{cp}$  могут быть подсчитаны по заданным условиям работы дегазатора, величина  $K_{ж}$  вычислена опытным путем или с помощью теории подобия. Это уравнение является основным для расчета десорбционных аппаратов. Из него находят необходимую поверхность соприкосновения жидкой и газообразной фаз для обеспечения заданного эффекта дегазации, а следовательно, и размер проектируемых аппаратов.

Для удаления из воды растворенных газов применяют несколько типов дегазаторов: пленочные с различного рода насадками, работающие в условиях противотока дегазируемой воды и воздуха, подаваемого вентилятором, барботажные, пенные, вакуумно-эжекционные, вакуумные.

В технике водоподготовки для удаления газов (кроме кислорода) в основном применяют пленочные дегазаторы, а для обескислороживания воды – вакуумные дегазаторы или термические деаэраторы. Барботажные дегазаторы используют в исключительных случаях из-за их сравнительно высокой эксплуатационной стоимости (большой расход электроэнергии на компрессию воздуха).

Самым совершенным типом дегазатора для глубокого удаления из воды свободного диоксида углерода (IV) считают пленочный дегазатор, загруженный кольцами Рашига. Он обеспечивает наиболее

устойчивый эффект дегазации, долговечен, требует меньшей площади и высоты, а также меньшего расхода воздуха, чем дегазатор с деревянной хордовой насадкой. Строительная стоимость его близка к стоимости дегазаторов с деревянной насадкой, а эксплуатационная стоимость ниже, особенно для установок большой производительности. Наиболее целесообразно применять эти дегазаторы на крупных установках и при большом содержании свободного диоксида углерода (IV) в воде, поступающей в дегазатор.

На рис. 18.2, а приведена схема пленочного дегазатора с насадкой из колец Рашига, размещаемой на промежуточной дырчатой перегородке, отстоящей от дна на расстоянии 600 мм. В поддон вентилиратором подается воздух. Вода поступает в верхнюю часть дегазатора и равномерно распределяется по сечению плитой, имеющей 48 патрубков для слива воды в насадку и 8 патрубков с колпаками для выхода воздуха. Вода из поддонного пространства отводится через гидравлический затвор, высота которого  $1,2H$  (где  $H$  – максимальный напор, развиваемый вентилиратором, Па).

После пленочного дегазатора с кольцами Рашига и подачей воздуха вентилиратором содержание диоксида углерода (IV) в воде составляет не более 3...5 мг/л. При удалении сероводорода этим методом следует подкислять воду (до  $pH = 5$ ) с последующим подщелачиванием ее до необходимого значения  $pH$ , это дает значительную экономию расхода воздуха.

Для удаления части свободной углекислоты из воды в процессе ее деманганации или обезжелезивания (в целях поднятия значения  $pH$  воды до оптимального) также наиболее целесообразно использовать дегазаторы, загруженные пластмассовыми или керамическими кольцами Рашига и работающие при подаче в них воздуха вентилиратором, или вакуумно-эжекционные аппараты.

При проектировании дегазаторов для удаления из воды свободной углекислоты должны быть заданы параметры: расход воды; концентрация свободной углекислоты в воде и желательное остаточное содержание свободной углекислоты в воде после дегазатора; наименьшая (расчетная) температура обрабатываемой воды. Содержание свободной углекислоты в исходной воде, мг/л, определяется по номограмме (рис. 18.3).

Декарбонизаторы с насадкой из колец Рашига обладают большой удельной поверхностью, малой массой в единице объема, значительным свободным объемом.

Кольцо Рашига представляет собой полый керамический цилиндр с равными высотой и наружным диаметром.

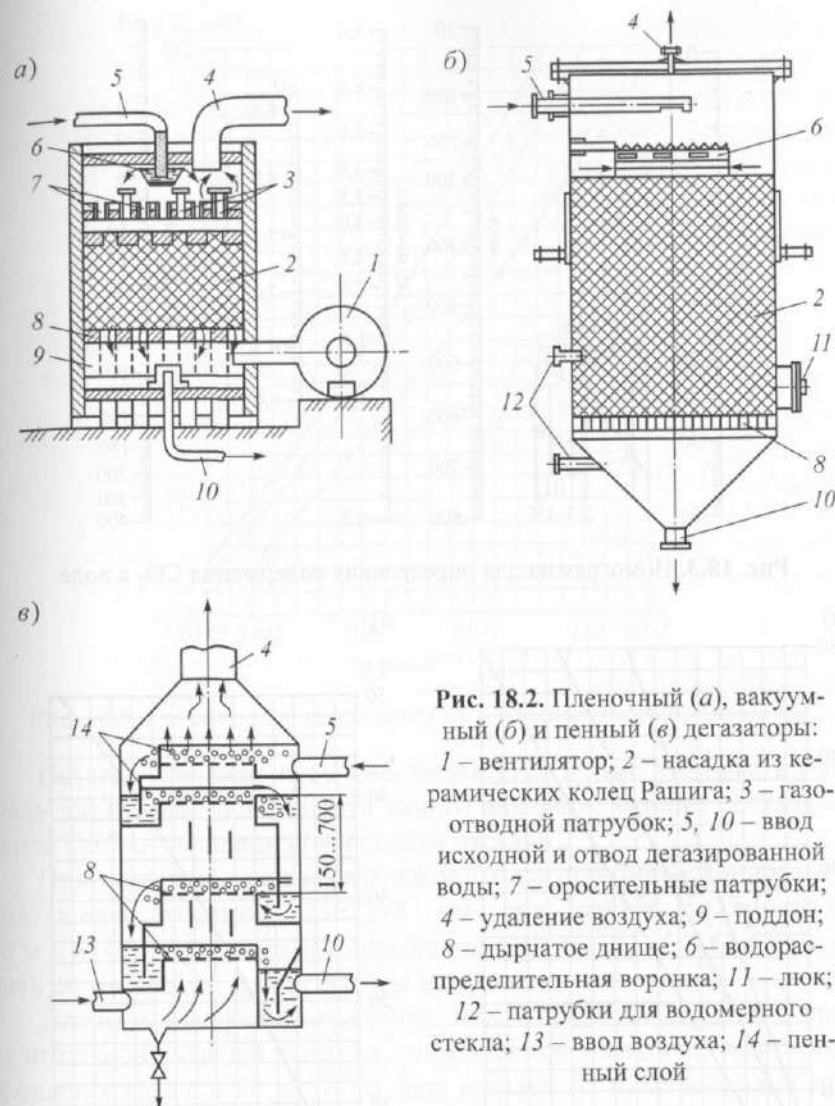


Рис. 18.2. Пленочный (а), вакуумный (б) и пенный (в) дегазаторы: 1 – вентилиратор; 2 – насадка из керамических колец Рашига; 3 – газоотводной патрубок; 5, 10 – ввод исходной и отвод дегазированной воды; 7 – оросительные патрубки; 4 – удаление воздуха; 9 – поддон; 8 – дырчатое днище; 6 – водораспределительная воронка; 11 – люк; 12 – патрубки для водомерного стекла; 13 – ввод воздуха; 14 – пенный слой

Площадь поперечного сечения дегазатора, загруженного кольцами, следует принимать исходя из удельной нагрузки  $60 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ . Удельный расход воздуха в этом случае должен приниматься равным  $15 \text{ м}^3/\text{м}^3$ .

Необходимую поверхность насадки (колец) находят по формуле (18.7), значение  $K_{\text{ж}}$  – по графику на рис. 18.4, а,  $\Delta C_{\text{ср}}$  – по графику на рис. 18.5.

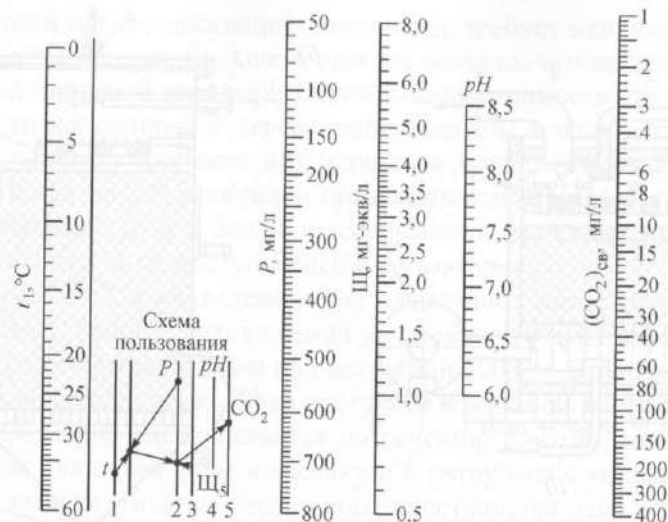


Рис. 18.3. Номограмма для определения содержания  $\text{CO}_2$  в воде

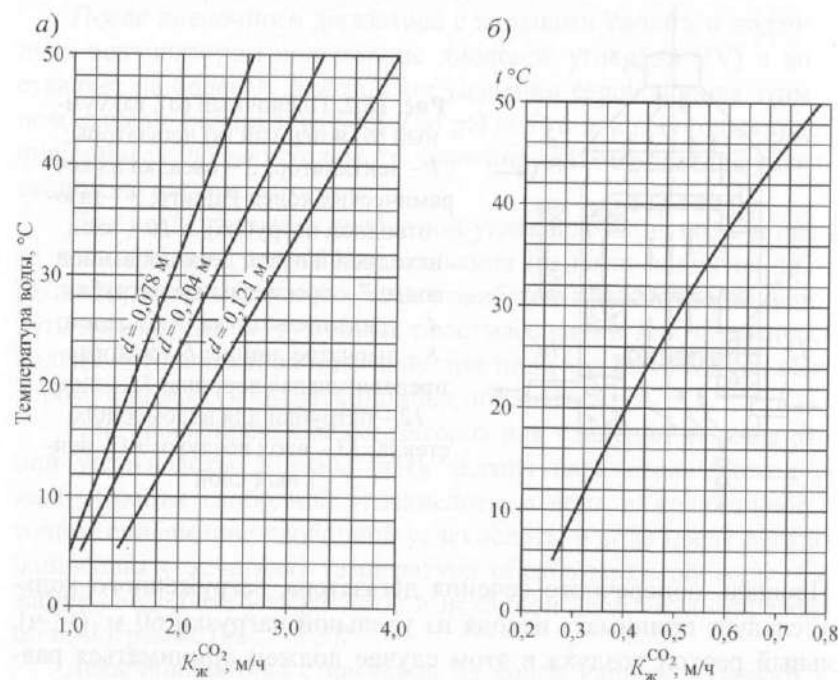


Рис. 18.4. Графики для нахождения  $K_{\text{ж}}^{\text{CO}_2}$  в зависимости от  $t$  °C при плотности орошения насадки  $40 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$  (а) и  $60 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$  (б) для колец  $25 \times 25 \times 3 \text{ мм}$

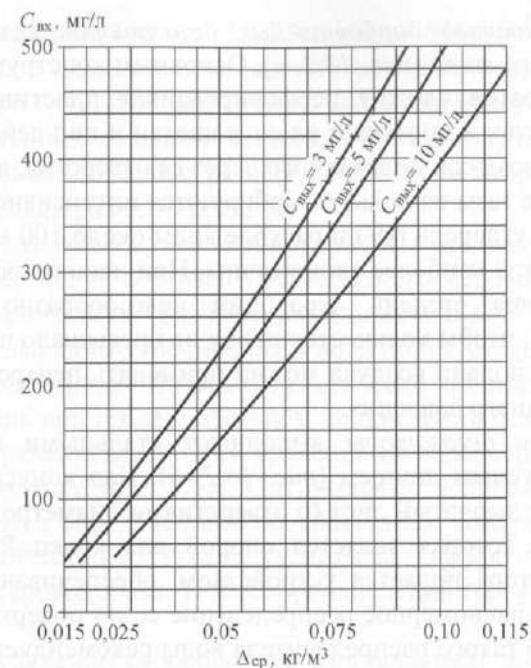


Рис. 18.5. Графики для нахождения  $\Delta C_{\text{ср}}$  в зависимости от  $C_{\text{вх}}$  и  $C_{\text{вых}}$

Помимо площади поверхности насадки нужно учитывать площадь внутренней поверхности самого аппарата, которая составляет около 7,5% от площади поверхности насадки.

При подсчете напора, развиваемого вентилятором, сопротивление колец размером  $25 \times 25 \times 3 \text{ мм}$  при плотности орошения  $60 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$  и при удельной подаче воздуха  $15 \text{ м}^3/\text{м}^3$  можно принимать 30 мм вод. ст. на 1 м высоты загрузки.

Площадь поперечного сечения дегазатора, работающего с принудительной подачей воздуха, определяется исходя из плотности орошения насадки  $90 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$  (для насадки из пластмассовых или керамических колец). Удельную подачу воздуха следует принимать равной  $4 \text{ м}^3/\text{м}^3$ .

При дегазации воды барботированием воздуха через слой воды также создается большая поверхность соприкосновения жидкой и газообразной фаз; тем самым ускоряется выделение газа. Воздух подается компрессорами обычно через дырчатые трубы или пористые плиты. В зависимости от требуемой степени дегазации воды применяют барботажные дегазаторы одно- или двухсекционные с последовательным пропуском воды.



Разновидностью барботажных дегазаторов являются дегазаторы пенного типа (рис. 18.2, в). Основным конструктивным элементом аппаратов служит перфорированная пластина (решетка). Вода тонким слоем протекает вдоль решетки и под действием поперечного тока воздуха, подаваемого через ее отверстия, вспенивается. В пенном слое газы из воды десорбируются интенсивно. При удалении диоксида углерода (IV) и расходе воды около  $100 \text{ м}^3/\text{ч}$  дегазаторы пенного типа наиболее экономичны. При использовании аппаратов этого типа степень десорбции целесообразно ограничить 96...97% с тем, чтобы количество полок не превышало четырех-пяти. При этом для подачи воздуха можно применять центробежные вентиляторы среднего давления.

Вакуумные дегазаторы выполняют стальными круглыми (в плане), с конусным днищем (рис. 18.2, б). Над конусным днищем располагается дырчатый лист (с отверстиями диаметром 15...20 мм) или решетка, которая является опорой для колец Рашига. Вода внутрь дегазатора подается устройством, обеспечивающим тонкое распыление и равномерное распределение ее по поверхности насадки. В качестве такого распределителя воды рекомендуется устройство, аналогичное распределителю соляного раствора в стандартных натрий-катионитовых фильтрах.

Для наблюдения за уровнем воды в дегазаторе устанавливают водомерное стекло. Парогазовая смесь отводится из дегазатора вакуумным устройством, в качестве которого могут быть использованы вакуум-насосы, паро- и водоструйные эжекторы.

Выбор типа дегазатора определяется производительностью установки, необходимой полнотой дегазации, начальной концентрацией удаляемого газа и другими условиями.

Для глубокого или частичного удаления оксида углерода (IV) (независимо от его начальной концентрации и производительности установки) и свободного сероводорода применяют дегазаторы с насадкой из колец Рашига и противотоком воды и воздуха.

При проектировании дегазаторов должны быть определены: площадь поперечного сечения дегазатора; необходимый расход воздуха и поверхность насадки для достижения требуемой степени дегазации. Площадь поперечного сечения дегазаторов вычисляют по допускаемой плотности орошения насадки, т.е. по расходу воды, приходящемуся на  $1 \text{ м}^2$  площади поперечного сечения дегазатора.

По А.А. Кастальскому, допустимые плотности орошения насадок и удельные расходы воздуха составляют: при глубоком удалении из воды оксида углерода (IV) – до 2...3 мг/л; на дегазаторах, за-

груженных кольцами Рашига ( $25 \times 25 \times 3 \text{ мм}$ ), –  $60 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$  и  $15 \text{ м}^3/\text{м}^3$ ; на дегазаторах с деревянной насадкой – соответственно  $40 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$  и  $20 \text{ м}^3/\text{м}^3$ ; при глубоком удалении из воды сероводорода на дегазаторах, загруженных кольцами Рашига, –  $40 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$  и  $20 \text{ м}^3/\text{м}^3$ ; при обескислороживании воды на вакуумных дегазаторах плотность орошения насадки равна  $50 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ .

В гл. 1 указывалось, что сероводородные соединения, содержащиеся в воде, могут состоять из свободного сероводорода ( $\text{H}_2\text{S}$ ), гидросульфидного иона ( $\text{HS}^-$ ) и сульфидного иона ( $\text{S}^{2-}$ ). При  $\text{pH}$  воды  $\leq 5$  все сульфидные соединения в воде присутствуют в виде свободного сероводорода. Поэтому практически полное их удаление возможно лишь при предварительном подкислении исходной воды.

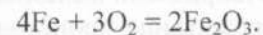
Распространенным методом удаления из воды сероводорода является аэрирование (65...70%). Оптимальные условия аэрирования характеризуются определенным соотношением воздуха и воды, избыточное количество воздуха не увеличивает эффективности удаления из воды сероводорода. После аэроокисления требуется фильтрование.

Полное удаление сероводорода аэрированием возможно лишь при подкислении воды до  $\text{pH} < 5$ . В таких условиях высокая концентрация водородных ионов подавляет диссоциацию сероводорода, поэтому большая часть его будет находиться в молекулярной форме, которая легко удаляется аэрированием.

В основе химических методов удаления из воды растворенных газов лежит их химическое связывание, достигаемое введением реагентов или фильтрованием через специальные загрузки. Для удаления из воды кислорода применяют ее фильтрование через легко окисляющиеся вещества, например через стальные стружки, и обработку сульфитом натрия или оксидом серы (IV).

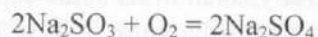
При использовании стальных стружек их обезжиривают и загружают в специальный фильтр. Содержание марганца в них не должно превышать 0,3%.

В процессе фильтрования железо, окисляясь, связывает кислород

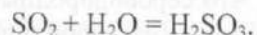


Оксид железа (III) и гидроксид железа (III), образовавшиеся в результате коррозии стружек, удаляют обратной промывкой. Продолжительность контакта воды со стружками зависит от температуры и уменьшается от 25 до 3 мин при увеличении температуры от 20 до 80 °С.

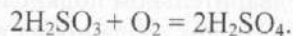
Чаще всего для удаления из воды кислорода применяют обработку воды сульфитом натрия



или оксидом серы (IV)

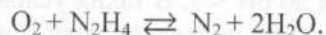


Образующаяся сернистая кислота окисляется кислородом, содержащимся в воде, до серной кислоты:



В качестве катализатора применяют соли меди (II) или кобальта (II) в виде 0,01%-ного раствора. Для удаления 1 мг кислорода расходуется 4 мг оксида серы (IV) или 7,9 мг сульфита натрия. Кроме того, для удаления кислорода воду обрабатывают также гидразином  $\text{N}_2\text{H}_4$ .

Гидразин является сильным обескислороживающим реагентом:



Эта реакция протекает значительно быстрее, чем реакция окисления сульфита натрия. Катализаторами в данном случае являются металлическая медь, стекло и активированный уголь.

Реакция обескислороживания воды гидразином каталитически ускоряется материалом стенок котла.

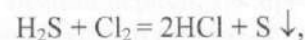
Гидразин применяют для обработки воды, идущей на питание прямоточных котлов, поскольку он не увеличивает количества сухого остатка питательной воды и не образует вредных летучих продуктов разложения. Недостатком метода обескислороживания воды гидразином является его высокая стоимость.

Эффективное обескислороживание воды может быть достигнуто в электролизерах с растворимыми железными или алюминиевыми электродами. Обескислороживание происходит за счет катодной и анодной деполяризации, а также химического окисления железа или алюминия растворенным в воде кислородом.

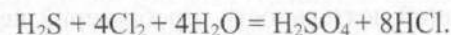
Для удаления из воды сероводорода химическими методами его окисляют кислородом воздуха или хлором, кроме того, может быть использовано взаимодействие сероводорода с гидроксидом железа

(III). Для более полного удаления сероводорода кислородом воздуха при аэрации воду подкисляют серной или соляной кислотой до  $\text{pH} = 5,5$ .

Сероводород окисляют хлором до свободной серы или до серной кислоты (в зависимости от дозы хлора). Малые дозы хлора (2,1 мг на 1 мг свободного сероводорода) окисляют сероводород до коллоидной серы



которую затем необходимо удалять. В этом заключается недостаток метода. Большие дозы хлора (8,4 мг/мг) окисляют сероводород до серной кислоты:



Реакция протекает довольно медленно и имеет практическое значение лишь при окислении небольших количеств сероводорода. Ее используют для удаления остаточного сероводорода, например после аэрирования.

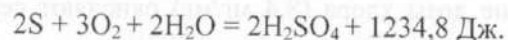
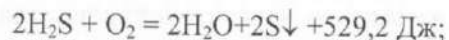
Для воды, содержащей 15...20 мг/л сероводорода, продолжительность озонирования составляет 20 мин, расчетный расход озона — 30 мг/л.

Сероводород окисляется оксидом хлора (IV). Оптимальными условиями окисления сульфидов до сульфатов являются: доза  $\text{ClO}_2$  3,5 мг на 1 мг  $\text{S}^{2-}$ ;  $\text{pH} = 10...11$ , продолжительность контакта 10 мин.

Удаление сероводорода из подземных вод фильтрованием через модифицированную загрузку заключается в адсорбции ионов сероводородных соединений на зернах фильтрующей загрузки. Модификация песчаной загрузки состоит в том, что ее последовательно обрабатывают водными растворами железного купороса и перманганата калия или сульфата натрия и перманганата калия, в результате чего на поверхности зерен кварцевого песка при  $\text{pH}$  среды 6...9 образуется пленка, в составе которой гидроксид железа и диоксид марганца.

В основе процесса удаления сероводорода с помощью фильтрования через модифицированную загрузку лежит явление хемосорбции. При этом гидроксид железа и диоксид марганца вступают во взаимодействие с сероводородом и гидросульфидом, переводя их в сульфид железа и серу.

Кроме химических способов окисления сероводорода используют и *биохимический метод*. Известно, что большое участие в окислении сульфидных вод принимают *серобактерии*, которые встречаются в серных источниках, стоячих водах и вообще широко распространены в природе. Для массового развития серобактерий необходимы сероводород и кислород. По данным Г.Ю. Асса, серобактерии окисляют сероводород до серы, которая, в свою очередь, окисляется в серную кислоту:



Для интенсивной деятельности серобактерий необходимо обеспечить нейтрализацию образующейся  $\text{H}_2\text{SO}_4$ . Это условие выполнимо в том случае, если вода содержит достаточное количество карбонатов. Описанные выше явления легли в основу используемого на практике биохимического метода удаления сероводорода (рис. 18.6).

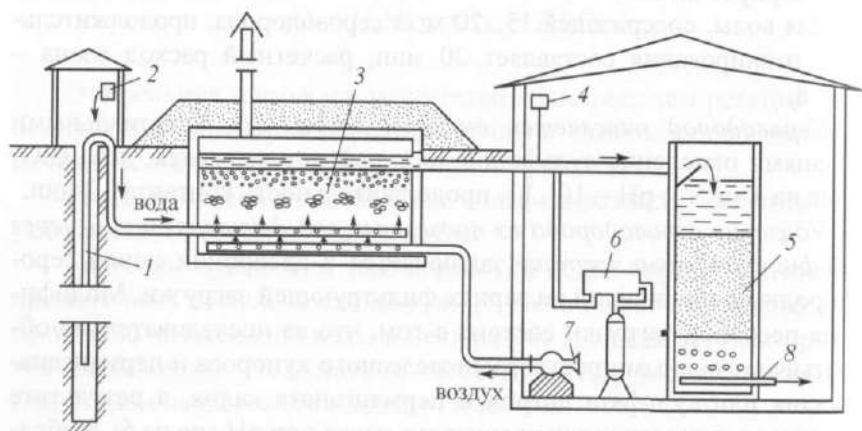


Рис. 18.6. Установка биохимического извлечения сероводорода из воды: 1 – трубчатый колодец с погружным насосом; 8 – отвод обработанной воды; 2 – дозатор биогенных (азотных, фосфорных) соединений; 3 – реактор биохимического окисления; 7 – воздушная подушка; 6 – хлоратор; 4 – дозатор сульфата алюминия; 5 – скрый фильтр

## Глава 19. Фторирование и дефторирование воды

Оптимальной концентрацией фтора в питьевой воде является 0,7...1,2 мг/л. Более низкие концентрации фтора принимают при фторировании в южных районах и в летний период, когда количество воды, поступающей в организм человека, увеличивается. Более высокие концентрации фтора принимают при фторировании воды в северных районах и в зимний период, т.е. при более низкой температуре окружающей среды. Необходимость фторирования определяется содержанием фтора в воде источников в количестве менее 0,5 мг/л. Согласно ГОСТ 2874-82 концентрация в воде фторид-ионов не должна превышать 1,5 мг/л.

Содержание фтора в природных водах изменяется в широких пределах – от 0,01 до 50–100 мг/л (Кения), в природных водах России от 0,01 до 8 мг/л. Низкие концентрации фторид-ионов встречаются в большинстве поверхностных источников водоснабжения. И лишь в открытых водоемах Южного Урала, Западной Сибири концентрация фторид-ионов достигает 11 мг/л.

Подземные воды (артезианские, колодезные) богаче фторид-ионами, чем поверхностные, и среди них чаще встречаются источники с концентрацией фторид-ионов, превышающей предельно допустимую (1,5 мг/л). Однако и среди этих источников 68–89% в России содержат менее 0,5 мг/л фторид-ионов.

Свыше 85% воды в городах России подается из рек, причем содержание фторид-ионов в воде этих источников, превышающее 0,4 мг/л, встречается в редких случаях, да и это количество после обработки воды на очистных сооружениях снижается до предельно низкой величины. Поэтому вполне понятна та забота, которую проявляет наше государство по обеспечению населения качественной водой.

Для фторирования питьевой воды может быть использован ряд фторсодержащих соединений, таких как *кремнефтористый натрий*  $\text{NaSiF}_6$ , *кремнефтористая кислота*  $\text{H}_2\text{SiF}_6$ , *фтористый натрий*  $\text{NaF}$ , *кремнефтористый аммоний*  $(\text{NH}_4)_2\text{SiF}_6$ , *фтористый кальций*  $\text{CaF}_2$ , *фтористоводородная кислота*  $\text{HF}$ , *кремнефтористый калий*  $\text{K}_2\text{SiF}_6$ , *кремнефтористый алюминий*  $\text{Al}_2(\text{SiF}_6)_3$ , *фтористый алюминий*  $\text{AlF}_3$  и ряд других.

В США и Канаде применяют для фторирования питьевой воды на 60% действующих установок кремнефтористый натрий, на 25% – кремнефтористоводородную кислоту, на 13% – фтористый натрий и



только на 2% установок применяют кремнефтористый аммоний, фтористый кальций, фтористоводородную кислоту и другие соединения. В отечественной практике наиболее широкое применение получил кремнефтористый натрий, менее широкое – фтористый натрий и фторид-бифторид аммония.

Применяемые на практике установки по технологии приготовления растворов фторсодержащих соединений можно классифицировать следующим образом.

Во фтораторных установках сатураторного типа (рис. 19.1) в качестве реагента принят порошкообразный кремнефтористый натрий, который вводится в воду перед хлорированием. Предварительно реагент замачивают и размешивают в баке, а затем выливают через воронку в сатуратор (один раз в смену). В камере для реагента должно быть 8...10 кг кремнефтористого натрия. В основу работы фтораторной установки положен принцип объемного вытеснения.

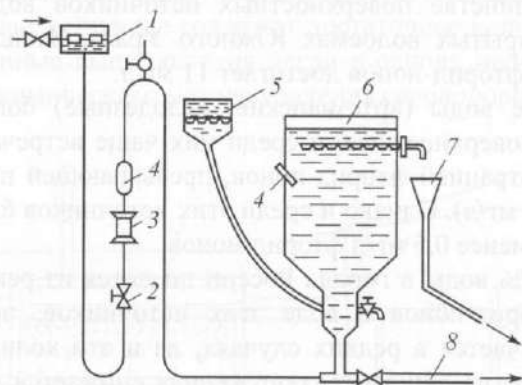


Рис. 19.1. Схема фтораторной установки с сатуратором:

1 – бак постоянного уровня; 2 – регулирующий вентиль; 4 – термометр; 5 – воронка приема реагента; 3 – ротаметр; 7 – прием и отвод раствора реагента; 6 – сатуратор одинарного насыщения; 8 – сброс в канализацию

Во фтораторных установках с растворными баками (рис. 19.2) в качестве реагента применяют кремнефтористый натрий. Загрузку в баки реагента осуществляют с помощью бункеров, оборудованных вибраторами и дозаторами барабанного типа. Для лучшего растворения реагента баки оборудованы мешалкой с частотой вращения 50...60 мин<sup>-1</sup>. Время перемешивания 2 ч, время отстаивания 2 ч. Концентрация раствора реагента в баках составляет 0,05% по фтору или 0,08% по чистой соли.

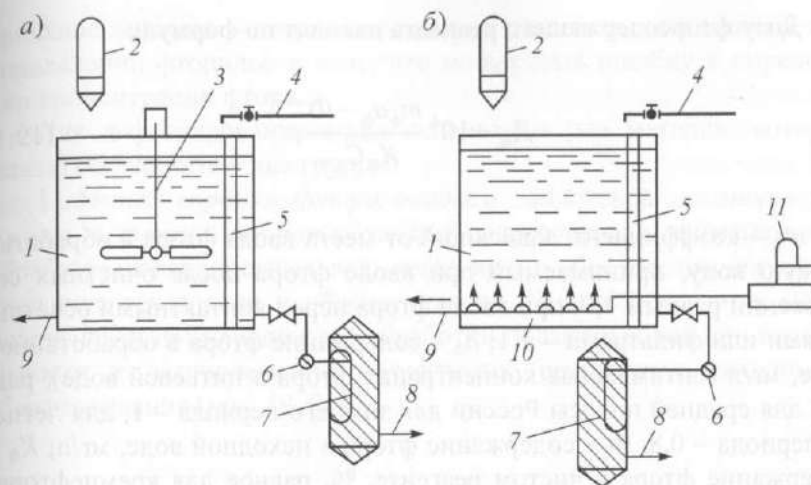


Рис. 19.2. Фтораторная установка с растворным баком с механическим побуждением (а) и с барбатирующим (б):

1 – растворный бак; 2 – бункер с дозирующим устройством; 3 – механическая мешалка; 4 – подача воды; 5 – поплавковое устройство; 6 – насос; 7 – напорный фильтр для осветления раствора фторсодержащего реагента; 8 – фторпровод; 9 – сброс осадка; 10 – воздухораспределительная система; 11 – воздуходувка

Во фтораторных установках с затворно-растворными баками в качестве реагента принят фтористый натрий с расходом в сутки 20 кг. Установка состоит из системы баков: затворного – объемом 400 л, двух растворных – объемом 1500 л каждый, дозирующего бачка, снабженного поплавковым клапаном. Затворный и растворные баки оборудованы электромешалками. Растворяют фтористый натрий в воде, нагретой до 75...80 °С, для чего в затворный бак вмонтирован электронагреватель. Крепкий раствор переливают в расходный бак, предварительно на 1/3 наполненный водой, бак дополняют водой до нужной отметки и раствор тщательно перемешивают. После определения содержания фтора в растворе последний через вентиль подают в дозирующий бак и затем в резервуар.

Так как фторирование воды требует высокой точности дозирования реагента ( $\pm 5\%$ ), для его подачи в жидком виде совершенно непригодны краны и насадки. В основном для дозирования реагентов в жидком виде применяют насосы-дозаторы мембранного и поршневого типов.

Дозу фторсодержащего реагента находят по формуле

$$D_{\text{ф}} = 10^4 \frac{m_{\text{ф}} a_{\text{ф}} - \Phi}{K_{\text{ф}} C_{\text{ф}}}, \quad (19.1)$$

где  $m_{\text{ф}}$  — коэффициент, зависящий от места ввода фтора в обрабатываемую воду, принимаемый при вводе фтора после очистных сооружений равным 1,0, при вводе фтора перед контактными осветлителями или фильтрами — 1,1;  $a_{\text{ф}}$  — содержание фтора в обработанной воде, мг/л (оптимальная концентрация фтора в питьевой воде), равное для средней полосы России для зимнего периода — 1, для летнего периода — 0,8;  $\Phi$  — содержание фтора в исходной воде, мг/л;  $K_{\text{ф}}$  — содержание фтора в чистом реагенте, %, равное для кремнефтористого натрия — 60,6, для кремнефтористого аммония — 63,9, для фтористого натрия — 45,25;  $C_{\text{ф}}$  — содержание чистого реагента в продажном техническом продукте, %, равное для кремнефтористого натрия высшего, I и II сортов соответственно 59,4; 57,5 и 56,4, для фтористого натрия — 42,5; 38; 36,2, а для кремнефтористого аммония, выпускаемого промышленностью одним сортом, — 59,4.

Как при мокром дозировании, так и при сухом реагенты для фторирования воды подают в виде раствора. Место введения раствора реагента выбирают в зависимости от способа очистки воды и технико-экономических соображений, при этом должны быть соблюдены условия перемешивания реагента с питьевой водой и его наименьшие потери. При использовании артезианских вод, подаваемых потребителю без очистки, фтористые соединения поступают непосредственно в напорные водоводы. При небольшой нагрузке на фильтры фторсодержащие реагенты вводят перед фильтрами, при большой нагрузке — после фильтров, в трубопровод между фильтрами и резервуаром чистой воды или непосредственно в резервуар чистой воды. В некоторых случаях идут на потери фторидов, если это экономически выгодно. Примером является фтораторная установка на водоочистном комплексе в Вашингтоне, где реагент вводят в неочищенную воду. Потери фтор-иона составляют при этом 0,1 мг/л.

На большинстве водоочистных комплексов фторирование является последней стадией обработки, не считая хлорирования. Хлорирование воды не удаляет фторидов. Хлор и фтор можно добавлять одновременно. Хлор и его производные оказывают одно неблаго-

приятное действие — они обесцвечивают реагенты, добавляемые при определении фторидов в воде, что может дать ошибку в определении концентрации фтора.

Для дефторирования воды используют ряд методов, которые можно объединить в две группы.

1. *Метод сорбции фтора осадком гидроксида алюминия или магния, а также фосфата кальция* целесообразно применять при обработке поверхностных вод, когда кроме обесфторивания требуются еще осветление и обесцвечивание. Вместе с тем этот метод может найти применение для обработки подземных вод при необходимости их одновременного умягчения (реагентным методом) и обесфторивания (рис. 19.3).

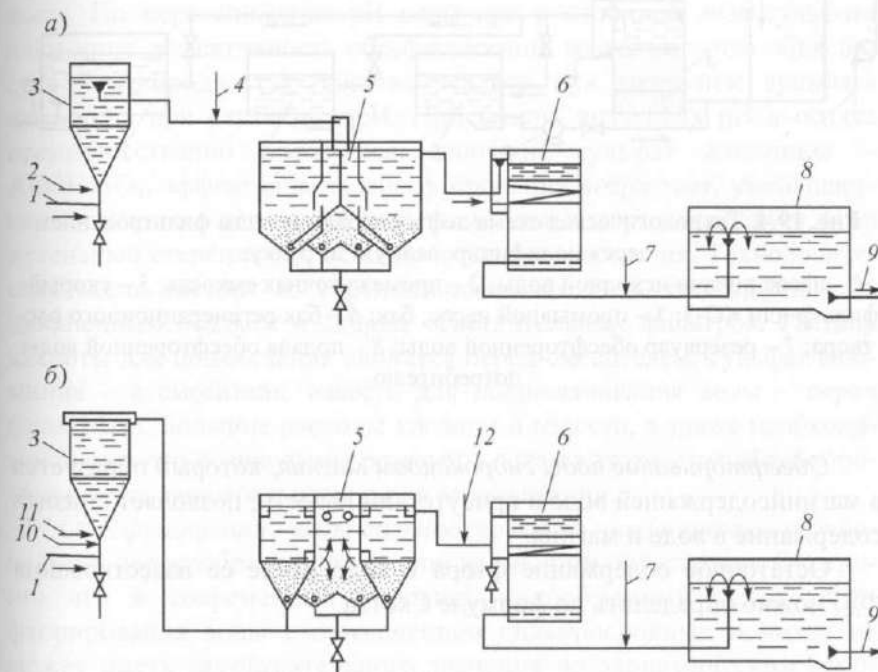


Рис. 19.3. Технологическая схема дефторирования воды свежесформованным гидроксидом магния (а) и солями алюминия (б):

1 и 9 — подача исходной и отвод обесфторенной воды; 2 — ввод щелочного реагента; 3 — смеситель; 4 — ввод солей магния; 5 — осветлитель со взвешенным осадком; 6 — фильтр; 7 — ввод хлора; 8 — резервуар чистой воды; 10 — подача кислоты; 11 — подача алюмосодержащего коагулянта; 12 — подача щелочного реагента

2. Метод фильтрации воды через фторселективные материалы основан на обменной адсорбции ионов, при которой фтор удаляется в процессе пропуска обрабатываемой воды через сорбент. Этот метод наиболее эффективен при обесфторивании подземных вод, как правило, не нуждающихся в других видах кондиционирования, или в тех случаях, когда одновременно с обесфториванием производят еще и опреснение (см. гл. 29, 30).

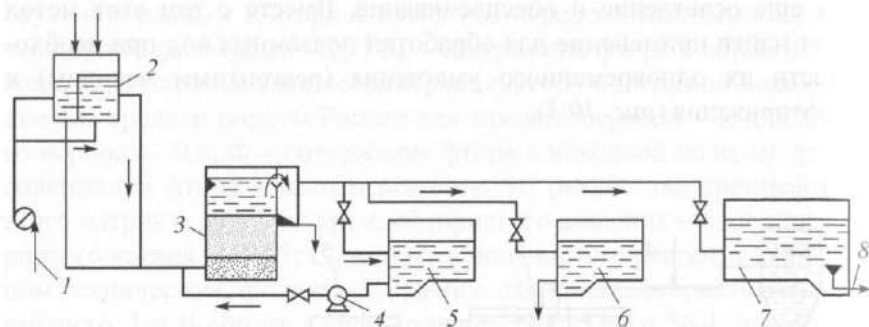


Рис. 19.4. Технологическая схема дефторирования воды фильтрованием через модифицированную загрузку:

1 – насос подачи исходной воды; 2 – промежуточная емкость; 3 – скорый фильтр или КО-3; 4 – промывной насос, бак; 5 – бак регенерационного раствора; 6 – резервуар обесфторенной воды; 7 – подача обесфторенной воды потребителю

Обесфторивание воды гидроксидом магния, который образуется в магнийсодержащей воде в присутствии извести, позволяет снизить содержание в воде и магния.

Остаточное содержание фтора в воде после ее известкования  $\Phi_{\text{ост}}$  можно определить по формуле Скотта

$$\Phi_{\text{ост}} = \Phi_{\text{исх}} - 0,07 \Phi_{\text{исх}} (\text{Mg})^{0,5}, \quad (19.2)$$

где  $\Phi_{\text{исх}}$  – содержание фтора в исходной воде, мг/л; (Mg) – количество магния, удаленного из воды при ее известковании мг/л.

Для снижения содержания фтора в воде на 1 мг требуется 50...60 мг магния или 100...150 мг  $\text{Mg}(\text{OH})_2$ . При недостатке магния в исходной воде для повышения эффекта обесфторивания в нее

вводят сульфат или хлорид магния. При избытке магния образующийся в результате взаимодействия гидроксида магния с фтором фторид магния переходит затем в малорастворимый оксифторид магния.

Технологическая схема установки для обесфторивания природных вод сорбцией на гидроксиде магния состоит из вертикального смесителя, осветлителей со слоем взвешенного осадка с коническими или пирамидальными днищами и скорых осветлительных фильтров (см. рис. 19.3).

Обесфторивание воды солями алюминия основано на сорбции фтора осадком гидроксида алюминия. Это связано с образованием на поверхности твердой фазы малорастворимых фторидов. При этом эффективность процесса находится в обратной зависимости от pH воды. По мере снижения pH воды при постоянной дозе сульфата алюминия эффективность обесфторивания возрастает, что объясняется неоднородностью состава осадков при гидролизе сульфата алюминия при различных pH. При низких значениях pH в осадке преимущественно образуется основной сульфат алюминия –  $\text{Al}(\text{OH})\text{SO}_4$ , эффективность обесфторивания возрастает, уменьшается содержание в нем гидроксида алюминия, который сорбирует фтор в меньшей степени, чем основной сульфат алюминия. Технологическая схема состоит из вертикального смесителя, осветлителей со взвешенным осадком и скорых осветлительных фильтров. Раствор кислоты для подкисления вводится перед смесителем, сульфат алюминия – в смеситель, известь для подщелачивания воды – перед фильтрами. Большие расходы кислоты и извести, а также необходимость точного дозирования реагентов делают этот метод обесфторивания воды дорогим и сложным в эксплуатации.

Обесфторивание воды сильноосновными катионитами и анионитами целесообразно при ее одновременном опреснении. Очевидно, что в современных условиях ионообменный метод обесфторивания воды с применением сильноосновных ионитов не может иметь самостоятельного значения по экономическим соображениям. Он может быть рекомендован только для случая обработки воды в целях одновременного обессоливания и удаления фтора.

Дефторирование воды активированным оксидом алюминия обеспечивает наилучшие результаты по удалению фтора из подземных вод. Зернистый активированный оксид алюминия является наиболее дешевым сорбентом, простым в изготовлении и емким по поглощению фтора. При фильтровании обрабатываемой воды через



активированный оксид алюминия происходит поглощение фтора сорбентом. В начале фильтроцикла содержание фтора в фильтрате близко к нулю. С течением времени поглощательная способность уменьшается и при достижении 1,5 мг/л рабочий цикл обесфторивания воды прекращается, так как сорбент нуждается в регенерации. Регенерация сорбента производится пропуском через него раствора едкого натра или сульфата алюминия. В процессе регенерации из сорбента вытесняется поглощенный им фтор. После регенерации сорбент отмывается водой для удаления продуктов регенерации и непрореагировавшего реагента.

Основными технологическими сооружениями рассматриваемого метода обесфторивания воды (рис. 19.4) являются скорые напорные или открытые фильтры, загруженные оксидом алюминия. Помимо фильтров установка по удалению фтора из воды должна иметь реагентное хозяйство для приготовления регенерационных растворов, баки для хранения воды, необходимой для взрыхления и отмывки сорбента, также насосное и воздухоподводящее оборудование.

*Обесфторивание природных вод методом обратного осмоса* является новым способом в технологии обесфторивания природных вод, основанным на применении полупроницаемых мембран. Технология обработки подземных вод методом обратного осмоса описана в гл. 31.

## Глава 20. Удаление из воды кремниевой кислоты

Формы присутствия в воде кремниевой кислоты варьируются от коллоидной до ионнодисперсной в зависимости от ее температуры, pH и от соотношения различных примесей воды.

Воду, содержащую кремниевую кислоту, нельзя использовать для питания котлов высокого и сверхвысокого давления, в химико-фармацевтической промышленности, при производстве капрона и текстиля, при переработке цветных металлов.

Кремниевая кислота является основным компонентом сложных силикатных накипей (до 50% кремниевой кислоты, до 30% оксидов железа, меди и алюминия и до 10% оксида натрия), которые способны отлагаться на стенках котлов и теплообменных аппаратов. Кремниевая кислота образует накипи с катионами кальция, магния, натрия, железа, аммония. Силикатная накипь обладает низким коэффициентом теплопроводности и поэтому существенно снижает теплотехнические показатели работы котлов и теплообменных аппаратов.

Таким образом, вода, содержащая кремниевую кислоту, осложняет и ухудшает работу котлов, турбин, а также различных теплообменных аппаратов, понижает качество продукции ряда производств, поэтому при ее использовании для указанных целей необходимо произвести предварительное обескремнивание воды. Глубина обескремнивания питательной воды для котлов зависит от их рабочего давления, температуры и конструкции. Содержание кремниевой кислоты в добавочной воде обычно до 0,05...0,1 мг/л (считая по  $\text{SiO}_3^{2-}$ ).

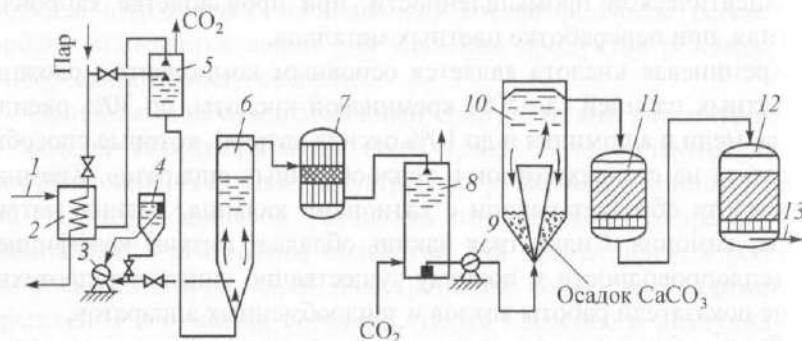
*Обескремнивание воды достигается: осажждением известью; сорбцией гидроксидами железа, алюминия, оксидом или гидроксидом магния; фильтрованием через магнезиальный сорбент; ионным обменом и электрокоагулированием.*

*Обескремнивание воды известью* основано на небольшой растворимости силиката кальция. При наличии в исходной воде 10...12 мг/л кремниевой кислоты остаточное содержание ее в обработанной воде составляет 6...8 мг/л. С избытком извести и повышением температуры глубина обескремнивания возрастает. Так, если подлежащую обескремниванию воду нагреть в каскадном подогревателе до температуры 80...90 °C и насытить известью в сатураторе (рис. 20.1), то при этом выпадают в осадок гидроксид магния, сорбирующий  $\text{SiO}_3^{2-}$ , силикат и карбонат кальция. Вода обескремнивается и частично умягчается.

*Обескремнивание воды солями железа* основано на способности хлопьев гидроксида железа (II), образующегося при введении в воду

его солей, сорбировать молекулярно-дисперсную и коллоидную кремниевую кислоту.

Установка, используемая для обескремнивания воды сульфатом железа (II) или хлоридом железа (III), состоит из вертикального смесителя, дозаторов реагента и известкового молока, осветлителя, фильтра и насоса для рециркуляции осадка. Благодаря рециркуляции осадка значительно снижается расход коагулянта.



**Рис. 20.1.** Установка обескремнивания воды известью с подогревом: 1, 13 – подача исходной и отвод декремнизированной воды; 2 – теплообменник; 3 – насос-дозатор; 4 – бак известкового молока; 5 – дегазатор; 6 – сатуратор; 7 – фильтр с мраморной крошкой; 8 – скруббер; 9 – повысительный насос; 10 – напорный осветлитель; 11 – фильтр с мраморной (или антрацитовой) крошкой; 12 – натрий-катионитовый фильтр с термостойким катионитом

На снижение содержания кремниевой кислоты с 12...14 до 2 мг/л расходуется 300...350 мг сульфата железа (II). Оптимальные значения pH (8,5...9,5) поддерживаются добавлением в воду извести.

Обескремнивание воды солями алюминия основано на их способности сорбировать кремниевую кислоту из раствора. В качестве реагентов применяют алюминат натрия и сульфат алюминия.

Концентрация остаточной кремниевой кислоты при использовании алюмината натрия составляет 0,5...2 мг/л; расход алюмината – 150...200 мг/л. Применение вместо алюмината натрия более дешевого сульфата алюминия уменьшает глубину декарбонизации и увеличивает содержание сульфатов, что нежелательно для вод, идущих на питание паровых котлов.

Высокой сорбционной способностью по  $\text{SiO}_3^{2-}$  обладают хлопья алюмината магния, образующиеся при одновременном введении в воду солей магния и алюмината натрия при pH свыше 8,5. Для получения оптимального значения pH воду подщелачивают.

Перечисленные методы имеют недостатки, среди которых наиболее значительными являются большой расход и высокая стоимость реагентов, а также увеличение количества сухого остатка декремнизированной воды.

При фильтрационном методе обескремнивания воды фильтры загружаются магнезиальными сорбентами (полуобожженным доломитом, а также специальным сорбентом, получаемым обработкой измельченного каустического магнезита соляной кислотой), активированным оксидом алюминия, бокситами. Технология получения магнезиального сорбента следующая: смесь каустического магнезита с соляной кислотой или хлоридом магния, имеющую консистенцию теста, высушивают при температуре 80...100 °C, измельчают и просеивают. Полученный магнезиальный сорбент представляет собой зерна светло-серого цвета крупностью 0,5...1,5 мм. Массовое отношение Mg/Cl в сорбенте примерно составляет 1,5:1, а его насыпная масса 0,75...0,85 т/м<sup>3</sup>. Сущность обескремнивания воды фильтрованием через такой сорбент заключается в образовании мало растворимого в воде силиката магния.

При высоте слоя сорбента в фильтре 3,4...4,0 м, температуре воды до 40...50 °C и скорости фильтрования до 10 м/ч содержание кремниевой кислоты в воде снижается до 0,1...0,3 мг/л. Один кубометр сорбента поглощает до полного истощения 90 кг  $\text{SiO}_2$ .

Недостаток метода заключается в необходимости через каждые шесть месяцев (при среднем содержании в исходной воде до 10 мг/л  $\text{SiO}_2$ ) менять загрузку фильтра, поскольку сорбент не регенерируется.

Большой практический интерес представляет использование активированного оксида алюминия и бокситов в качестве загрузки обескремнивающего фильтра. При скорости фильтрования 5...6 м/ч слой сорбента толщиной 1,5 м снижает содержание кремниевой кислоты до 0,1...0,5 мг/л. Фильтр регенерируется 0,1%-ным раствором щелочи. За один цикл 1 м<sup>3</sup> активированного оксида алюминия поглощает из воды 10...12 кг  $\text{SiO}_3^{2-}$ . Большое преимущество фильтрационного метода заключается в компактности установок и простоте их обслуживания.

Анионитовый метод обескремнивания воды в цикле ионитового обессоливания с сильноосновными анионитами обеспечивает снижение концентрации кремнекислых соединений до 0,03...0,05 мг/л.

Сущность анионитового метода обескремнивания и одновременного обессоливания воды заключается в следующем: воду пропускают через H-катионитовые фильтры, где из нее извлекаются катионы Ca(II), Mg(II), K(I) и Na(I). Затем вода проходит через фильтры со слабоосновным анионитом, где она избавляется от анионов сильных

кислот ( $\text{SO}_4^{2-}$ ,  $\text{Cl}^-$ ,  $\text{NO}_2^-$ ). После дегазации воды для удаления из нее оксида углерода (IV) ее пропускают через фильтры с сильноосновным анионитом, где удаляется слабая кремниевая кислота. Для получения воды с общим содержанием соли менее 1 мг/л, в том числе с общим содержанием кремниевой кислоты менее 0,03 мг/л, применяют трехступенчатые схемы ионирования. К недостаткам этого метода следует отнести его сравнительно высокую стоимость, что объясняется большим расходом едкого натра на регенерацию и быстрым уменьшением в процессе эксплуатации кремнеемкости высокоосновных анионитов. Это вынуждает заменять их через каждые 1,5...2 года.

**Фторидный метод обескремнивания воды** (рис. 20.2) специальными реагентами дает возможность использовать слабоосновные аниониты. Этот метод состоит в том, что дозируемые в обрабатываемую воду плавиковая кислота или фторид натрия переводят кремниевую кислоту в сильную кремнефтористоводородную, которая достаточно полно поглощается слабоосновными анионитами:

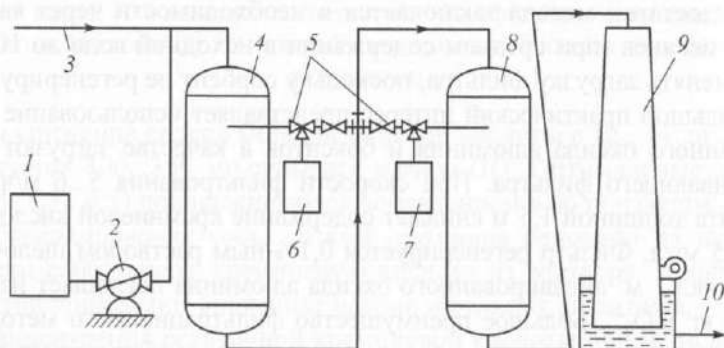
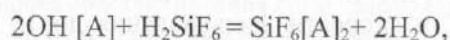
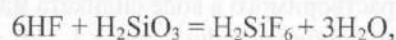


Рис. 20.2. Схема обескремнивания воды фторидным методом:

1 – бак с раствором фторида натрия; 2 – насос-дозатор; 3, 10 – подача исходной и отвод обессоленной и декремнизированной воды; 4 – водород-катионитовый фильтр; 5 – эжектор; 6, 7 – бак с раствором щелочи и серной кислоты; 8 – ОН-анионитовый фильтр; 9 – дегазатор

В современных схемах водоподготовки для паровых котлов кремнекислота эффективно удаляется методом обратного осмоса (см. гл. 31).

## РАЗДЕЛ 4. УМЯГЧЕНИЕ, ОПРЕСНЕНИЕ И ОБЕССОЛИВАНИЕ ВОДЫ

### Глава 21. Теоретические основы умягчения воды, классификация методов

Под умягчением воды подразумевается процесс удаления из нее катионов жесткости, т.е. кальция и магния. В соответствии с ГОСТ 2874-82 «Вода питьевая» жесткость воды не должна превышать 7 мг-экв/л. Отдельные виды производств к технологической воде предъявляют требования глубокого ее умягчения, т.е. до 0,05...0,01 мг-экв/л. Обычно используемые водоисточники имеют жесткость, отвечающую нормам хозяйственно-питьевых вод, и в умягчении не нуждаются. Умягчение воды производят в основном при ее подготовке для технических целей. Так, жесткость воды для питания барабанных котлов не должна превышать 0,005 мг-экв/л. Умягчение воды осуществляют методами: термическим, основанным на нагревании воды, ее дистилляции или вымораживании; реагентными, при которых находящиеся в воде ионы  $\text{Ca}(\text{II})$  и  $\text{Mg}(\text{II})$  связывают различными реагентами в практически нерастворимые соединения; ионного обмена, основанного на фильтровании умягчаемой воды через специальные материалы, обменивающие входящие в их состав ионы  $\text{Na}(\text{I})$  или  $\text{H}(\text{I})$  на ионы  $\text{Ca}(\text{II})$  и  $\text{Mg}(\text{II})$ , содержащиеся в воде; диализа; комбинированным, представляющим собой различные сочетания перечисленных методов.

Выбор метода умягчения воды определяется ее качеством, необходимой глубиной умягчения и технико-экономическими соображениями. В соответствии с рекомендациями СНиПа при умягчении подземных вод следует применять ионообменные методы; при умягчении поверхностных вод, когда одновременно требуется и осветление воды, – известковый или известково-содовый метод, а при глубоком умягчении воды – последующее катионирование. Основные характеристики и условия применения методов умягчения воды приведены в табл. 21.1.

Для получения воды для хозяйственно-питьевых нужд обычно умягчают лишь ее некоторую часть с последующим смешением с исходной водой, при этом количество умягчаемой воды  $Q_y$ , определяют по формуле



$$Q_y = \frac{Ж_{он} - Ж_{ос}}{Ж_{он} - Ж_{оу}}, \quad (21.1)$$

где  $Ж_{он}$  – общая жесткость исходной воды, мг-экв/л;  $Ж_{ос}$  – общая жесткость воды, поступающей в сеть, мг-экв/л;  $Ж_{оу}$  – жесткость умягченной воды, мг-экв/л.

Таблица 21.1

Показатель	Методы умягчения воды			
	термический	реагентный	ионообменный	диализа
1	2	3	4	5
Характеристика процесса	Воду нагревают до температуры выше 100 °С, при этом удаляется карбонатная и некарбонатная жесткости (в виде карбоната кальция, гидроксида магния и гипса)	В воду добавляют известь, устраняющую карбонатную и магниевую жесткость, а также соду, устраняющую некарбонатную жесткость	Умягчаемая вода пропускается через катионитовые фильтры	Исходная вода фильтруется через полупроницаемую мембрану
Назначение метода	Устранение карбонатной жесткости из воды, употребляемой для питания котлов низкого и среднего давления	Неглубокое умягчение при одновременном осветлении воды от взвешенных веществ	Глубокое умягчение воды, содержащей незначительное количество взвешенных веществ	Глубокое умягчение воды
Расход воды на собственные нужды	—	Не более 10%	До 30% и более пропорционально жесткости исходной воды	10

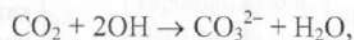
Окончание табл. 21.1

1	2	3	4	5
Условия эффективного применения: мутность исходной воды, мг/л	До 50	До 500	Не более 8	До 2,0
Жесткость воды, мг-экв/л	Карбонатная жесткость с преобладанием $Ca(HCO_3)_2$ , некарбонатная жесткость в виде гипса	5...30	Не выше 15	До 10,0
Остаточная жесткость воды, мг-экв/л	Карбонатная жесткость до 0,035, $CaSO_4$ до 0,70	До 0,70	0,03...0,05 при одноступенчатом и до 0,01 при двухступенчатом катионировании	0,01 и ниже
Температура воды, °С	До 270	До 90	До 30 (глауконит), до 60 (сульфоугли)	До 60

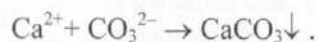
## Глава 22. Реагентные и термохимические методы умягчения

Умягчение воды реагентными методами основано на обработке ее реагентами, образующими с кальцием и магнием малорастворимые соединения:  $\text{Mg}(\text{OH})_2$ ,  $\text{CaCO}_3$ ,  $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$ ,  $\text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2$  и другие с последующим их отделением в осветлителях, тонкослойных отстойниках и осветлительных фильтрах. В качестве реагентов используют известь, кальцинированную соду, гидроксиды натрия и бария и другие вещества.

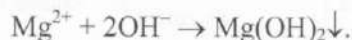
Умягчение воды известкованием применяют при ее высокой карбонатной и низкой некарбонатной жесткости, а также в случае, когда не требуется удалить из воды соли некарбонатной жесткости. В качестве реагента используют известь, которую вводят в виде раствора или суспензии (молока) в предварительно подогретую обрабатываемую воду. Растворяясь, известь обогащает воду ионами  $\text{OH}^-$  и  $\text{Ca}^{2+}$ , что приводит к связыванию растворенного в воде свободного оксида углерода (IV) с образованием карбонатных ионов и переходу гидрокарбонатных ионов в карбонатные:



Повышение в обрабатываемой воде концентрации ионов  $\text{CO}_3^{2-}$  и присутствие в ней ионов  $\text{Ca}^{2+}$  с учетом введенных с известью приводит к повышению произведения растворимости и осаждению малорастворимого карбоната кальция:



При избытке извести в осадок выпадает и гидроксид магния:



Для ускорения удаления дисперсных и коллоидных примесей и снижения щелочности воды одновременно с известкованием применяют коагуляцию этих примесей сульфатом железа (II), т.е.  $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ . Остаточная жесткость умягченной воды при декарбонизации может быть получена на 0,4...0,8 мг-экв/л больше некарбо-

натной жесткости, а щелочность 0,8...1,2 мг-экв/л. Доза извести  $D_{\text{и}}$  определяется соотношением концентрации в воде ионов кальция и карбонатной жесткости:

а) при соотношении  $[\text{Ca}^{2+}]/20 < J_{\text{к}}$

$$D_{\text{и}} = 28 \left( \frac{[\text{CO}_2]}{22} + 2J_{\text{к}} - \frac{[\text{CO}^{2+}]}{20} + \frac{D_{\text{к}}}{e_{\text{к}}} + 0,5 \right), \quad (22.1)$$

б) при соотношении  $[\text{Ca}^{2+}]/20 > J_{\text{к}}$

$$D_{\text{и}} = 28 \left( \frac{[\text{CO}_2]}{22} + J_{\text{к}} - \frac{[\text{CO}^{2+}]}{20} + \frac{D_{\text{к}}}{e_{\text{к}}} + 0,3 \right), \quad (22.2)$$

где  $[\text{CO}_2]$  – концентрация в воде свободного оксида углерода (IV), мг/л;  $[\text{Ca}^{2+}]$  – концентрация ионов кальция, мг/л;  $J_{\text{к}}$  – карбонатная жесткость воды, мг-экв/л;  $D_{\text{к}}$  – доза коагулянта ( $\text{FeSO}_4$  или  $\text{FeCl}_3$  в пересчете на безводные продукты), мг/л;  $e_{\text{к}}$  – эквивалентная масса активного вещества коагулянта, мг/мг-экв (для  $\text{FeSO}_4$   $e_{\text{к}} = 76$ , для  $\text{FeCl}_3$   $e_{\text{к}} = 54$ ); 0,5 и 0,3 – избыток извести для обеспечения большей полноты реакции, мг-экв/л.

Выражение  $D_{\text{к}}/e_{\text{к}}$  берут со знаком минус, если коагулянт вводится раньше извести, и со знаком плюс, если совместно или после.

При отсутствии экспериментальных данных дозу коагулянта находят из выражения

$$D_{\text{к}} = 3(C)^{1/3}, \quad (22.3)$$

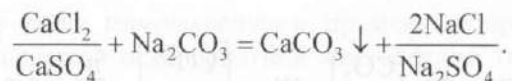
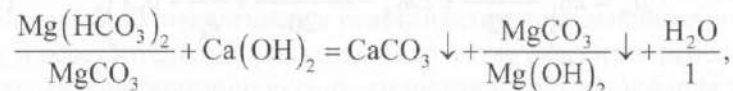
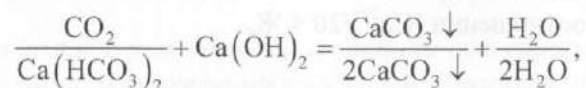
где  $C$  – количество взвеси, образующейся при умягчении воды (в пересчете на сухое вещество), мг/л.

В свою очередь,  $C$  определяют, используя зависимость

$$C = M_{\text{и}} + 50 \left( \frac{[\text{CO}_2]}{22} + 2J_{\text{к}} \right) + 29 \frac{[\text{Mg}^{2+}]}{12} + D_{\text{и}} \left( \frac{100 - m}{100} \right), \quad (22.4)$$

где  $M_{\text{и}}$  – содержание взвешенных веществ в исходной воде, мг/л;  $m$  – содержание  $\text{CaO}$  в товарной извести, %.

Известково-содовый метод умягчения воды описывается следующими основными реакциями:



По этому методу остаточная жесткость может быть доведена до 0,5...1, а щелочность с 7 до 0,8...1,2 мг-экв/л.

Дозы извести  $D_{\text{и}}$  и соды  $D_{\text{с}}$  (в пересчете на  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ), мг/л, определяют по формулам:

$$D_{\text{и}} = 28 \left( \frac{[\text{CO}_2]}{22} + J_{\text{к}} - \frac{[\text{Mg}^{2+}]}{12} + \frac{D_{\text{к}}}{e_{\text{к}}} + 0,5 \right), \quad (22.5)$$

$$D_{\text{с}} = 53 \left( J_{\text{нк}} + \frac{D_{\text{к}}}{e_{\text{к}}} + 1 \right), \quad (22.6)$$

где  $[\text{Mg}^{2+}]$  – содержание в воде магния, мг/л;  $J_{\text{нк}}$  – некарбонатная жесткость воды, мг-экв/л.

При известково-содовом методе умягчения воды образующиеся карбонат кальция и гидроксид магния могут пересыщать растворы и долго оставаться в коллоидно-дисперсном состоянии. Их переход в грубодисперсный шлам длителен, особенно при низких температурах и наличии в воде органических примесей, которые действуют как защитные коллоиды. При большом их количестве жесткость воды при реагентном умягчении может снижаться всего на 15...20%. В подобных случаях перед умягчением или в процессе его из воды удаляют органические примеси окислителями и коагулянтами. При известково-содовом методе часто процесс проводят в две стадии. Первоначально из воды удаляют органические примеси и значительную часть карбонатной жесткости, используя соли алюминия или

железа с известью, проводя процесс при оптимальных условиях коагуляции. После этого вводят соду и остальную часть извести и доумягчают воду. При удалении органических примесей одновременно с умягчением воды в качестве коагулянтов применяют только соли железа, поскольку при высоком значении pH воды, необходимом для удаления магниевой жесткости, соли алюминия не образуют сорбционно-активного гидроксида. Дозу коагулянта при отсутствии экспериментальных данных рассчитывают по формуле (20.4). Количество взвеси определяют по формуле

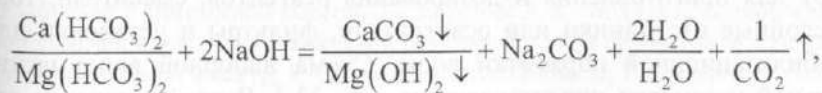
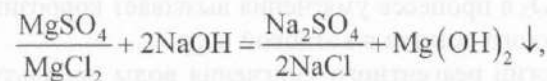
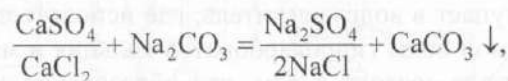
$$C = M_{\text{и}} + 50 \left( J_{\text{о}} + J_{\text{к}} + \frac{[\text{CO}_2]}{22} + 0,5 \right) + 29 \frac{[\text{Mg}^{2+}]}{12} + D_{\text{и}} \left( \frac{100 - m}{100} \right), \quad (22.7)$$

где  $J_{\text{о}}$  – общая жесткость воды, мг-экв/л.

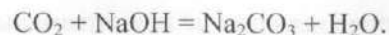
Более глубокое умягчение воды может быть достигнуто ее подогревом, добавлением избытка реагента-осадителя и созданием контакта умягчаемой воды с ранее образовавшимися осадками. При подогреве воды уменьшается растворимость  $\text{CaCO}_3$  и  $\text{Mg}(\text{OH})_2$  и более полно протекают реакции умягчения.

Контроль процесса умягчения воды следует осуществлять коррекцией pH умягченной воды. Когда это невозможно, его контролируют по значению гидратной щелочности, которую при декарбонизации поддерживают в пределах 0,1...0,2 мг-экв/л, а при известково-содовом умягчении – 0,3...0,5 мг-экв/л.

При содово-натриевом методе умягчения воды ее обрабатывают содой и гидроксидом натрия:



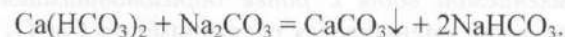




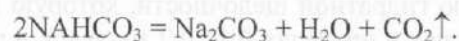
Ввиду того, что сода образуется при реакции гидроксида натрия с гидрокарбонатом, необходимая для добавки в воду доза ее значительно уменьшается. При высокой концентрации гидрокарбонатов в воде и низкой некарбонатной жесткости избыток соды может оставаться в умягченной воде. Поэтому этот метод применяют лишь с учетом соотношения между карбонатной и некарбонатной жесткостью.

*Содово-натриевый метод* обычно применяют для умягчения воды, карбонатная жесткость которой немного больше некарбонатной. Если карбонатная жесткость приблизительно равна некарбонатной, соду можно совсем не добавлять, поскольку необходимое ее количество для умягчения такой воды образуется в результате взаимодействия гидрокарбонатов с едким натром. Доза кальцинированной соды увеличивается по мере повышения некарбонатной жесткости воды.

Содорегенеративный метод, основанный на возобновлении соды в процессе умягчения, применяют при подготовке воды, для питания паровых котлов низкого давления:



Гидрокарбонат натрия, попадая в котел с умягченной водой, разлагается под влиянием высокой температуры:



Образующаяся при этом сода вместе с избыточной, введенной вначале в водоумягчитель, тут же в котле гидролизует с образованием гидроксида натрия и оксида углерода (IV), который с продувочной водой поступает в водоумягчитель, где используется для удаления из умягчаемой воды гидрокарбонатов кальция и магния. Недостаток этого метода состоит в том, что образование значительного количества  $\text{CO}_2$  в процессе умягчения вызывает коррозию металла и повышение сухого остатка в котловой воде.

В технологии реагентного умягчения воды используют аппаратуру для приготовления и дозирования реагентов, смесители, тонкослойные отстойники или осветлители, фильтры и установки для стабилизационной обработки воды. Схема напорной водоумягчительной установки представлена на рис. 22.1. В этой установке от-

сутствует камера хлопьеобразования, поскольку хлопья осадка карбоната кальция формируются в контактной массе. При необходимости воду перед реакторами освещают. Оптимальным сооружением для умягчения воды известковым или известково-содовым методом является *вихревой реактор* (*спирактор напорный или открытый*) (рис. 22.2). Реактор представляет собой железобетонный или стальной корпус, суженный книзу (угол конусности  $15...20^\circ$ ) и наполненный примерно до половины высоты контактной массой. Скорость движения воды в нижней узкой части вихревого реактора равна  $0,8...1$  м/с; скорость восходящего потока в верхней части на уровне водоотводящих устройств —  $4...6$  мм/с. В качестве контактной массы применяют песок или мраморную крошку с размером зерен  $0,2...0,3$  мм из расчета  $10$  кг на  $1$  м<sup>3</sup> объема реактора. При винтовом восходящем потоке воды контактная масса взвешивается, песчинки сталкиваются друг с другом и на их поверхности интенсивно кристаллизуется  $\text{CaCO}_3$ ; постепенно песчинки превращаются в шарики правильной формы. Гидравлическое сопротивление контактной массы составляет  $0,3$  м на  $1$  м высоты. Когда диаметр шариков увеличивается до  $1,5...2$  мм, крупную, наиболее тяжелую контактную массу выпускают из нижней части реактора и догружают свежую. Вихревые реакторы не задерживают осадка гидроксида магния, поэтому их следует применять совместно с установленными за ними фильтрами только в тех случаях, когда количество образующегося осадка гидроксида магния соответствует грязеемкости фильтров.

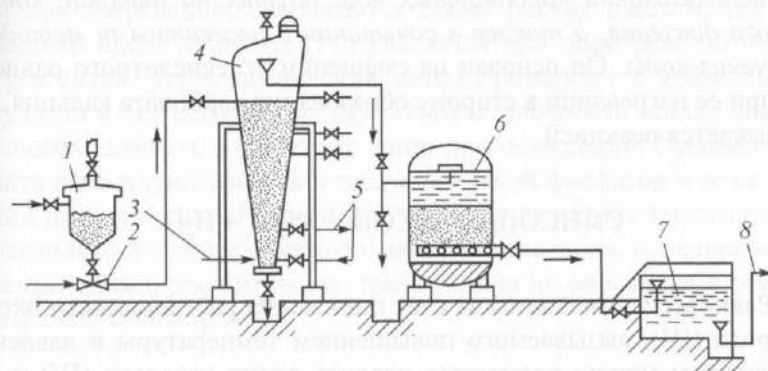


Рис. 22.1. Водоумягчительная установка с вихревым реактором: 1 — бункер с контактной массой; 2 — эжектор; 3, 8 — подача исходной и отвод умягченной воды; 4 — вихревой реактор; 5 — ввод реагентов; 6 — скорый осветлительный фильтр; 7 — резервуар умягченной воды

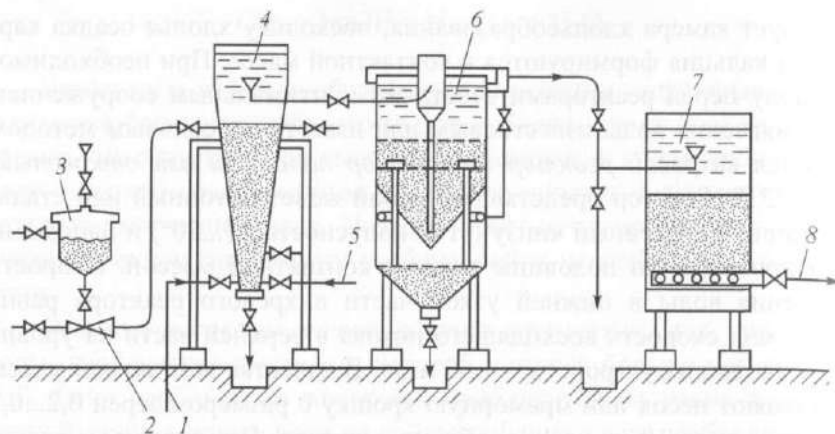


Рис. 22.2. Установка известково-содового умягчения воды:

1, 8 – подача исходной и отвод умягченной воды; 2 – эжектор; 3 – бункер с контактной массой; 5 – ввод реагентов; 6 – осветлитель со слоем взвешенного осадка; 7 – осветлительный скорый фильтр; 4 – вихревой реактор

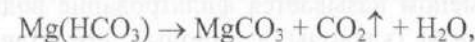
При расходах умягчаемой воды до 1000 м<sup>3</sup>/сут может быть применена водоочистная установка типа «Струя». Обрабатываемая вода с добавленными к ней реагентами поступает в тонкослойный отстойник, затем на фильтр.

Термический метод умягчения воды целесообразно применять при использовании карбонатных вод, идущих на питание котлов низкого давления, а также в сочетании с реагентными методами умягчения воды. Он основан на смещении углекислотного равновесия при ее нагревании в сторону образования карбоната кальция, что описывается реакцией

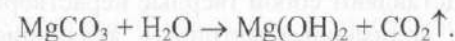


Равновесие смещается за счет понижения растворимости оксида углерода (IV), вызываемого повышением температуры и давления. Кипячением можно полностью удалить оксид углерода (IV) и тем самым значительно снизить карбонатную кальциевую жесткость. Однако полностью устранить указанную жесткость не удастся, поскольку карбонат кальция хотя и незначительно (13 мг/л при температуре 18 °C), но все же растворим в воде.

При наличии в воде гидрокарбоната магния процесс его осаждения происходит следующим образом: вначале образуется сравнительно хорошо растворимый (110 мг/л при температуре 18 °C) карбонат магния



который при продолжительном кипячении гидролизует, в результате чего выпадает осадок малорастворимого (8,4 мг/л) гидроксида магния



Следовательно, при кипячении воды жесткость, обуславливаемая гидрокарбонатами кальция и магния, снижается. При кипячении воды снижается также жесткость, определяемая сульфатом кальция, растворимость которого падает до 0,65 г/л.

Термохимическое умягчение применяют исключительно при подготовке воды для паровых котлов, так как в этом случае наиболее рационально используется теплота, затраченная на подогрев воды. Этим методом умягчение воды производят обычно при температуре воды выше 100 °C. Более интенсивному умягчению воды при ее подогреве способствует образование тяжелых и крупных хлопьев осадка, быстрее его осаждение вследствие снижения вязкости воды при нагревании, сокращается также расход извести, так как свободный оксид углерода (IV) удаляется при подогреве до введения реагентов. Термохимический метод применяют с добавлением коагулянта и без него, поскольку большая плотность осадка исключает необходимость в его утяжелении при осаждении. Помимо коагулянта используют известь и соду с добавкой фосфатов и реже гидроксид натрия и соду. Применение гидроксида натрия вместо извести несколько упрощает технологию приготовления и дозирования реагента, однако экономически такая замена не оправдана в связи с его высокой стоимостью.

## Глава 23. Ионообменные методы умягчения

### 23.1. Теоретические основы процесса ионного обмена

Ионным обменом называется фильтрование воды через гранулированные иониты (катионы и анионы), представляющие собой полимерные нерастворимые в воде кислоты и основания, способные вступать в реакции ионного обмена с растворенными в воде солями, сорбируя из воды катионы и анионы и отдавая в раствор эквивалентное количество ионов, которые находятся в матрице ионита.

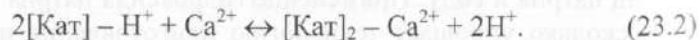
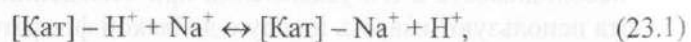
*Иониты* представляют собой твердые нерастворимые в воде материалы (обычно полимерные матрицы), являющиеся солями, кислотами или основаниями и имеющие в своем составе функциональные *ионогенные группы*, способные к диссоциации в растворах и обмену ионами с электролитами.

В функциональных группах имеются две разновидности ионов: одни ионы жестко закреплены на полимерной матрице (каркасе) ионита, другие – ионы противоположного заряда (противоионы), способные переходить в раствор в обмен на эквивалентное количество других ионов того же знака из раствора.

По свойствам *ионогенных групп* иониты делятся на *катиониты* и *аниониты*.

*Катиониты* – нерастворимые в воде материалы, представляющие собой соли или кислоты с нерастворимым твердым анионом (катионообменными группами), обменивающиеся в водных растворах катионами.

Реакции ионного обмена на катионитах описываются следующими уравнениями:



Символом [Кат] обозначена нерастворимая матрица катионита, играющая роль аниона кислоты. Условно считают анион катионита одновалентным.

По природе матрицы ионитов подразделяются на неорганические и органические. Органические иониты, в свою очередь, подразделяются на природные и синтетические. Неорганические иониты в основном являются катионитами. Они могут быть природными и синтетическими.

Ряд природных материалов обладает ионообменными свойствами.

Природные неорганические катиониты имеют относительно малую обменную способность и химическую стойкость в растворах кислот и щелочей. Наибольшую сорбционную способность имеют алюмосиликаты: глины и цеолиты (алюмосиликаты натрия, кальция, магния и др.).

Для повышения обменной способности природных материалов они часто подвергаются дополнительной обработке кислотой, паром, обжигу. Благодаря своей структуре цеолиты и глины обладают свойствами *селективности*, т.е. селективно, «выборочно» обменивают различные ионы. Полная обменная способность неорганических ионитов существенно ниже, чем у синтетических. Однако их доступность и низкая стоимость дает возможность применять их однократно на водоподготовительных станциях для очистки от радионуклидов и коррекции солевого состава.

Синтетические неорганические иониты производятся либо путем синтеза нового материала, либо модификацией природного материала путем прививки к нему функциональных групп. Например, прививкой ферроцианидных групп к различным носителям (цеолиты) получают иониты, селективные к радионуклидам Cs<sup>134,137</sup>.

Минеральные алюмосиликатные искусственные катиониты готовят путем смешения раствора сернокислого алюминия с растворами соды и жидкого стекла.

Выпадающий в осадок алюмосиликагель  $\text{Na}_2\text{O} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot n\text{SiO}_2 \cdot m\text{H}_2\text{O}$  обезвоживают на фильтре-прессе с последующим просушиванием сжатого геля током горячего воздуха. Высушенный гель дробят с отсеиванием годных для загрузки фильтров фракции 0,5–1,5 мм.

Органические иониты – практически все синтетические. Они имеют высокую химическую стойкость, практически нерастворимы в воде. По обменной емкости, скорости ионного обмена, химической стойкости и широте применения органические синтетические иониты значительно превосходят неорганические.

### 23.2. Характеристики ионитов

В настоящее время для технологий водоподготовки в нашей стране и за рубежом выпускаются и используются десятки марок ионитов.

Органические иониты различаются:

- по природе ионогенных групп (аниониты и катиониты);
- по силе ионизации ионогенных групп (сильно диссоциирующие и слабодиссоциирующие);



– по материалу матрицы иониты разделяют на полимеризационные (полистирольные, полиакриловые, поливинилпиридиновые) и поликонденсационные (фенол-формальдегидные, полиэтиленполиаминные);

– по типу матрицы иониты разделяются на гелевые, макропористые, волоконные.

Наиболее дешевым органическим синтетическим катионитом является сульфированныйгель или *сульфоуголь* – продукт обработки дробленых частиц угля концентрированной серной кислотой. Сульфоуголь представляет собой полифункциональный катионит, в его составе содержатся способные к обмену катионов сульфогруппы  $-\text{SO}_3\text{H}^+$ , карбоксильные группы  $-\text{COOH}^+$  и фенольные гидроксильные группы  $-\text{OH}^+$ . Поскольку большая часть обменной способности сульфоугля обуславливается обменом на сильнодиссоциированных сульфогруппах, сульфоуголь относится к сильнокислотным катионитам. По сравнению с современными синтетическими катионитами сульфоуголь обладает низкой обменной емкостью и требует больших расходов регенерационных растворов и отмывочной воды.

Катиониты на основе искусственных смол могут изготавливаться путем полимеризации или поликонденсации мономерных соединений, содержащих активные ионогенные группы, или введением активных, способных к ионному обмену групп в готовые полимеры.

Продуктом конденсации фенолсульфокислот с формальдегидом является выпускаемый нашей промышленностью катионит КУ-1. Продуктами сульфирования готовых сополимеров стирола с дивинилбензолом являются отечественный катионит КУ-2 и катионит Amberlite IR-120 (компания Rohm and Haas, США).

Таблица 23.1

#### Технологические характеристики катионитов

Катионит, марка	Тип ионогенных групп	Степень диссоциации	Рабочий диапазон pH	Размер зерен в мм	Полная обменная способность
1	2	3	4	5	6
Сульфоуголь	$-\text{SO}_3\text{H}^+$	Сильнокислотный	1–14	0,4–1,8	570
КУ-1	$-\text{SO}_3\text{H}^+$			0,3–2	650
КУ-2-8	$-\text{SO}_3\text{H}^+$			0,3–1,2	1700

Окончание табл. 23.1

1	2	3	4	5	6
КБ-2 КБ-4-10П	$-\text{COO}^-$	Слабокислотный	6–14	0,3–1	2800
Amberlite IR-120H	$-\text{SO}_3\text{H}^+$	Сильнокислотный	1–14	0,3–1	2000
Amberlite IRC-60	$-\text{COO}^-$	Слабокислотный	6–14	0,3–1	2800
Dowex MAC-3	$-\text{COO}^-$	Слабокислотный	6–14	0,35–1,18	1800
Amberlite Amberjet 1200	$-\text{SO}_3\text{H}^+$	Сильнокислотный	1–14	моно-сферн. 0,5±0,05	2000
Dowex UP-CORE monoc-60	$-\text{SO}_3\text{H}^+$	Сильнокислотный	1–14	моно-сферн. 0,6±0,05	1800–2000
Dowex marathon C,C-10	$-\text{SO}_3\text{H}^+$	Сильнокислотный	1–14	моно-сферн. 0,6±0,05	2000
Purolite Purolite SC,C 650	$-\text{SO}_3\text{H}^+$	Сильнокислотный	1–14	моно-сферн. 0,35±0,05	1800

Важнейшей характеристикой ионита является его полная обменная способность, которая соответствует количеству способных к обмену активных функциональных групп ионита в единице его веса или объема.

Полную обменную способность ионита выражают в 2-экв поглощаемого ионитом иона на 1 т воздушно-сухого ионита, либо в 2-экв поглощенного иона на 1 м<sup>3</sup> разбухшего в воде ионита. Она является постоянной величиной, которую указывают в паспорте ионита, и не зависит от концентрации или природы обмениваемого иона. Для определения полной обменной способности производят фильтрование раствора поглощаемого иона до тех пор, пока его концентрация в фильтрате не станет равной его концентрации в исходном растворе.

Количество активных групп катионита или анионита, участвующих в ионном обмене, зависит от условий проведения реакций – температуры и величины pH, поэтому определение полной обменной способности ионита для получения сопоставимых данных проводят в определенных стандартных условиях.

Полная обменная способность характеризует потенциальную способность данного ионита к ионному обмену.

Однако в практических условиях работы установок ионного обмена при многократном проведении регенераций обменная емкость используется не полностью, а лишь частично. Поэтому количество ионов, которое может быть поглощено ионитом до полного его насыщения в процессе эксплуатации (с учетом неполноты его использования), называют *динамической обменной емкостью (ДОЕ)*. При работе установок водоподготовки фильтроцикл проводят до тех пор, пока концентрация удаляемого иона в фильтрате не достигнет определенной допускаемой величины (называемой проскоком), как правило, значительно меньшей его концентрации в исходной воде. Таким образом, процесс ионного обмена прекращают задолго до полного насыщения ионита. В каждом цикле очистки используется лишь часть полной обменной способности ионита – его *рабочая обменная способность*, или полная динамическая обменная способность.

К числу показателей, характеризующих свойства ионитов, относятся также селективность, гранулометрический состав, коэффициент неоднородности, гидравлические характеристики, механическая прочность, химическая и осмотическая стабильность.

*Селективностью* называют способность избирательно сорбировать ионы из растворов сложного состава. Селективность определяет сродство различных ионов к иониту и зависит от типа ионогенных групп и степени их диссоциации.

Синтетические иониты полимеризационного типа производятся в виде шарообразных частиц с размерами 0,3–2,0 мм. Средний размер полимеризационных ионитов составляет 0,5–0,7 мм. *Коэффициент неоднородности* (соотношение количеств крупных и мелких зерен) для полимеризационных ионитов составляет не более 1,9. Благодаря этому обеспечиваются хорошие *гидравлические характеристики* ионитов – сопротивление слоя и расширение при взрыхлении. За рубежом по специальным технологиям выпускают иониты моносферного типа Amberjet, Puroline UPCORE (табл. 23.1, 23.2), имеющие частицы с очень малым разбросом размеров. Такие иониты имеют более высокую обменную емкость, осмотическую и механическую стабильность. Слои моносферных ионитов имеют меньшее гидравлическое сопротивление, смешанные слои таких ионитов значительно лучше разделяются. Такие иониты используются в новых технологиях противоточной регенерации.

*Механическая прочность* показывает способность ионита противостоять механическим воздействиям. Иониты проверяются на

истираемость в специальных мельницах или по весу груза, разрушающего определенное количество частиц.

*Осмотическая стабильность* определяется разрушением частиц ионитов при изменении характеристик среды, в которой они находятся. В зависимости от ионной формы ионита, значения pH и солевого содержания среды объем зерна ионита меняется. Вследствие осмотического эффекта объем зерна в концентрированных растворах меньше, чем в разбавленных. Наибольшее изменение объема происходит у слабокислотных катионитов.

При изменении солевого содержания или pH раствора, окружающего зерно ионита, внешний слой зерна сжимается или расширяется быстрее, чем ядро. Вследствие возникновения напряжений происходит раскалывание зерна («осмотический ток»). Каждый ионит способен выдерживать определенное число циклов изменений характеристик среды. Осмотическая стабильность определяется как количество целых зерен, отнесенное к общему первоначальному их числу после многократной (150 раз) обработки навески ионита попеременно в растворе кислоты и щелочи с промежуточной отмывкой обессоленной водой. Наиболее осмотически стабильны сильнокислотные катиониты макропористой структуры, а наименее – слабокислотные катиониты.

Химическая стабильность ионитов определяется стойкостью к растворам кислот, щелочей и окислителей. Среди анионитов преобладают слабоосновные иониты, устойчивые к действию кислот, щелочей и окислителей.

В зависимости от силы ионогенных групп (степени их диссоциации) искусственные катиониты разделяют на сильно-, средне- и слабокислотные, которые могут работать в разных условиях. Основные характеристики катионитов показаны в табл. 23.2.

В практике умягчения и обессоливания воды применяются сильнокислотные катиониты, содержащие активные сульфогруппы –  $\text{SO}_3\text{H}$  (катиониты КУ-2-8, сульфоголь, Амберлайт IR-120, Дауэкс и др.). Реже применяются слабокислотные катиониты, содержащие активные карбоксильные группы  $\text{COOH}$  (катиониты КБ-4, КБ-4-10П, Амберлайт IRC-50, Дауэкс (см. табл. 23.1)).

*Сильнокислотные сульфокатиониты* сорбируют все катиониты металлов из раствора, поэтому их называют универсальными – марка КУ. Сильнокислотные катиониты мало изменяют обменную способность с понижением значения pH среды ниже 7; их обменная способность остается достаточно высокой при величине  $\text{pH} \geq 1,5$ . Поэтому сильнокислотные катиониты наиболее эффективны при pH растворов от 2 до 14.

Таблица 23.2

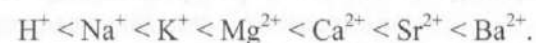
## Основные схемы умягчения и глубокого умягчения воды и технологии регенерации

№ п/п	Название процесса, схема	Качество очищенной воды	Рабочая обменная емкость, мг-экв/л	Тип катионита, тип регенерации
1	Одноступенчатое Na-катионирование	$\text{Ж} \geq 0,05$ $\text{Щ}$ – не изм.	500–700	Сильнокислотный, прямоточная
2	Двухступенчатое Na-катионирование	$\text{Ж} \geq 0,01$ $\text{Щ}$ – не изм.	500–700	Сильнокислотный, прямоточная
3	Одноступенчатое Na-катионирование с противоточной регенерацией	$\text{Ж} \geq 0,01$ $\text{Щ}$ – не изм.		Сильнокислотный, противоточная
4	Одноступенчатое H-катионирование с нейтрализацией	$\text{Ж} \geq 0,01$ $\text{Щ} \leq 0,1$	500	Сильнокислотный, прямоточная
5	H-катионирование с «голодной» регенерацией	$\text{Ж} \geq 0,01$ $\text{Щ} \leq 0,1$	500	Сильнокислотный, прямоточная
6	Одноступенчатое H-катионирование на слабокислотном катионите с «голодной» регенерацией	$\text{Ж} \geq 0,01$ $\text{Щ} \leq 0,1$	2000	Сильнокислотный, противоточная
7	Параллельное H- Na-катионирование	$\text{Ж} \geq 0,05$ $\text{Щ} \geq 0,35$	500–700	Сильнокислотный, прямоточная
8	Последовательное H- Na-катионирование	$\text{Ж} \geq 0,05$ $\text{Щ} \geq 0,7–1,0$	500–700	Сильнокислотный, противоточная
9	Последовательное Na-Cl-ионирование	$\text{Ж} \geq 0,01$ $\text{Щ} \geq 0,3–0,5$		Сильнокислотный, сильноосновный анионит

При фильтровании воды через слой зернистого катионита его активные группы вступают в реакцию с катионитами растворенных в воде солей. Селективность, т.е. сродство различных ионов с активными группами, определяется свойствами активных групп. Чем

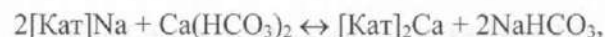
больше сродство, тем лучше сорбируются ионы, причем более сильно сорбируемые вытесняют слабо сорбируемые.

Распределение катионитов по энергии сродства (вхождения в катионит) или сорбируемости называют рядом селективности. Ряд селективности для стандартного катионита типа КУ-2-8 выглядит следующим образом:



Каждый последующий член ряда сорбируется сильнее и может вытеснять предыдущий. Для вытеснения из катионита сорбированных катионов (т.е. для их регенерации) в соответствии с рядом селективности используются катионы левой части. Для регенерации используются концентрированные растворы кислот или солей натрия и калия, взятые с большим избытком по сравнению со стехиометрическим количеством.

Катиониты используются в Na-форме или H-форме, в которую они переводятся путем регенерации с помощью растворов поваренной соли или кислоты. При фильтровании воды через слой катионита в Na-форме будут происходить следующие реакции обмена катионов:



Символом [Kat] обозначена нерастворимая матрица полимера-катионита, условно считаемая одноосновным нерастворимым в воде кислотным остатком.

По мере фильтрования воды через слой катионита в фильтре все большая часть его активных групп будет замещаться кальцием и магнием из воды. Когда все активные группы будут замещены ионами кальция и магния, обменная способность катионита будет полностью исчерпана. В процессе Na-катионирования содержание ионов кальция и магния может быть снижено до величины 0,05–0,1 мг-экв/л, общая щелочность при этом не изменится, сухой остаток несколько возрастает.

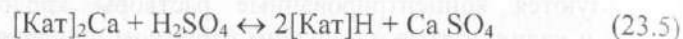


Как и всякая химическая реакция, реакция ионного обмена подчиняется закону действия масс. Поэтому регенерация (т.е. обратная реакция замещения ионов  $\text{Ca}^{2+}$  и  $\text{Mg}^{2+}$  на ионы  $\text{H}^+$  или  $\text{Na}^+$ ) может быть достигнута увеличением концентрации продуктов реакции, например концентрация раствора поваренной соли:



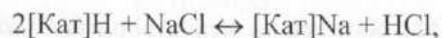
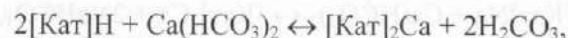
Регенерация проводится до тех пор, пока большая часть активных групп катионита не будет замещена натрием.

При регенерации катионита раствором кислоты активные (способные к обмену) катионы активных групп катионита замещаются Н-ионом кислоты:



и катионит переводится в Н-форму.

Если фильтровать воду через катионит в Н-форме, то все катионы растворенных в воде солей будут поглощаться катионитом, а в воду будет переходить эквивалентное количество Н-ионов. Растворенные в воде соли будут превращаться в соответствующие кислоты по реакциям:

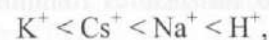


Кислотность воды, прошедшей через Н-катионитовый фильтр, который загружен сильнокислотным катионитом, будет равна сумме концентраций солей сильных кислот.

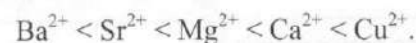
Регенерация Н-катионитовых фильтров кислотой в количестве, недостаточном для полного удаления из катионита катионов жесткости, называется «голодной» регенерацией. При пропускании воды через фильтр, в котором была проведена «голодная» регенерация, из

воды удаляются только соли карбонатной (т.е. связанной с бикарбонатами) жесткости, щелочность воды снижается до величины 0,4–0,5 мг-экв/л. (см. подробнее гл. 23.4).

Слабокислотные карбоксильные катиониты обладают высокой селективностью к ионам водорода и многовалентным ионам. Ряд селективности слабокислотных катионитов зависит от величины рН. Для карбоксильного пористого катионита типа КБ-4-10П и одновалентных ионов ряд селективности имеет вид:



а для двухвалентных ионов:



Ион водорода легко вытесняет все другие катионы из катионита, поэтому слабокислотные катиониты могут работать только в щелочной среде при рН раствора от 7 до 14. При снижении величины рН ниже значения 6 диссоциация активных групп подавляется и обменная способность катионита резко снижается. Например, обменная способность карбоксильного катионита КБ-4 снижается с величины 4,3 мг-экв/г при рН = 7 до 1,08 мг-экв/г при рН = 5 и 0,15 мг-экв/г при рН = 3.

### 23.3. Основные закономерности процесса ионного обмена

Для того чтобы ионы солей, находящиеся в очищаемой воде, могли вступить в реакцию с обменными ионами, находящимися в ионите, должны произойти и завершиться следующие процессы:

- а) диффузия солей через пленку воды на поверхности зерен ионита;
- б) диффузия солей внутрь зерна ионита;
- в) обмен продиффундировавших ионов на обменные ионы в ионите;
- г) диффузия продуктов обмена из зерен ионита к его поверхности и затем через пленку воды в поток очищаемой воды.

Скорости этих процессов и время, необходимое для их завершения, зависят от концентрации ионов в воде, коэффициентов диффузии этих ионов в пленке воды на поверхности зерен ионита и в самих зернах, скорости диффузии продуктов обмена из зерна ионита. Чем больше концентрация удаляемого (сорбируемого ионитом) ио-

на, тем больше потребуется времени для завершения процесса удаления ионов из движущейся через слой ионита воды, тем большую толщину слоя ионита успеет пройти в фильтре очищаемая вода. На рис. 23.1 показано изменение жесткости умягченной воды при прохождении ее через Na-катионитовый фильтр в зависимости от скорости и расстояния от верхнего уровня слоя катионита. Толщина слоя катионита, при прохождении через которую жесткость воды (или содержание любого извлекаемого иона) снижается от исходного значения до заданного, называется толщиной защитного слоя ионита.

Расстояние от поверхности  
слоя катионита, в м

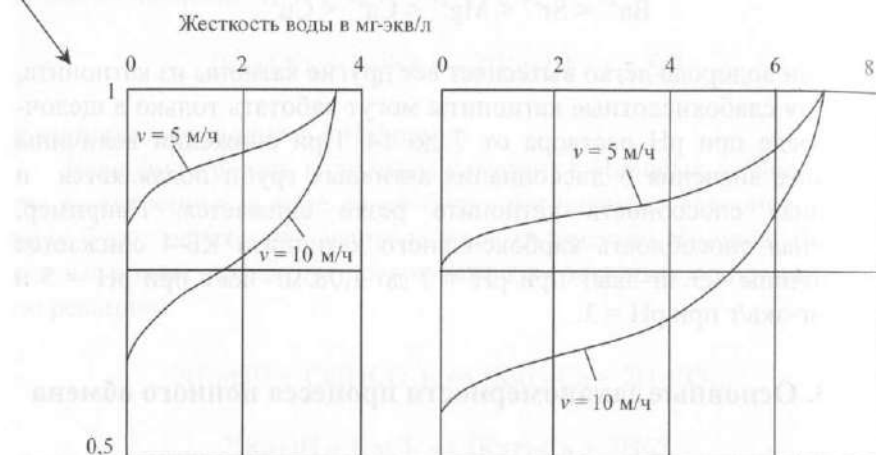


Рис. 23.1. Изменение жесткости умягченной воды при фильтровании ее через Na-катионитовый фильтр

По мере работы фильтра верхние слои в нем будут насыщаться ионами растворенных в воде солей до наступления равновесного состояния, а защитный слой будет перемещаться вниз, в более глубокие слои ионита. Когда низ защитного слоя переместится до нижней границы слоя ионита, начнется прокок удаляемого иона в фильтрат (для рассматриваемого случая – увеличение жесткости фильтрата).

На рис. 23.2, а показан график зависимости степени использования равновесной обменной емкости катионита в Na-катионитовом фильтре в момент прокока солей жесткости в фильтрат, т.е. в момент, когда начинается постепенное возрастание жесткости фильтрата. Как видно из графика, верхние слои катионита в фильтре в мо-

мент прокока солей жесткости в фильтрат насыщены катионами растворенных в воде солей почти до равновесного состояния. Равновесная обменная способность катионита использована почти полностью. В нижнем защитном слое катионита его равновесная способность использована лишь частично, всего на 50–60% (рис. 23.2, б). Процесс очистки воды прекращают при определенном значении прокока жесткости задолго до полного насыщения ионита. Количество поглощенных при этом ионов, соответствующее площади прямоугольника А, отнесенное к объему ионита, составляет динамическую обменную емкость (ДОЕ).

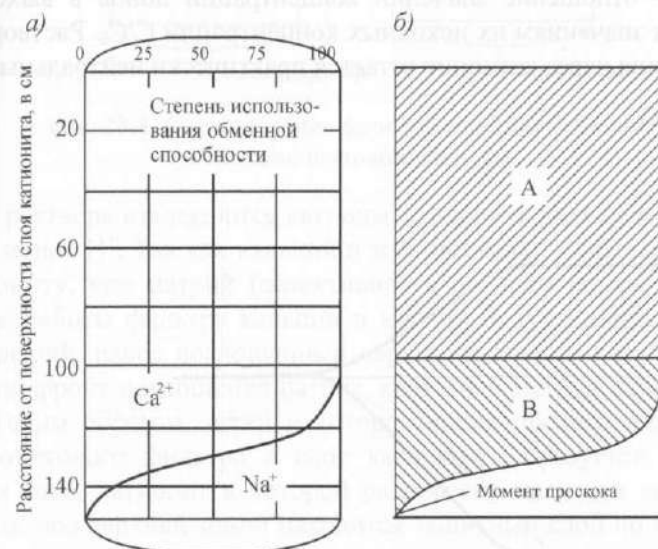


Рис. 23.2. Степень использования обменной способности катионита в фильтре в момент прокока катионов жесткости в фильтрат (а) и определение рабочей обменной емкости (б):  
А – зона полного использования равновесной обменной способности;  
В – защитный слой

Количество поглощенных ионов, соответствующее полному насыщению и началу прокока, соответствующее сумме ДОЕ и площади фигуры В (количеству поглощенных ионов в защитном слое), называют полной динамической емкостью (ПДОЕ).

Так как толщина защитного слоя возрастает с увеличением скорости фильтрования и жесткости умягченной воды, то степень использования емкости поглощения ионита уменьшается с уменьше-

нием общей толщины слоя катионита и увеличением жесткости умягченной воды, а также величины скорости ее фильтрования. При заданной высоте слоя ионита принимаемая скорость фильтрования должна быть тем меньше, чем выше содержание удаляемых ионов в исходной воде.

Изменение концентраций ионов  $\text{Na}^+$  и  $\text{Ca}^{2+}$  в процессе работы Na-катионитового фильтра (выходные кривые сорбции катионов на катионите в Na-форме) показаны на рис. 23.3. По оси абсцисс откладывается число колоночных объемов  $V_k$ , которое представляет собой отношение объема пропущенного раствора к объему ионита, а по оси ординат – отношение значений концентраций ионов в выходящем растворе к значениям их исходных концентраций  $C/C_0$ . Раствор после прохождения через катионит остается практически нейтральным.

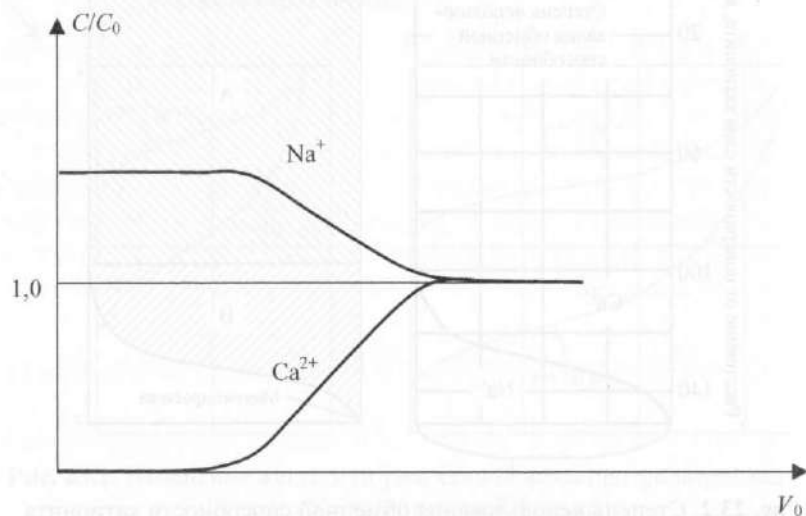


Рис. 23.3. Выходные кривые сорбции катионов  $\text{Ca}^{2+}$  и  $\text{Na}^+$  на катионите в Na-форме:

$C/C_0$  – отношение текущей концентрации иона к исходной;  $V_0$  – объем профильтрованной воды

Функциональные группы катионита определяют степень его диссоциации (кислотность) и сродство к нему различных ионов – селективность (энергию вхождения ионов в катионит). Формирование в слое Na-катионита фронтов сорбции катионов показано на рис. 23.4.

При фильтровании через катионит в H-форме воды, содержащей ионы  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$  и  $\text{Na}^+$ ,  $\text{H}^+$ -ионы в верхних слоях катионита замещаются этими катионами.

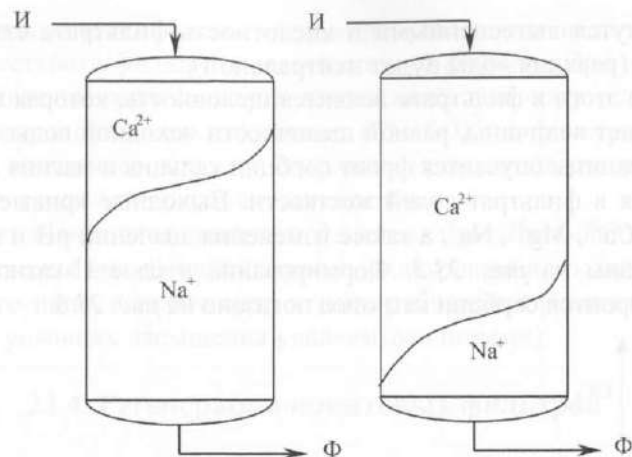


Рис. 23.4. Формирование фронтов сорбции катионов в Na-катионитовом фильтре

Из раствора извлекаются катионы, стоящие в ряду селективности правее ионов  $\text{H}^+$ . Так как кальций и магний имеют большее сродство к катиониту, чем натрий (селективность по этим ионам выше), то по мере работы фильтра кальций и магний будут замещать (вытеснять) натрий, ранее поглощенный верхними слоями катионита. Постепенно фронт поглощения натрия, кальция и магния перемещается вниз. Таким образом, через некоторое время после начала работы H-катионитового фильтра в слое катионита образуется пять зон: верхняя зона, катионит в которой равновесно насыщен кальцием и магнием; под верхней зоной находится защитный слой по кальцию и магнию, в котором происходит вытеснение кальцием и магнием натрия; ниже располагается слой, равновесно насыщенный натрием; ниже находится зона замещения H-иона ионом натрия (защитный слой по натрию), а еще ниже – зона H-катионита, еще не участвовавшего в процессе ионного обмена. Верхний слой равновесно насыщенного кальцием и магнием катионита будет все время увеличиваться, нижняя граница (фронт сорбции) будет перемещаться вниз, одновременно вниз перемещаются и другие фронты сорбции.

Через некоторое время защитный по натрию слой катионита сместится до нижней границы катионита в фильтре и начнется проскок натрия в фильтрат, при этом кислотность фильтрата H-катионитового фильтра начнет снижаться (значение pH расти). Когда нижняя граница зоны равновесного насыщения натрием достигнет границы нижнего слоя катионита в фильтре, все H-ионы из



него окажутся вытесненными и кислотность фильтрата станет равной нулю (реакция воды будет нейтральной).

После этого в фильтрате появится щелочность, которая постепенно достигнет величины, равной щелочности исходной воды. Затем до нижней границы опустится фронт сорбции кальция и магния и начнется просок в фильтрат солей жесткости. Выходные кривые сорбции катионов  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Na}^{+}$ , а также изменения значений pH и щелочности показаны на рис. 23.5. Формирование в слое Н-катионитового фильтра фронтов сорбции катионов показано на рис. 23.6.

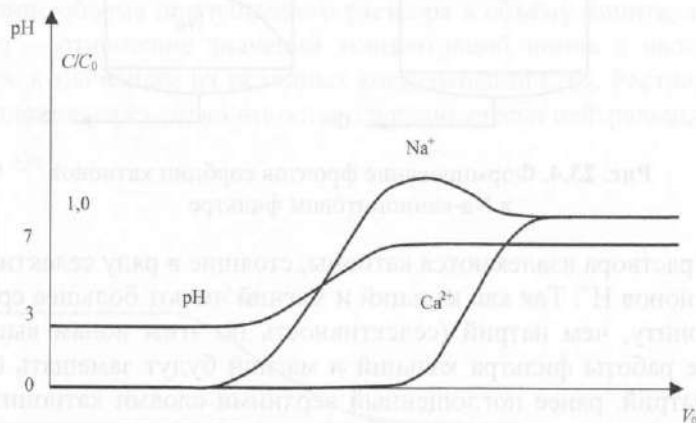


Рис. 23.5. Выходные кривые сорбции катионов на катионите в  $\text{H}^{+}$ -форме

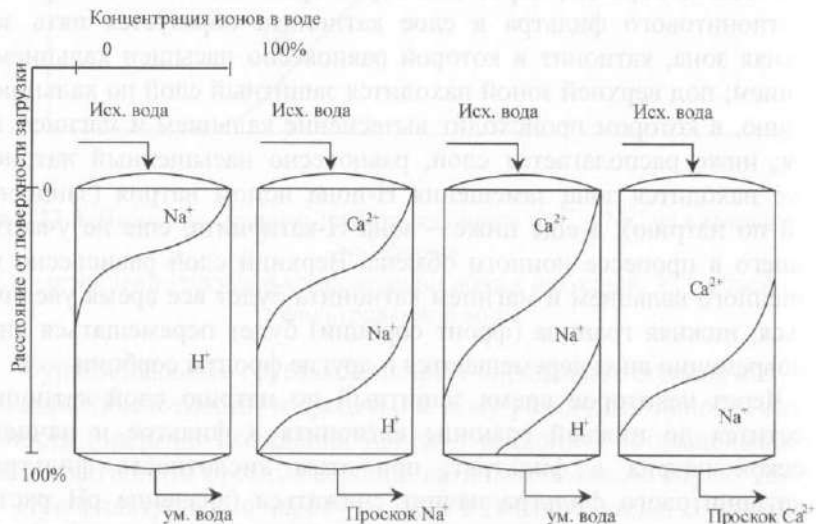


Рис. 23.6. Формирование в катионите в  $\text{H}^{+}$ -форме фронтов сорбции катионов

Глубина умягчения воды катионированием — это величина остаточной жесткости фильтрата катионитового фильтра. При обработке воды на анионитовых фильтрах важно знать величину остаточного содержания анионов сильных кислот ( $\text{Cl}^{-}$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$ ) в фильтрате слабоосновных анионитов или концентрацию кремнекислоты на выходе из фильтров с сильноосновным анионитом.

При толщине слоя ионита в фильтре, превышающей толщину защитного слоя при данной скорости фильтрования и концентрации удаляемого иона, верхние слои ионита работают в равновесных условиях (в условиях насыщения удаляемыми ионами).

## 23.4. Регенерация ионитовых фильтров

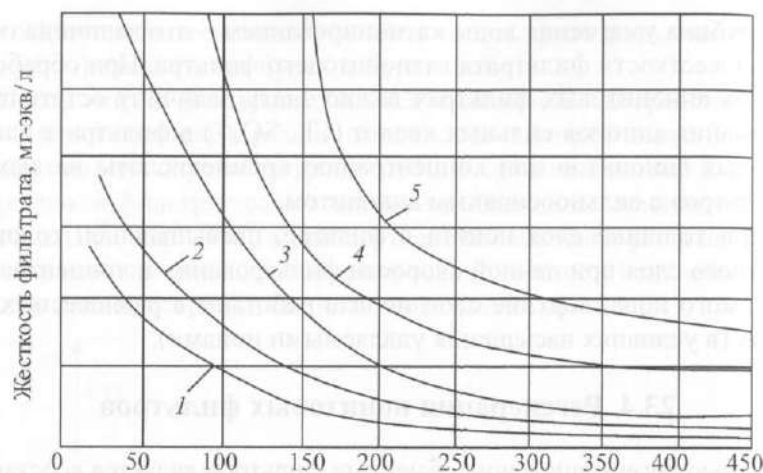
Целью регенерации ионообменных фильтров является восстановление их обменной способности путем вытеснения поглощенных ионом ионов и замене их на ионы  $\text{Na}^{+}$ ,  $\text{H}^{+}$  (при катионировании) и  $\text{OH}^{-}$  (при анионировании) для восстановления обменной способности.

Для регенерации фильтров регенерационный раствор пропускают через слой загрузки ионита в фильтре.

Регенерация может проводиться при движении регенерирующего раствора через слой ионита в том же направлении, что и очищаемый раствор, и в этом случае носит название *прямоточной регенерации*. Регенерация, проводимая при движении регенерирующего раствора в направлении, противоположном движению очищаемой воды, называется *противоточной регенерацией*.

Прямоточная (или, как ее еще называют, параллельноточная) регенерация распространена наиболее широко благодаря простоте процесса. Противоточная регенерация, как будет показано ниже, обладает рядом преимуществ, однако требует более сложного аппаратного оформления.

Эффективность регенерации слабо- и сильно диссоциированных ионитов существенно различается. Слабо диссоциированные иониты могут быть отрегенированы практически без избытка кислоты или щелочи. Сильно диссоциированные иониты требуют избытка регенерирующего реагента. Чем выше требуемая степень регенерации и рабочая обменная емкость ионита, тем больше должен быть избыток реагента (рис. 23.7). Процесс регенерации катионитов количеством кислоты, близким к стехиометрическому, т.е. без избытка, носит название «голодной» регенерации. Технология «голодной» регенерации широко применяется при умягчении воды. Распределение фронтов сорбции в слое катионита при регенерации показано на рис. 23.8.



Удельный расход NaCl в г/г-экв поглощенных катионов жесткости

Рис. 23.7. Зависимости жесткости фильтрата Na-катионитовых фильтров от соледержания исходной воды и соледержания воды:  
1 — 1 мг-экв/л; 2 — 2 мг-экв/л; 3 — 3 мг-экв/л; 4 — 4 мг-экв/л; 5 — 5 мг-экв/л

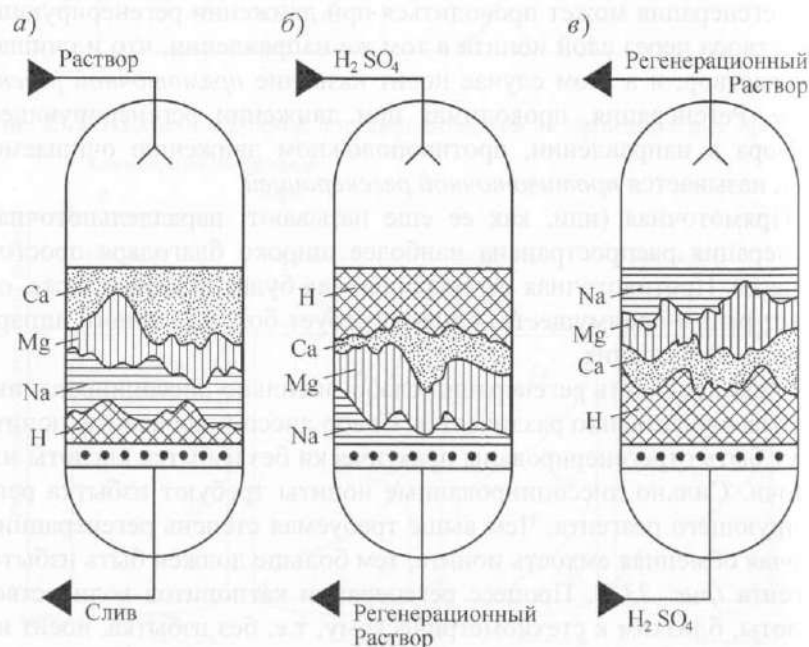


Рис. 23.8. Распределение ионов в слое катионита при сорбции (а), прямой (б) и противоточной (в) регенерации

При фильтровании регенерационного раствора через слой ионита в фильтрате возрастает концентрация вытесненных ионов и снижается концентрация регенерирующих ионов, что подавляет диссоциацию истощенного анионита и ослабляет процесс ионного обмена. Этот процесс носит название *противоионного эффекта*, тормозящего регенерацию.

Полнота регенерации ионита характеризуется коэффициентом эффективности регенерации  $\alpha_{\text{э}}$ , равным отношению количества замещенных регенерирующим агентом активных групп ионита к его полной обменной способности. Например, для случая Na-катионирования и регенерации катионита раствором поваренной соли коэффициент эффективности регенерации определяется как

$$\alpha_{\text{э}} = \frac{E_{\text{Na}}}{E_{\text{полн}}} \quad (23.6)$$

Реакция регенерации Na-катионитового фильтра идет в соответствии с реакцией (23.5) в обратном направлении:



Увеличение концентрации натрия в свежем регенерационном растворе обычно приводит к увеличению удельного расхода поваренной соли на регенерацию. Поэтому для повышения эффективности регенерации часто прибегают к увеличению концентрации поваренной соли в конце регенерации. В этом случае регенерацию производят 1,5–2%-ным раствором NaCl и в конце ее подают на фильтр 7–8%-ный раствор соли. При необходимости глубокого умягчения воды используют двухступенчатые схемы Na-катионирования (см. далее), поэтому фильтры I ступени регенерируют 2–3%-ным раствором поваренной соли, а фильтры II ступени — 10%-ным раствором.

Повышение температуры регенерационного раствора до 35–40 °C ускоряет диффузионные процессы в ионитах и позволяет повысить эффективность регенерации.

Иониты в фильтре перед проведением процесса регенерации должны взрыхляться для отмывки от задержанной ими взвеси и предотвращения от слеживания. Взрыхление ионита может производиться исходной водой, подаваемой на фильтр или отмывочными водами от предыдущей регенерации фильтра. Так как отмывочные воды содержат регенерирующее вещество, их применение для взрыхления сопровождается частичной регенерацией ионита, что

позволяет повысить степень использования регенерационных реагентов. Взрыхление ведется в течение 15 мин с интенсивностью, обеспечивающей взрыхление всего слоя катионита в фильтре.

Объем бака для сбора отмывочных вод должен быть не менее  $5 \text{ м}^3$  на  $1 \text{ м}^2$  площади катионитового фильтра, что позволяет собрать и использовать для взрыхления около 50% отмывочных вод. Для отмывки отрегенированных ионов используется чистая вода после фильтра (умягченная или обессоленная).

Выбор количества поваренной соли для регенерации Na-катионитовых фильтров при одноступенчатом Na-катионировании производят по графику, приведенному на рис. 23.7, задаваясь предварительно коэффициентом  $\alpha$ , в зависимости от требуемой остаточной жесткости фильтрата.

При двухступенчатом Na-катионировании фильтры I ступени регенерируют 2–3%-ным раствором поваренной соли с удельным расходом 125–150 г NaCl на 1 г-экв рабочей обменной способности катионита, а фильтры II ступени – 10%-ным раствором поваренной соли с удельным расходом 300–400 г NaCl. Большой расход соли применяют при умягчении вод с более высоким солесодержанием.

Регенерацию H-катионитовых фильтров производят растворами серной или соляной кислоты, удельный расход серной кислоты определяется в соответствии с рис. 23.9.

При применении для регенерации H-катионитовых фильтров серной кислоты концентрация  $\text{H}_2\text{SO}_4$  в регенерационном растворе не должна превышать 1,4%. При большей концентрации серной кислоты в объеме катионита возникает опасность выпадения кристаллов сульфата кальция (гипса) – загипсовывания загрузки. Это происходит вследствие того, что при вытеснении из катионита кальция концентрации ионов  $\text{Ca}^{2+}$  и  $\text{SO}_4^{2-}$  могут превысить значение произведения растворимости по  $\text{CaSO}_4$  в соответствии с реакцией



Во избежание выпадения гипса в слое катионита раствор серной кислоты пропускают быстро и без остановок, а фильтр после регенерации немедленно отмывают водой от продуктов регенерации. Процесс образования осадка сульфата кальция характеризуется наличием индукционного (инкубационного) периода – времени, необходимого для начала кристаллообразования (зародышеобразования) из пересыщенного раствора. Обычно продолжительность инкубаци-

онного периода для условий регенерации катионита составляет 10–15 мин, поэтому очень важно соблюдать требуемый режим подачи серной кислоты и отмывочной воды при проведении регенерации.

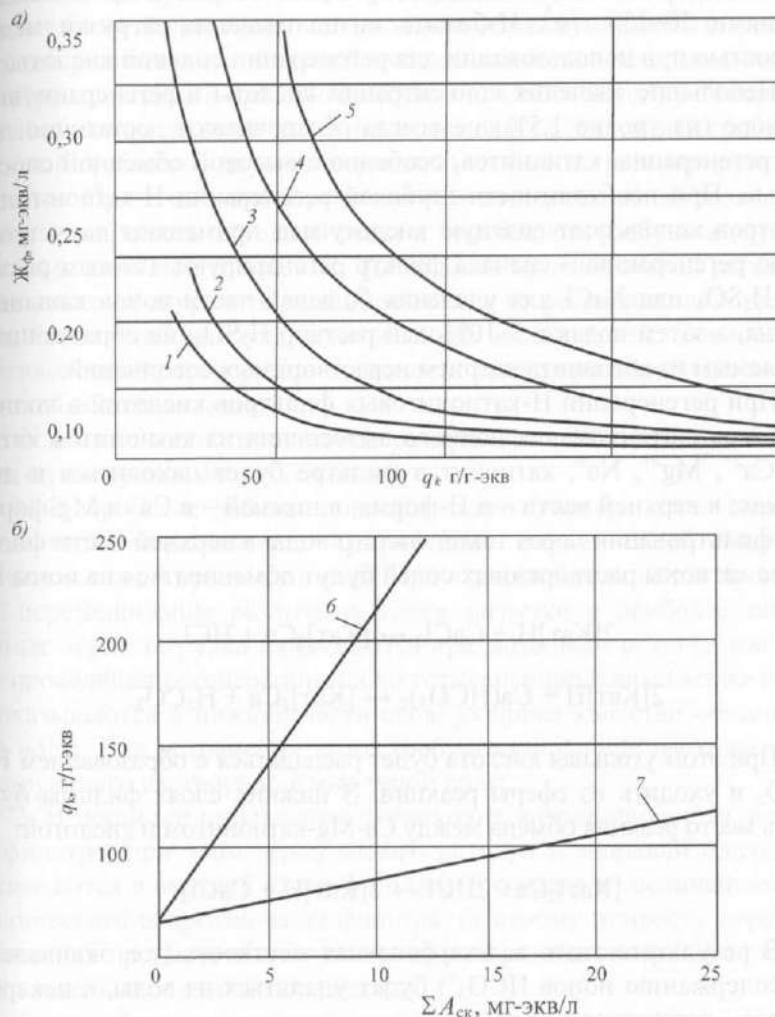


Рис. 23.9. Определение удельного расхода серной кислоты  $q_k$  на регенерацию водород-катионитовых фильтров в зависимости от требуемой жесткости фильтрата ( $\text{Ж}_\text{ф}$ ) и общего солесодержания исходной воды в мг-экв/л (а) и от суммарного солесодержания анионитов ( $\Sigma A_\text{ск} = \text{SO}_4^{2-} + \text{Cl}^-$ ) сульфатов и хлоридов (б):

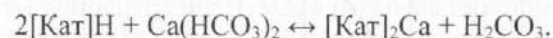
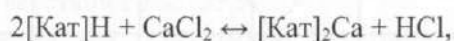
6, 7 – при прямоточной и противоточной регенерации;  
1 – 5 мг-экв/л; 2 – 7,0; 3 – 10; 4 – 15; 5 – 20



При использовании для регенерации растворов серной кислоты более 1,5% предотвращение выпадения гипса на зернах катионита достигается добавлением в регенерационные растворы ингибиторов кристаллообразования – гексаметафосфата натрия и др. с концентрациями 50–250 г/м<sup>3</sup>. Избежать загипсовывания загрузки можно полностью при использовании для регенерации соляной кислоты.

Небольшие значения концентрации кислоты в регенерационном растворе (на уровне 1,5%) не всегда обеспечивают достаточно полную регенерацию катионитов, особенно с высокой обменной способностью. При необходимости глубокой регенерации Н-катионитовых фильтров используют соляную кислоту или применяют двухступенчатую регенерацию – сначала фильтр регенерируют 1%-ным раствором H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> или NaCl для удаления большей части ионов кальция и магния, а затем подают 5–10%-ный раствор H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, не образующий с удаляемым из катионита натрием нерастворимых соединений.

При регенерации Н-катионитовых фильтров кислотой в количестве, недостаточном для полного вытеснения из катионитов катионов Ca<sup>2+</sup>, Mg<sup>2+</sup>, Na<sup>+</sup>, катионит в фильтре будет находиться в двух формах: в верхней части – в Н-форме, в нижней – в Ca<sup>+</sup> и Mg-форме. При фильтровании через такой фильтр воды в верхней части фильтра все катионы растворенных солей будут обмениваться на ионы H<sup>+</sup>:



При этом угольная кислота будет распадаться с образованием H<sub>2</sub>O и CO<sub>2</sub> и уходить из сферы реакции. В нижних слоях фильтра будет иметь место реакция обмена между Ca-Mg-катионитом и кислотой:



В результате этого вся карбонатная жесткость (т.е. эквивалентная содержанию ионов HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>) будет удаляться из воды, а некарбонатные – оставаться в воде.

Технология регенерации Н-катионитовых фильтров кислотой в количестве, недостаточном для полного удаления из катионита катионов жесткости, называется «голодной» регенерацией. Фильтр, работающий в режиме «голодной» регенерации, удаляет из воды только соли карбонатной жесткости, снижая щелочность воды до значения 0,4–0,5 мг-экв/л, но не снижая некарбонатной жесткости воды.

При подаче регенерирующего раствора в фильтр снизу вверх нижние слои оказываются более глубоко отрегенированными. Поэтому очищаемая вода, контактируя с ионитом в нижнем слое, очищается более глубоко. Применение противоточной регенерации позволяет более эффективно использовать обменную емкость, снизить расходы реагентов и добиться более чем высокой эффективности.

При проведении прямоточной (параллельноточной) регенерации для достаточно полного вытеснения ионов из слоя ионита требуется большой (обычно двух-трехкратный) избыток регенерирующего реагента. При этом расход реагента тем выше, чем выше солесодержание и жесткость исходной воды и чем больше требуется глубина удаления катионов и анионов. Технология противоточной регенерации позволяет сократить расход реагентов на регенерацию и обеспечить более глубокое удаление из воды ионов солей. Технологию противоточной регенерации применяют также при обработке воды с высокой минерализацией.

Основные недостатки процесса прямоточной регенерации связаны со следующими «явлениями»:

1. В процессе работы ионообменного фильтра слои загрузки оказываются неравномерно «загрязнены» ионами солей. Фильтры отключаются по проскоку ионов. При взрывлении ионитов происходит перемешивание различных слоев загрузки и наиболее загрязненные зерна загрузки оказываются «размазанными» по слоям. После проведения регенерации плохо отрегенированные зерна ионита оказываются в нижней части слоя, ухудшая качество обессоленной воды. Для устранения этого требуются большие расходы регенерирующего раствора и отмывочной воды.

2. В процессе взрывления происходит «стратификация» загрузки фильтра, при этом зерна малого размера и меньшей плотности оказываются в верхней части фильтра. Это ведет к увеличению гидравлического сопротивления фильтра, быстрому приросту перепада давлений в процессе эксплуатации при загрязнении верхнего слоя и, следовательно, к снижению расхода.

Таким образом, причиной неэффективного проведения регенерации является перемешивание слоев фильтра. Для проведения эффективной регенерации необходимо избежать перемешивания, т.е. «зажать» слой. Поэтому после пропуска регенерационного раствора «снизу вверх» нижние слои фильтра оказываются «идеально» чистыми. Очищаемая вода на выходе из фильтра контактирует с наиболее регенерированными зернами ионита, что обеспечивает глубокую сте-

пень обессоливания. Схема распределения ионов в слое катионита при проточной и противоточной регенерации показана на *рис. 23.6*.

Для осуществления процесса противоточной регенерации необходимо иметь соответственно подготовленную для «зажатия слоя» конструкцию фильтра и специальные «монодисперсные» иониты («моносферы») с зернами одинакового размера и плотности.

### 23.5. Схемы установок ионообменного умягчения воды

Технология применения катионитов (тип катионита, технология регенерации, типы применяемых реагентов) зависит от требований к качеству получаемой воды. Разные технологии позволяют снизить жесткость, щелочность до требуемого значения.

Na-катионирование позволяет удалить из воды ионы  $\text{Ca}^{2+}$  и  $\text{Mg}^{2+}$ , замещая их на ионы  $\text{Na}^+$ . Солеосодержание воды при этом практически не меняется, поскольку катионы  $\text{Ca}^{2+}$ , имеющие эквивалентный вес, равный 20, заменяются на катионы  $\text{Na}^+$  с эквивалентным весом, равным 23. Поскольку при Na-катионировании анионный состав воды не меняется, раствор остается практически нейтральным. Величина щелочности воды и pH могут увеличиваться на 0,1–0,2 в зависимости от содержания солей жесткости. С помощью Na-катионирования на одной ступени при проведении проточной регенерации не удастся получить значение жесткости ниже 0,05 мг-экв/л (обычно 0,1 мг-экв/л).

Технологическая схема применения Na-катионирования в одну ступень с использованием сильнокислотного катионита показана на *рис. 23.10, а (табл. 23.2, п. 1)*.

Такие схемы широко применяются в различных видах промышленности (например, пищевой), а также в энергетике для подпитки теплосетей или подготовки воды для водогрейных котлов. Для подготовки питательной воды паровых котлов требуется жесткость на уровне 0,01 мг-экв/л и ниже. Для получения такой воды используют двухступенчатое Na-катионирование, когда исходная вода последовательно проходит через 2 фильтра с катионитом. Поскольку на вторую ступень поступает значительно меньше солей жесткости, чем на первую (в 30–100 раз), скорость в ней может быть намного выше, чем в первой. Емкость катионита в фильтрах второй ступени составляет 500–700 мг-экв/л загрузки, и его регенерация проводится в 10–20 раз реже, чем катионита первой ступени. Однако для обеспечения глубокого умягчения и глубокой регенерации на 2-й ступени расход соли требуется существенно выше, чем на первой. При двухступенчатом

Na-катионировании фильтры первой ступени можно отключать на регенерацию не в начале проскока солей жесткости, а при их полном проскоке. Это позволяет более полно использовать обменную емкость катионита и экономить реагенты для регенерации. Схема двухступенчатого Na-катионирования с сильнокислотным катионитом и проточной регенерацией показана на *рис. 23.10, б (табл. 23.2, п. 2)*.

При использовании противоточной регенерации одноступенчатой системы Na-катионирования можно добиться такой же глубины умягчения, как и при двухступенчатой. Глубоко отрегенированные нижние слои играют роль второй ступени умягчения и, таким образом, позволяют более полно использовать обменную емкость фильтра. Применение противоточной регенерации по сравнению с проточной позволяет при том же расходе соли добиться более глубокого умягчения или обеспечить значительную (на 30–50%) экономию соли при тех же параметрах очищенной воды, значительно увеличив фильтроцикл.

Схема Na-катионирования с противоточной регенерацией показана на *рис. 23.10, д (табл. 23.2, п. 3)*.

В случаях, когда из воды необходимо удалить не только ионы жесткости, но также снизить щелочность и частично величину общего солеосодержания, используют процессы H-катионирования, а также последовательного или параллельного H-Na-катионирования с использованием сильнокислотных или слабокислотных анионитов. Эти технологии позволяют удалить из воды щелочность, однако недостатком этих технологий является использование кислоты и потребность в специальном кислотостойком оборудовании, а также оборудовании для удаления образующейся углекислоты.

Технология H-катионирования позволяет полностью удалить жесткость и щелочность, а также частично снизить солеосодержание. При прохождении через H-катионит все катионы заменяются ионами водорода, значение pH раствора становится равным 2,5–4,0 в зависимости от исходного солеосодержания.

Все бикарбонат-ионы полностью переходят в углекислый газ, который может быть удален в декарбонизаторе. Вода после декарбонизатора содержит только анионы сильных солей и имеет щелочную реакцию. Для ее нейтрализации в воду дозируют раствор щелочи. В результате очищенная вода содержит минимальное значение щелочности ( $\text{Щ} \leq 0,1$ ), содержание катионов соответствует сумме анионов сильных кислот, а величина общего солеосодержания становится меньше на величину исходной щелочности.

Схема H-катионирования показана на *рис. 23.10, в (табл. 23.2, п. 4)*.

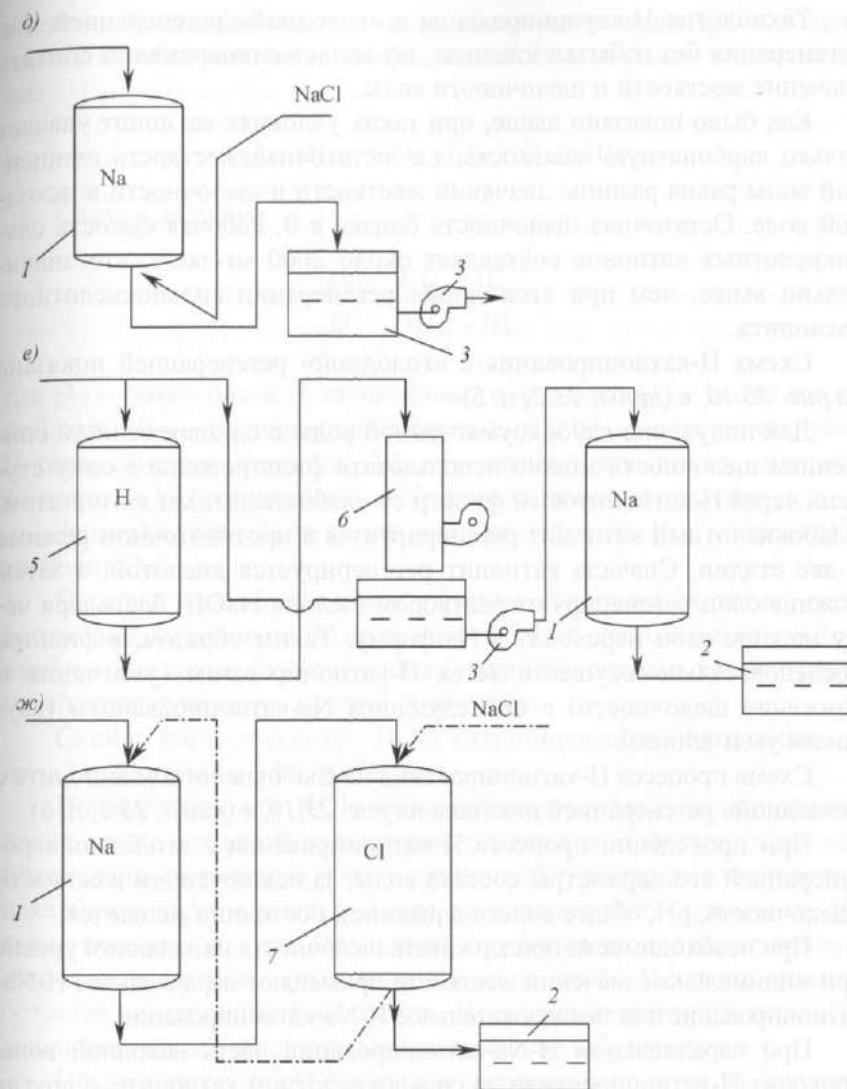
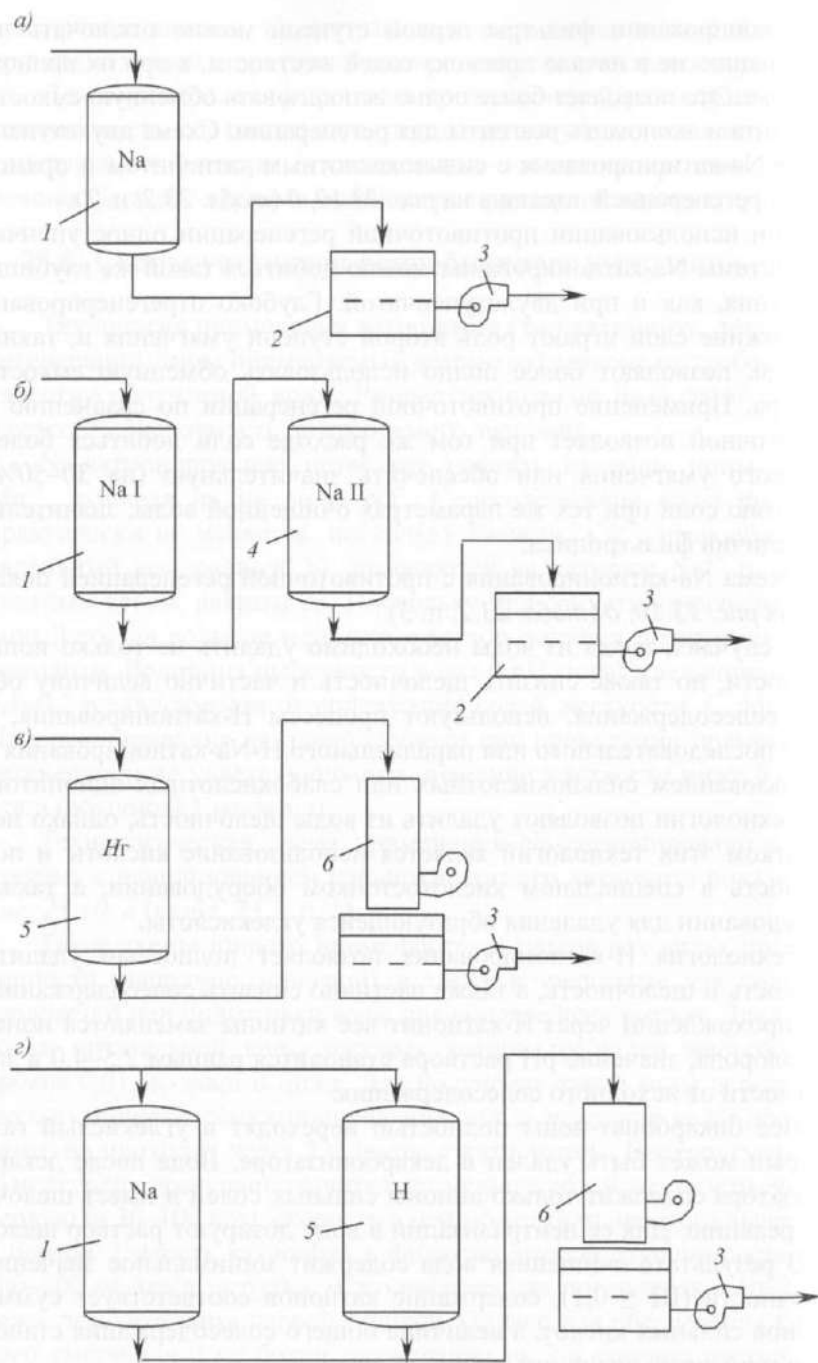


Рис. 23.10. Технологические схемы умягчения воды:

*a* – одноступенчатое натрий-катионирование; *б* – двухступенчатое натрий-катионирование; *в* – H-катионирование с «голодной» регенерацией; *г* – параллельное H-Na-катионирование; *д* – Na-катионирование с противоточной регенерацией; *е* – последовательное H-Na-катионирование; *ж* – последовательное Na-Cl-ионирование;

1 – Na-катионитовый фильтр; 2 – бак умягченной воды; 3 – насос; 4 – Na-катионитовый фильтр II ступени; 5 – H-катионитовый фильтр; 6 – дегазатор; 7 – Cl-анионитовый фильтр



Технология Н-катионирования с «голодной» регенерацией, т.е. регенерация без избытка кислоты, позволяет одновременно снизить значение жесткости и щелочности воды.

Как было показано выше, при таких условиях катионит удаляет только карбонатную жесткость, т.е. остаточная жесткость очищенной воды равна разнице значений жесткости и щелочности в исходной воде. Остаточная щелочность близка к 0. Рабочая емкость слабокислотных катионов составляет около 2000 мг-экв/л, что значительно выше, чем при «голодной» регенерации сильнокислотного катионита.

Схема Н-катионирования с «голодной» регенерацией показана на *рис. 23.10, в (табл. 23.2, п. 5)*.

Для получения глубокоумягченной воды с одновременным снижением щелочности можно использовать фильтрование в одну ступень через Н-катионитовый фильтр со слабокислотным катионитом. Слабокислотный катионит регенерируется в противоточном режиме в две стадии. Сначала катионит регенерируется кислотой, а затем нижние слои регенерируют раствором щелочи NaOH, благодаря чему нижние слои переходят в Na-форму. Таким образом, в фильтре последовательно осуществляется Н-катионирование (умягчение и снижение щелочности) с последующим Na-катионированием (глубоким умягчением).

Схема процесса Н-катионирования на слабокислотном анионите с «голодной» регенерацией показана на *рис. 23.10, в (табл. 23.2, п. 6)*.

При проведении процесса Н-катионирования с «голодной» регенерацией все параметры состава воды, за исключением жесткости (щелочность, pH, общее солесодержание), постоянно меняются.

При необходимости поддерживать щелочность на заданном уровне при минимальном значении жесткости применяют параллельное Н-Na-катионирование или последовательное Н-Na-катионирование.

При параллельном Н-Na-катионировании часть исходной воды проходит Н-катионирование на сильнокислотном катионите, а другая часть проходит умягчение на Na-катионитовых фильтрах также с сильнокислотным катионитом. Из воды, прошедшей Н-катионирование, удаляются все катионы, замещаясь на катионы водорода. Значение pH раствора становится равным 2,5–4,0 в зависимости от солесодержания. Бикарбонат-ионы разрушаются и переходят в углекислоту. В воде, прошедшей через катионит в Na-форме, катионы солей жесткости заменены на натрий, pH не меняется. Потоки после Н- и Na-катионитовых фильтров смешиваются в заданных соотношениях и подаются на декарбонизатор, где удаляется растворенная угле-

кислота. Отношение потоков после Н-катионирования  $Q_H^+$  к общему потоку обрабатываемой воды  $Q_{исх}$  может быть найдено из соотношения

$$Q_H \cdot Щ_{ост.} = Q_H \cdot Щ_H + Q_{Na} \cdot Щ_{и.}$$

Откуда получим:

$$\frac{Q_H}{Q_{и.}} = \frac{Щ_{и.} - Щ_{ост.}}{Щ_{и.} - Щ_H},$$

где  $Q_H$  – поток после Н-катионитового фильтра;  $Q_{и.}$  – поток исходной воды;  $Щ_{и.}$  – исходная щелочность воды;  $Щ_H$  – щелочность после Н-катионитового фильтра;  $Щ_{ост.}$  – щелочность после смешения фильтратов Н-катионитового и Na-катионитового фильтров.

Задаваясь значением остаточной щелочности  $Щ_{ост.}$ , определяют значение  $Q_H$ .

Параллельное Н-Na-катионирование используется тогда, когда остаточная щелочность не превышает 0,35 мг-экв/л, в исходной воде карбонатная жесткость составляет более 50%, а сумма концентраций солей кислых кислот – менее 5–7 мг-экв/л.

Схема параллельного Н-Na-катионирования приведена на *рис. 23.10, г (табл. 23.2, п. 7)*.

Последовательное Н-Na-катионирование заключается в пропускании части исходной воды через катионит в Н-форме, смешении подкисленного раствора с исходной водой, удалении углекислоты в декарбонизаторе и последующем умягчении всего потока на Na-катионитовом фильтре. Обычно используется «голодная» регенерация Н-катионитовых фильтров, и в воде после Н-катионирования остается некарбонатная жесткость. Величина щелочности перед Na-катионированием поддерживается на уровне 0,7–1,0 мг-экв/л.

Последовательное Н-Na-катионирование используется для вод с повышенной минерализацией (более 1000 мг/л), когда величина карбонатной жесткости составляет менее 50% от общей.

Схема процесса представлена на *рис. 23.10, е (табл. 23.2, п. 8)*.

## 23.6. Оборудование ионообменных установок

В отечественной промышленности применяются ионообменные аппараты (фильтры) периодического действия. Аппараты периодического действия отличаются тем, что все технологические процес-

сы (ионный обмен, взрыхление, регенерация, отмывка) проводятся в одном аппарате. В зависимости от направления движения очищаемого раствора фильтры могут быть прямоточными (параллельно-точными) и противоточными.

Управление работой фильтров осуществляется открытием и закрытием задвижек для подачи воды или регенерационного раствора. Чаще всего используются задвижки с электроприводом. Часто используются запорные клапаны с пневматическим или гидравлическим приводом. Импортные системы ионного обмена небольших производительностей используют для управления ионообменными фильтрами многоканальные клапаны.

Кроме ионообменных фильтров станции водоподготовки используют оборудование для приготовления регенерационных растворов, баки, насосы и др.

Катионитовые и анионитовые фильтры прямоточного типа серийно выпускаются на Бийском котельном заводе (БикЗ) диаметром 1,0 и 1,5 м и на Таганрогском заводе «Красный котельщик» (ТКЗ) диаметром 2,0; 2,6; 3,0 и 3,4 м.

Фильтры состоят из корпуса верхнего распределительного устройства и дренажной системы для отвода из фильтра очищенной воды и подачи в него воды для взрыхления ионита (нижнего дренажного устройства) (рис. 23.11).

Верхнее распределительное устройство служит для распределения по площади фильтра исходной воды, подачи в фильтр регенерационного раствора и отвода из фильтра воды при взрыхлении.

Нижнее дренажное устройство представляет из себя коллектор с дренажными колпачками. Внутри корпуса находится слой ионита. Он не должен превышать по высоте 0,5–0,7 высоты фильтра, чтобы избежать потерь (уноса) ионита при его расширении во время взрыхления.

На подводящих и отводящих трубопроводах устанавливается запорная арматура с ручным, гидро-, пневмо- или электроприводом. Схема обвязки прямоточного фильтра показана на рис. 23.12.

Работа фильтра состоит из следующих операций:

- очистка воды (задвижки 1, 2 открыты, задвижки 3, 4, 5, 6, 7 закрыты);
- взрыхление ионита для удаления взвешенных веществ (задвижки 1, 2, 5, 6, 7 закрыты, а 3, 4 – открыты);
- регенерация ионита (задвижки 1–4, 7 закрыты, задвижки 5, 6 открыты, при этом приготовление регенерационного раствора происходит в эжекторе 11, в который подается насосом 10 чистая вода

после ионирования, а концентрированный регенерационный раствор засасывается эжектором из мерника 12);

– отмывка ионита производится очищенной водой (после ионирования) насосом из бака фильтрата (задвижки 6, 7 открыты, а 1–5 – закрыты).

Противоточные фильтры несколько сложнее прямоточных, но они позволяют достичь более высокого эффекта очистки и сократить объемы потребляемых реагентов и сбрасываемых стоков. Основной задачей при создании таких фильтров является необходимость обеспечить отсутствие перемешивания во время процессов сорбции и регенерации.

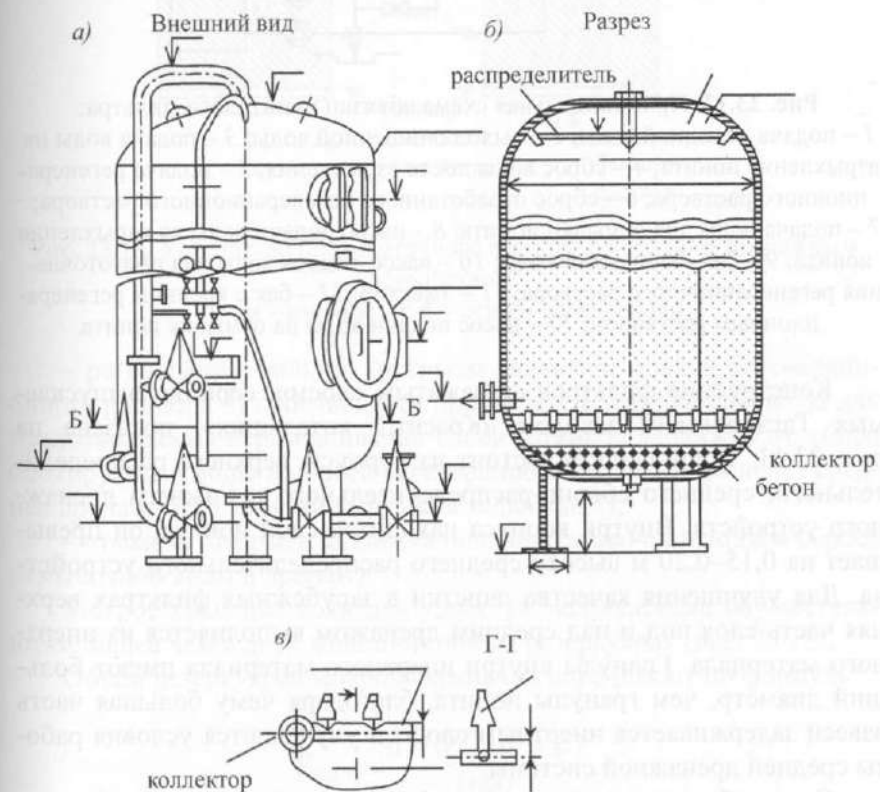
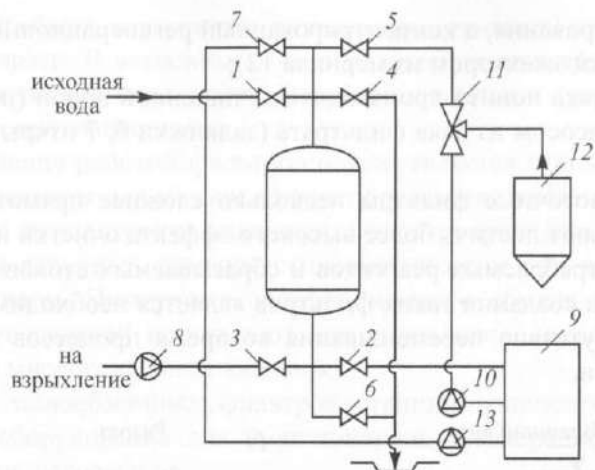


Рис. 23.11. Стандартный параллельноточный натрий-катионитный фильтр первой ступени ФИПа1-1.5-0.6-Na:

- а – внешний вид; б – разрез; в – нижнее колпачковое устройство;  
1 – корпус; 2 – ионит; 3 – коллектор; 4 – бетон; 5 – колпачок;  
6 – распределитель



**Рис. 23.12.** Принципиальная схема обвязки ионитового фильтра:  
1 – подача исходной воды; 2 – выход очищенной воды; 3 – подача воды на взрыхление ионита; 4 – сброс воды после взрыхления; 5 – подача регенерационного раствора; 6 – сброс отработанного регенерационного раствора; 7 – подача воды для отмывки ионита; 8 – насос подачи воды на взрыхление ионита; 9 – бак очищенной воды; 10 – насос подачи воды для приготовления регенерационного раствора; 11 – эжектор; 12 – бак с крепким регенерационным раствором; 13 – насос подачи воды на отмывку ионита

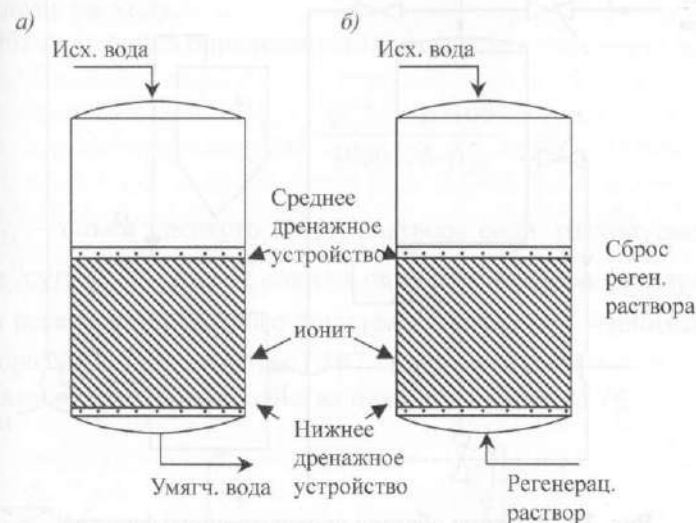
Конструкция фильтров «с зажатым слоем», серийно выпускаемых Таганрогским заводом «Красный котельщик», показана на рис. 23.13. Такой фильтр состоит из корпуса, верхнего распределительного, среднего сборно-распределительного и нижнего дренажного устройств. Внутри корпуса находится слой ионита, он превышает на 0,15–0,20 м высоту среднего распределительного устройства. Для улучшения качества очистки в зарубежных фильтрах верхняя часть слоя под и над средним дренажом выполняется из инертного материала. Гранулы внутри инертного материала имеют больший диаметр, чем гранулы ионита, благодаря чему большая часть взвеси задерживается инертным слоем и улучшаются условия работы средней дренажной системы.

Схема обвязки противоточного фильтра показана на рис. 23.14.

Работа фильтра состоит из следующих операций:

- очистка воды (открыты задвижки 1 и 2, закрыты задвижки 3, 4, 5, 6);
- взрыхление инертного слоя используется через несколько (2–3) циклов (открыты задвижка 4 и задвижка сброса в дренаж 3,

закрыты задвижки 1, 2), взрыхление загрузки производится через 20–30 циклов подачи воды в нижнее дренажное устройство;



**Рис. 23.13.** Устройство противоточного фильтра со средним дренажным устройством:  
а – режим работы; б – режим регенерации

– регенерация фильтра (открыты задвижки подачи регенерационного раствора 5) производится при подаче блокирующей воды для предотвращения перемешивания слоев (открыта задвижка 6), сбора блокирующей воды и сброса регенерационного раствора через среднее дренажное устройство (открыта задвижка 7);

– отмывка (открыта задвижка подачи отмывочной воды и сброса отмывочной воды в дренаж).

Мокрое хранение соли для удобства эксплуатации осуществляют не менее чем в двух железобетонных резервуарах (рис. 23.15).

Объем резервуаров мокрого хранения определяют по формуле

$$V_{\text{NaCl}} = \frac{1,5 \cdot Q_{\text{с}}^{\text{сут}} \cdot (b + p)}{1000},$$

где  $V_{\text{NaCl}}$  – объем резервуара для мокрого хранения реагента, м<sup>3</sup>;  
1,5 – расчетный объем баков мокрого хранения на 1 т реагента, м<sup>3</sup>;  
 $Q_{\text{с}}^{\text{сут}}$  – расход технической соли, кг/сут, определяемый по формуле (23.15).



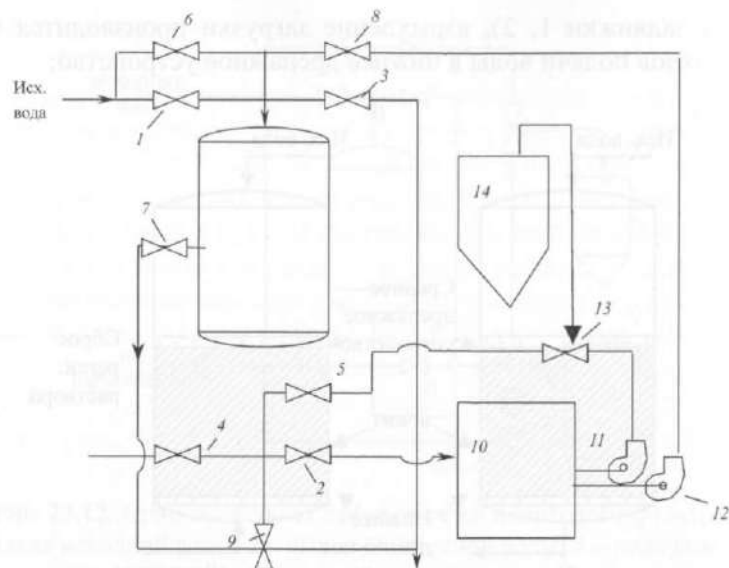


Рис. 23.14. Схема обвязки противоточного фильтра:

1 — подача исходной воды; 2 — выход очищенной воды; 3 — сброс воды после взрыхления; 4 — подача воды на взрыхление; 5 — подача регенерационного раствора; 6 — подача «блокирующей» воды; 7 — сброс «блокирующей» воды; 8 — подача отмывочной воды; 9 — сброс отмывочной воды в дренаж; 10 — бак очищенной воды; 11 — насос подачи регенерационного раствора; 12 — насос подачи отмывочной воды; 13 — эжектор; 14 — мерник

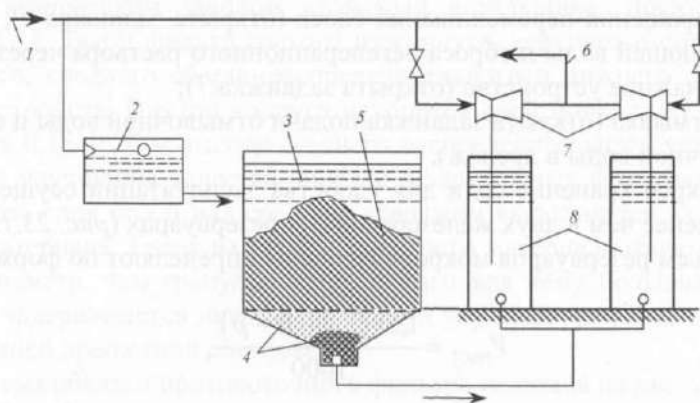


Рис. 23.15. Схема солевого хозяйства:

1 — подача воды; 2 — бак постоянного уровня; 3 — резервуар-хранилище поваренной соли; 4 — гравийно-песчаный осветлительный фильтр; 5 — слой соли; 6 — отвод раствора соли на регенерацию; 7 — эжектор; 8 — расходные баки соли

Хранение крепкого (26%-ного) раствора соли осуществляется в мерниках или расходных баках, емкость которых принимается по суточному расходу.

Объем мерника определяется по формуле

$$V_{26} = \frac{Q_c^{\text{Na}} \cdot n \cdot a \cdot 100}{1000 \cdot 26 \cdot \rho_{26}}, \quad (23.7)$$

где  $V_{26}$  — объем крепкого (26%) раствора соли, расходуемого в сутки, м<sup>3</sup>/сут;  $Q_c^{\text{Na}}$  — расход соли на одну регенерацию фильтра, кг;  $n$  — число регенераций каждого фильтра в сутки;  $\rho_{26}$  — плотность 26% раствора NaCl, принимаемая 1,197.

Схема кислотного хозяйства показана на рис. 23.16.

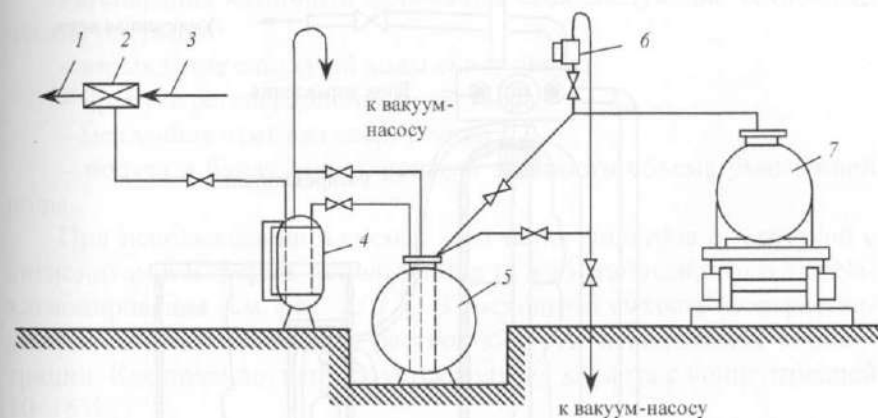


Рис. 23.16. Схема кислотного хозяйства:

1 — отвод 1% регенерационного раствора кислоты; 2 — эжектор; 3 — подача воды; 4 — мерный бак; 5, 7 — стационарная и железнодорожная цистерны; 6 — промежуточный бачок

Объем цистерн для хранения серной кислоты и полезную емкость мерника, м<sup>3</sup>, определяют по формулам:

$$V_n = \frac{0,0024 Q_n q_{\text{уд}} Ж_0 m}{\rho C}; \quad V_n = \frac{Q_n q_{\text{уд}} Ж_0 T}{10^4 \rho n C}, \quad (23.8)$$

где  $Q_n$  — расход воды на Н-катионитовые фильтры, м<sup>3</sup>/ч;  $Ж_0$  — общая жесткость исходной воды, мг-экв/л;  $q_{\text{уд}}$  — удельный расход кислоты

на регенерацию катионита, г/г-экв;  $m$  — срок хранения запаса кислоты, сут;  $C$  — концентрация серной кислоты (принимается равной 90...92%);  $\rho$  — плотность кислоты, г/см<sup>3</sup>;  $T$  — фильтроцикл, ч;  $n$  — число рабочих фильтров, шт.

В современных технологических схемах умягчения используются фильтры с корпусами из стеклопластика унифицированных размеров (диаметром 200–1200 мм и дренажно-распределительной системой). Автоматической работой фильтра управляет блок управления (рис. 23.17). В блоке управления расположены: счетчик расхода очищенной воды; программно-временное устройство, обеспечивающее проведение регенерации катионита, его отмывки и взрыхления; многоходовой клапан с электроприводом.

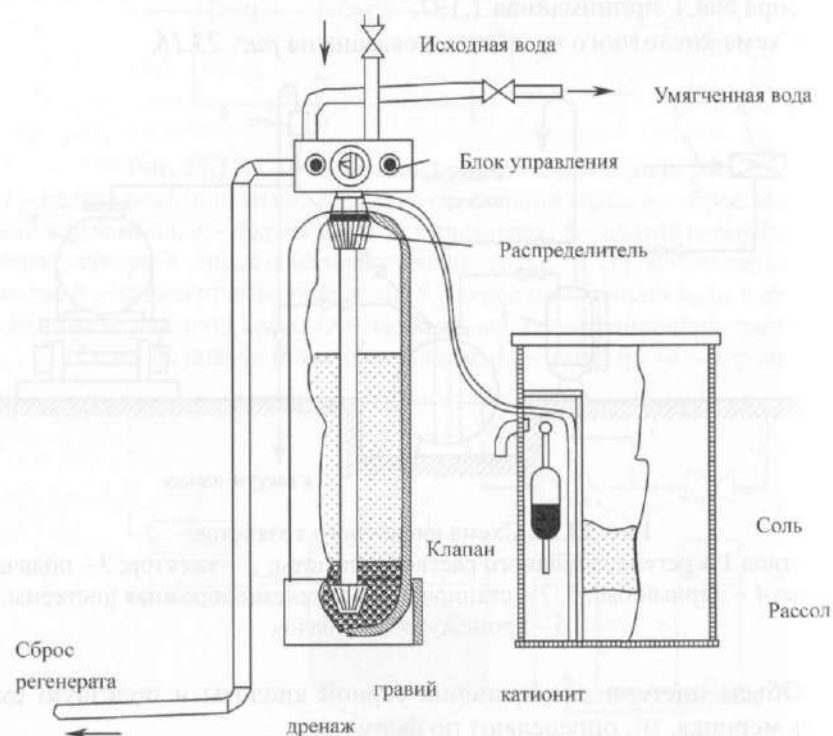


Рис. 23.17. Схема современной установки умягчения воды

При работе установки умягчения вода из блока управления поступает в корпус фильтра, фильтруется сверху вниз через слой катионита в Na-форме и через расположенный внизу корпуса фильтра дренаж выводится из него. После истощения емкости катионита

качество умягчения значительно ухудшается. При проведении пуско-наладочных работ в блоке управления устанавливается объем раствора, после обработки которого фильтр переключается в режим регенерации катионита. Приготовление регенерационного раствора происходит в баке-солерастворителе (см. рис. 23.17). Солерастворитель представляет собой емкость, в которую загружается запас гранулированной (таблетированной) соли. Во время рабочего цикла в бак подается необходимый объем умягченной воды (регулируемый поплавковым клапаном уровня).

За время очистки (рабочего цикла) происходит растворение соли с образованием насыщенного раствора концентрацией 20–26%. Блок управления снабжен эжектором для подсоса солевого раствора при регенерации. При включении регенерации засасывается насыщенный раствор и разбавляется до 8–10%.

Регенерация катионита включает в себя следующие технологические операции:

- взрыхление с подачей воды снизу вверх;
- пропуск регенерационного раствора;
- медленная отмывка сверху вниз;
- подача в бак-солерастворитель заданного объема умягченной воды.

При использовании в схемах умягчения фильтров с загрузкой с катионитом в H-форме, используются те же установки, что и для Na-катионирования (см. рис. 23.17). В расходную емкость (солерастворитель) заливается готовый раствор кислоты необходимой концентрации. Как правило, используется соляная кислота с концентрацией 10–15%.

### 23.7. Технологические расчеты ионообменных фильтров в различных схемах умягчения воды

Расчет Na-катионитового фильтра начинают с подбора диаметра фильтра по скорости фильтрования. Скорость фильтрования подбирают по данным табл. 23.3 в зависимости от жесткости исходной воды.

Нормальная скорость определяется из формулы

$$w_n = \frac{Q_{Na}}{f_{Na} \cdot a} \quad (23.9)$$

Тогда площадь фильтрования определяется как  $F = \frac{Q_{Na}}{w_n}$ .

Количество и диаметр фильтров подбирается на основании данных табл. 23.4.

Таблица 23.3

Технологические данные для расчета Na-катионитовых фильтров

№ п/п	Показатель	Показатель	
1	2	3	4
1	Скорость фильтрования, м/ч, нормальная (максимальная): Ж <sub>0</sub> до 5 Ж <sub>0</sub> до 10 Ж <sub>0</sub> до 15	Фильтр 1-й ступени  20 (25) 15 (20) 10 (15)	Фильтр 2-й ступени  40
2	Высота слоя катионита, м	2	1,5
3	Крупность зерен катионита, мм	0,5–1,1	0,5–1,1
4	Взрыхляющая промывка катионита: интенсивность, л/с·м <sup>2</sup> продолжительность, мин	4 30	4 30
5	Удельный расход поваренной соли на регенерацию, г/г-экв при жесткости обрабатываемой воды: Ж <sub>0</sub> до 5 Ж <sub>0</sub> до 10 Ж <sub>0</sub> до 15 Ж <sub>0</sub> до 20	100–120 120–200 170–250 200–300	300–400
6	Концентрация регенерационного раствора, %	5–8	8–12
7	Скорость пропуска регенерационного раствора, м/ч	3–4	3–5
8	Рабочая обменная способность катионита, г-экв/м <sup>3</sup>	По формуле	250–300
9	Полная обменная способность катионита, г-экв/м <sup>3</sup> : сульфоуголь катионит КУ-2	800 1200	800 1200

Окончание табл. 23.3

1	2	3	4
10	Удельный расход отмывочной воды, м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup> : сульфоуголь катионит КУ-2	4 6	6 8
11	Скорость пропуска отмывочной воды, м/ч	6–8	6–8

Максимальная скорость в форсированном режиме определяется как

$$w_m = \frac{Q_{Na}}{f_{Na} \cdot (a-1)}, \quad (23.10)$$

где  $w_n$ ,  $w_m$  – нормальная и максимальная скорости фильтрования, м/ч (принимаются в зависимости от жесткости исходной воды, табл. 23.1);  $Q_{Na}$  – производительность Na-катионитового фильтра, м<sup>3</sup>/ч;  $f_{Na}$  – площадь фильтрования Na-катионитового фильтра, м<sup>2</sup> (по табл. 23.4);  $a$  – количество работающих фильтров (не менее 2, кроме того, 1 резервный);  $(a-1)$  – число работающих фильтров при регенерации одного из них.

Таблица 23.4

Диаметр фильтра, D <sub>в</sub> , мм	700	1000	1500	2000	2600	3000	3400
Площадь фильтрования f, м <sup>2</sup>	0,39	0,76	1,72	3,1	5,2	6,95	9,1

Количество солей жесткости A, г-экв/сут, удаляемое на Na-катионитовых фильтрах, определяется по формуле

$$A = 24 \cdot Ж_0 \cdot Q_{Na}, \quad (23.11)$$

где Ж<sub>0</sub> – общая жесткость воды, поступающей на Na-катионитовый фильтр. На Na-катионитовые фильтры первой ступени поступает вода с жесткостью, равной жесткости исходной воды, или частично умягченная после известкования в осветлителе.



Число регенераций каждого фильтра в сутки  $n$  определяется по формуле

$$n = \frac{A}{f_{\text{Na}} \cdot H_{\text{сл}} \cdot E_p^{\text{Na}} \cdot a}, \quad (23.12)$$

где  $n$  – число регенераций каждого фильтра первой ступени в сутки;  $H_{\text{сл}}$  – высота слоя катионита, м (по табл. 23.3);  $a$  – число работающих фильтров;  $E_p^{\text{Na}}$  – рабочая обменная способность катионита, г-экв/м<sup>3</sup>, определяется из уравнения

$$E_p^{\text{Na}} = \alpha_3 \cdot \beta_{\text{Na}} \cdot E_{\text{п}} - 0,5q \cdot \text{Ж}_{\text{о}}, \quad (23.13)$$

где  $\alpha_3$  – коэффициент эффективности регенерации, учитывающий неполноту регенерации катионита в зависимости от удельного расхода соли на регенерацию (табл. 23.5);  $\beta_{\text{Na}}$  – коэффициент, учитывающий снижение обменной способности катионита по ионам  $\text{Ca}^{2+}$  и  $\text{Mg}^{2+}$  за счет частичного задержания катионов Na (табл. 23.6);  $E_{\text{п}}$  – полная обменная способность катионита, г-экв/м<sup>3</sup> (табл. 23.7);  $q$  – удельный расход воды на отмывку катионита, м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> (табл. 23.3); 0,5 – доля умягчения отмывочной воды.

Таблица 23.5

Удельный расход соли на регенерацию катионита, г/г-экв обменной способности, $\alpha_3$	100	110	120	130	140	150	160	170	180	190	200	210	220
	0,62	0,64	0,64	0,69	0,72	0,74	0,75	0,77	0,78	0,80	0,81	0,82	0,83
То же	230	240	250	260	270	280	290	300	310	320	330	340	350
	0,84	0,85	0,87	0,87	0,88	0,88	0,89	0,90	0,91	0,92	0,92	0,93	0,94

Таблица 23.6

$Q_c^{\text{Na}} = \frac{C_{\text{Na}}^2}{\text{Ж}_0}$	0,01	0,02	0,03	0,04	0,05	0,06	0,07	0,08	0,09	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5
$\beta_{\text{Na}}$	0,93	0,92	0,91	0,89	0,88	0,87	0,86	0,85	0,84	0,83	0,8	0,77	0,73	0,7
$Q_c^{\text{Na}} = \frac{C_{\text{Na}}^2}{\text{Ж}_0}$	0,6	0,07	0,8	0,9	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
$\beta_{\text{Na}}$	0,69	0,68	0,67	0,66	0,65	0,62	0,60	0,57	0,54	0,53	0,52	0,52	0,51	0,5

Таблица 23.7

Марка ионита	Полная обменная способность, г-экв/м <sup>3</sup>
<i>Катиониты</i>	
Сульфуголь 1-го сорта:	
крупный СК-1	500
мелкий СМ-1	570
Катионит КУ-1	650
Катионит КУ-2-8	1700
Катионит КУ-2-8чС	1700
Катионит КБ-4-П2	2800
<i>Аниониты</i>	
Анионит АН-18-6	1000
Анионит АН-31	1500
Анионит АВ-17-8	800
Анионит АВ-17-8чС	800
Анионит АВ-23	650

Расход 100% поваренной соли на одну регенерацию фильтра определяется из уравнения

$$Q_c^{\text{Na}} = \frac{E_p^{\text{Na}} \cdot f_{\text{Na}} \cdot H_{\text{сл}} \cdot q_c}{1000}, \quad (23.14)$$

где  $Q_c^{\text{Na}}$  – расход поваренной соли на одну регенерацию, кг;  $f_{\text{Na}}$  – площадь фильтрования Na-катионитового фильтра, м<sup>2</sup>;  $q_c$  – удельный расход соли на регенерацию г/г-экв обменной способности катионита (табл. 23.5).

Суточный расход технической соли определяется по формуле

$$Q_{т.с} = \frac{Q \cdot n \cdot a \cdot 100}{93}, \quad (23.15)$$

где  $Q_{т.с}$  – расход технической соли на регенерацию фильтров, кг/сут; 93 – содержание NaCl в технической соли, %.

*Расход воды на регенерацию*

1. Расход воды на взрыхляющую промывку,  $m^3$ :

$$Q_{взр} = \frac{i \cdot f_{Na} \cdot 60 \cdot t_{взр}}{1000}, \quad (23.16)$$

где  $Q_{взр}$  – количество воды на одну взрыхляющую промывку,  $m^3$ ;  $i$  – интенсивность взрыхляющей промывки фильтров, л/с· $m^2$  (табл. 23.3);  $t_{взр}$  – продолжительность взрыхляющей промывки, мин (табл. 23.3).

2. Расход воды на приготовление регенерационного раствора соли,  $m^3$ :

$$Q_{р.р} = \frac{Q_c^{Na} \cdot 100}{1000 \cdot b \cdot \rho_{р.р}}, \quad (23.17)$$

где  $b$  – концентрация регенерационного раствора, % (табл. 23.3);  $\rho_{р.р}$  – плотность регенерационного раствора, т/ $m^3$ .

3. Расход воды на отмывку катионита от продуктов регенерации,  $m^3$ :

$$Q_{от} = q_{от} \cdot f_{Na} \cdot H_{сл}, \quad (23.18)$$

где  $q_{от}$  – удельный расход воды на отмывку катионита,  $m^3/m^3$  (табл. 23.3).

Расход воды на одну регенерацию Na-катионитового фильтра составляет:

$$Q_{с.н} = Q_{взр} + Q_{р.р} + Q_{от}, \quad (23.19)$$

где  $Q_{с.н}$  – расход воды на собственные нужды Na-катионитового фильтра,  $m^3$ .

Межрегенерационный период работы фильтра определяется из уравнения

$$T_{Na} = \frac{24}{n} - t_{рег}^{Na}, \quad (23.20)$$

где  $T_{Na}$  – межрегенерационный период каждого Na-катионитового фильтра, ч;  $n$  – количество регенераций Na-катионитового фильтра в сутки;  $t_{рег}^{Na}$  – время регенерации фильтра, мин.

Время регенерации фильтра определяется для каждого случая расчетным путем:

$$t_{рег}^{Na} = t_{взр} + t_{р.р} + t_{от}, \quad (23.21)$$

где  $t_{взр}$  – время взрыхляющей промывки фильтра, мин (табл. 23.3);

$t_{р.р}$  – время пропуска регенерационного раствора, определяется по формуле

$$t_{р.р} = \frac{Q_{р.р} \cdot 60}{w_{р.р} \cdot f_{Na}}, \text{ мин}, \quad (23.22)$$

где  $Q_{р.р}$  – количество регенерационного раствора,  $m^3$ ;  $w_{р.р}$  – скорость пропуска регенерационного раствора, м/ч (табл. 23.3);  $t_{от}$  – время отмывки фильтров от продуктов регенерации, мин, определяется по формуле

$$t_{от} = \frac{Q_{от} \cdot 60}{w_{от} \cdot f_{Na}}, \quad (23.23)$$

где  $Q_{от}$  – расход воды на отмывку катионита,  $m^3$ ;  $w_{от}$  – скорость отмывки, м/ч (по табл. 23.3).

Проверка суммарной площади рабочих Na-катионитовых фильтров:

$$F = \frac{Q_{пол.уст}}{w_{расч} [T - n \cdot (t_{взр} + t_{рег} + t_{отм})]}, \quad (23.24)$$

где  $Q_{\text{пол.уст}}$  – полезная производительность установки,  $\text{м}^3/\text{ч}$ ;  $T$  – количество часов работы установки в течение суток;  $n$  – число регенераций в течение суток.

На Na-катионитовые фильтры II ступени обычно поступает вода с остаточной жесткостью до 0,1 мг-экв/л. Высота слоя катионита в Na-катионитовых фильтрах II ступени составляет 1,5 м.

При расчете фильтроцикла, расходов воды и соли на регенерацию используются данные табл. 23.3–23.6.

При возможности осуществления «голодного» режима регенерации подбирают диаметр и количество стандартных H-катионитовых фильтров по скорости фильтрования.

Скорости фильтрования (нормальная и максимальная) принимаются по табл. 23.7. Площадь фильтрования подбирают на основании выбранного диаметра фильтра и их количества, так же как и для Na-катионитовых фильтров.

Количество солей жесткости, удаляемое на H-катионитовых фильтрах, определяется по формуле

$$A_r = 24 \cdot Q_H \cdot (J_k - J_k^{\text{ост}}), \quad (23.25)$$

где  $A_r$  – количество солей жесткости, удаляемое в режиме «голодной» регенерации в сутки, г-экв/сут;  $J_k$  – карбонатная жесткость исходной воды, поступающей на H-катионитовый фильтр;  $J_k^{\text{ост}}$  – остаточная карбонатная жесткость, принимаемая 0,7–1,5 г-экв/м<sup>3</sup>.

Число регенераций каждого фильтра в сутки  $n$  определяется по формуле

$$n = \frac{A_H}{f_H \cdot H_{\text{сл}} \cdot E_p^H \cdot a}, \quad (23.26)$$

где  $n$  – число регенераций каждого фильтра первой ступени в сутки;  $H_{\text{сл}}$  – высота слоя катионита, м;  $a$  – число работающих фильтров;  $E_p^H$  – рабочая обменная способность сульфогля при H-катионировании с «голодной» регенерацией, г-экв/м<sup>3</sup> (табл. 23.8).

Расход 100% серной кислоты на одну регенерацию H-катионитного фильтра (кг) определяется из уравнения

$$Q_k^p = \frac{E_p^H \cdot f_H \cdot H_{\text{сл}} \cdot q_k}{1000}, \text{ кг}, \quad (23.27)$$

где  $q_k$  – удельный расход серной кислоты при «голодном» режиме регенерации (принимается по табл. 23.8).

Суточный расход технической серной кислоты на регенерацию фильтров определяется по формуле:

$$Q_k^p = \frac{Q_{\text{кг}}^p \cdot n \cdot a \cdot 100}{c}, \text{ кг/сут}, \quad (23.28)$$

где  $Q_k^p$  – расход 100 % серной кислоты на регенерацию одного фильтра;  $c$  – содержание  $\text{H}_2\text{SO}_4$  в технической серной кислоте (не менее 92%).

Таблица 23.8

Технологические данные для расчета H-катионитовых фильтров

№ п/п	Показатель	Обыч- ные	С «го- лодной» регене- рацией	С против- точной ре- генерацией
1	2	3	4	5
1	Допустимая скорость фильтрования, м/ч		4–30	
2	Высота слоя катионита, м	До 2,5	До 2,5	До 3,3
3	Скорость фильтрования, м/ч нормальная (максимальная) при жесткости обрабаты- ваемой воды, мг-экв/л до 5 10 15	20 15 10		
4	Крупность зерен катионита	0,3–1,25	0,5–1,25	1,0–1,25
5	Взрыхляющая промывка катионита: интенсивность, л/с·м <sup>2</sup> продолжительность, мин	2,5–3,0	2,5–3,0 15–30	3,5–4,5
6	Удельный расход серной кислоты, г/г-экв		35–40	
7	Концентрация раствора, %			



Окончание табл. 23.8

1	2	3	4	5
8	Скорость пропуска регенерационного раствора			
9	Рабочая обменная емкость катионита, г-экв/м <sup>3</sup>		300	
10	Полная обменная емкость катионита, г-экв/м <sup>3</sup>			
11	Удельный расход отмывочной воды, м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup>	5	5	
12	Скорость пропуска отмывочной воды, м/ч	10	10	10

Расход воды на одну регенерацию и время для регенерации Н-катионитового фильтра определяется аналогично расчетам Н-катионитовых фильтров по формулам (23.16)–(23.23).

При параллельном водород-натрий катионировании (см. рис. 23.10, е) доля воды, обрабатываемой на Н-катионитовых фильтрах, определяется из уравнения

$$y = \frac{\text{Щ}_{\text{и.в}} - \text{Щ}_{\text{ост}}}{\text{Ж}_{\text{и.в}} - \text{Ж}_{\text{н.к}}}$$

$$\text{при } \text{Щ}_{\text{и.в}} > \text{Ж}_{\text{к}}$$

$$y = \frac{\text{Щ}_{\text{и.в}} - \text{Щ}_{\text{ост}}}{\text{Ж}_0}$$

$$\text{при } \text{Щ}_{\text{и.в}} = \text{Ж}_{\text{к}},$$

где  $y$  – доля воды, подлежащая умягчению на Н-катионитовых фильтрах;  $\text{Щ}_{\text{ост}}$  – остаточная щелочность воды, мг-экв/л.

Доля воды  $\alpha$ , подлежащая умягчению на Na-катионитовых фильтрах:

$$\alpha = 1 - y.$$

Производительность Н-катионитовых фильтров определяется по формуле

$$Q_{\text{н}} = y \cdot Q,$$

где  $Q$  – полная производительность установки водоподготовки, м<sup>3</sup>/ч.

Выбор диаметра и количества фильтров по скорости фильтрования производится на основании данных табл. 23.5 и формулы (23.9). Количество солей жесткости, удаляемое на Н-катионитовых фильтрах, определяется из уравнения (23.25). Остаточная жесткость после Н-катионитовых фильтров принимается обычно 0,1 г-экв/м<sup>3</sup>.

Число регенераций каждого фильтра в сутки  $n$  определяется по формуле (23.26).

Рабочая обменная способность катионита при умягчении до «проскока» катионов  $\text{Ca}^{2+}$  и  $\text{Mg}^{2+}$  определяется из уравнения

$$E_{\text{р}}^{\text{H}} = \alpha_{\text{з}} \cdot \beta_{\text{Na}} \cdot E_{\text{п}} - 0,5q \cdot C_{\text{к}}, \quad (23.29)$$

где  $\alpha_{\text{з}}$  – коэффициент эффективности регенерации Н-катионита (см. табл. 23.5), принимается в зависимости от удельного расхода серной кислоты на регенерацию;  $\beta_{\text{Na}}$  – коэффициент, учитывающий снижение обменной способности по  $\text{Ca}^{2+}$  и  $\text{Mg}^{2+}$  за счет частичного задержания катионов  $\text{Na}^{+}$  (см. табл. 23.6);  $C_{\text{к}}$  – общее содержание в воде катионов кальция, магния, натрия и калия, г-экв/м<sup>3</sup>;  $q$  – удельный расход воды на отмывку катионита.

Расход (100%-ной) серной кислоты на одну регенерацию Н-катионитового фильтра определяется по формуле (23.27).

Удельный расход кислоты на регенерацию катионита принимается по графику (см. рис. 23.9) в зависимости от солесодержания исходной воды и требуемой жесткости фильтрата, обеспечивая максимальную эффективность регенерации (см. табл. 23.5).

Суточный расход технической серной кислоты определяется по формуле (23.28).

Расход воды на регенерацию и время регенерации Н-катионитовых фильтров в режиме параллельного Н-Na-катионирования определяется так же, как и в случае «голодной» регенерации.

Расчет Н-катионитовых фильтров I ступени в схемах частичного и глубокого обессоливания ведется до «проскока» катионов жесткости в соответствии с формулами (23.23)–(23.28) и (23.16)–(23.23).

## Глава 24. Опреснение воды, обессоливание воды, классификация методов и технологий опреснения

Снабжение населения питьевой водой — важная народно-хозяйственная задача. Традиционно для питьевых нужд использовали воду из поверхностных и подземных источников. Однако с ростом городов рек не хватает для обеспечения населения водой. Обращение к артезианским скважинам часто показывает, что такие воды могут быть непригодны для питьевых целей. Подземные источники Казахстана, Узбекистана, стран Ближнего Востока имеют высокое солесодержание.

Рост ряда городов и населенных пунктов сдерживается отсутствием источников для питьевого водоснабжения. Поэтому приходится обращаться к нетрадиционным источникам — морской воде и подземной минерализованной воде. Традиционно для опреснения воды использовалась технология дистилляции-выпаривания — получения дистиллята.

Опреснением называют получение воды, пригодной для питьевых целей (в соответствии с СанПиН 2.1.4.1074-01), из минерализованной воды, солесодержание которой выше 1000 мг/л.

Дистилляция требует высоких эксплуатационных затрат. В настоящее время используется много крупных дистилляционных установок для водоснабжения городов, использующих избыточное низкпотенциальное тепло АЭС или дешевые тепловые ресурсы (нефть). Для опреснения подземных вод долгое время считается эффективным процесс электролиза. Эксплуатационные затраты (электроэнергии) пропорциональны перенесенной через мембрану соли, поэтому процесс э/д оптимален при солесодержаниях воды от 1,5 до 6 г/л.

Для большинства случаев опреснения наиболее эффективным и экономически целесообразным признан процесс обратного осмоса — как для подземных вод с малой минерализацией, так и морских вод. Производительность современных установок составляет от 0,1 до 100 000 м<sup>3</sup>/ч.

В ряде случаев для опреснения используют метод ионного обмена. Однако вследствие высоких затрат на регенерацию использование его ограничивается получением малых объемов воды (например, в чрезвычайных ситуациях). Основные технологии опреснения и методы опреснения воды показаны в табл. 24.1.

Обессоливанием называют снижение солесодержания воды до концентраций, близких к значениям содержания солей в дистиллированной воде и ниже.

Таблица 24.1

Классификация методов и технологий опреснения

№ п/п	Процесс	Используемое оборудование	Глубина опреснения (солесодержания)	Область применения. Затраты энергии на 1 м <sup>3</sup>
1	Дистилляция	Многоступенчатые выпарные аппараты. Многоступенчатые адиабатные установки. Парокомпрессионные установки	$S \leq 1000$ мг/л	Опреснение морской воды (солесодержание 30 г/л). Опреснение подземных вод с солесодержанием выше 5000 мг/л. Концентрирование рассолов электролизных и обратноосмотических установок, а также минерализованных стоков ионообменных установок
2	Электролиз			Опреснение подземных вод. Максимальное солесодержание 7–14 г/л.
3	Обратный осмос	Аппараты обратного осмоса с высоконапорными мембранными аппаратами		Опреснение. Максимальное солесодержание исходной воды 30–50 г/л. Глубокое обессоливание воды до величины 1 мг/л
4	Ионный обмен	Схемы ионного обмена — «прямая и обратная»		Системы малой производительности

В большинстве производств используется вода, не содержащая солей жесткости и других ионов солей. Например, для современных паровых котлов требуется вода с общим солесодержанием менее 80 мг/л. Для паровых котлов ТЭЦ, а также для контуров АЭС вода не должна содержать солей более 0,05 мг/л.

В электронной промышленности изготавливаемые микросхемы промываются глубоко обессоленной водой, качество которой определяется величиной удельного электрического сопротивления воды на уровне 18 Мегом/см.

В химической промышленности (приготовление химических реагентов и растворов), в фармацевтической промышленности (для приготовления лекарственных препаратов), в гальванической промышленности и других используется дистиллированная вода (обессоленная вода с солесодержанием 1–5 мг/л).

В пищевой промышленности используется частично обессоленная вода – умягченная и со сниженной щелочностью. Традиционно во всех видах промышленности использовался метод ионного обмена. Однако наличие солевых стоков регенерационных растворов и высокие стоимости реагентов в настоящее время ограничивают его применение. В качестве альтернативы методам ионного обмена используются мембранные методы обратного осмоса, электродиализ (электродеионизация) и их комбинации. Мембранные методы обладают рядом принципиальных преимуществ, в частности отсутствием потребляемых реагентов. Современные технологические схемы обессоливания разрабатываются с учетом экологических требований по сбросу рассолов с обессоливающих установок и минимальных затрат на электроэнергию и реагенты. Классификация технологий обессоливания воды представлена в табл. 24.2.

Таблица 24.2

# Классификация технологий и методов обессоливания

№ п/п	Процесс	Аппаратное оформление	Глубина обессоливания	Область применения
1	2	3	4	5
1	Дистилляция	Выпарные установки Адиабатные Парокомпрессионные	5–10 мг/л	Подготовка воды для химической и фармацевтической промышленности
2	Ионный обмен	Одноступенчатая схема Н-ОН Двухступенчатая схема обессоливания Трехступенчатая схема глубокого обессоливания	До 80 мг/л До 1 мг/л Ниже 0,1 мг/л	Водоподготовка для паровых котлов Вода для химических производств Паровые котлы высокого давления ТЭЦ

Окончание табл. 24.2

1	2	3	4	5
3	Обратный осмос	Одноступенчатая система  Двухступенчатая система	> 2–3 мг/л  ≥ 1мг/л	Системы опреснения морской и подземной воды Системы водоподготовки для различных отраслей промышленности
4	Электродеионизация		Глубокое обессоливание воды	Солесодержание исходной воды – не выше 10 мг/л. Солесодержание обессоленной воды – 0,05 мг/л. Удельная электропроводность обессоленной воды менее 1 мкСм·см
5	Электродиализ на биполярных мембранах		Разделение стоков ионообменных установок на кислые и щелочные растворы	Схемы ионообменного обессоливания, утилизация сбросных рассолов
6	Электродиализ (в комбинациях с другими процессами)	Электродиализ. Электродиализ – ионный обмен Обратный осмос – электродеионизация Обратный осмос – электродеионизация – ионный обмен	До 50 мг/л, общее солесодержание 0,1 мг/л, удельное электросопротивление воды до 18 Мегом/см	Технологические схемы подготовки добавочной воды для котлов ТЭС, установки подготовки глубоко деионизованной воды для электронной промышленности



## Глава 25. Выпаривание (дистилляционные методы)

### 25.1. Теоретические основы опреснения воды методом дистилляции

Технология выпаривания известна давно как способ получить очищенную (дистиллированную) воду из растворов любой степени загрязненности. Эффективность такого метода достаточно высока, однако большие энергетические потери (на парообразование) часто делают эту технологию экономически нецелесообразной.

Большое развитие дистилляционные методы получили при разработке систем опреснения морской воды. Совершенствование систем дистилляционной очистки и рекуперация энергии (создание многоступенчатых адиабатных испарительных установок) делает этот метод достаточно эффективным и экономически целесообразным (при наличии дешевых источников энергии), особенно при больших расходах опресненной воды.

Метод дистилляции (испарения) используется также и в системах водоподготовки ТЭЦ, и при подготовке добавочной воды контуров АЭС. Испарительные системы оказываются экономически целесообразными при обработке вод с высокой степенью загрязненности – например, при высоких значениях соледержания, цветности, содержания растворенных органических веществ – в тех случаях, когда альтернативные методы (например, ионный обмен) оказываются неэффективными.

При очевидной эффективности выпарных установок они обладают высоким энергопотреблением. Кроме того, достаточно сложные конструкции аппаратов, большие габариты и дорогостоящие материалы делают эксплуатационные затраты чрезвычайно высокими.

При нагревании соленой воды до температуры, более высокой, чем температура кипения воды, данного соледержания при данном давлении происходит процесс образования пара внутри объема жидкости, и вода начинает кипеть. Образующийся при кипении воды пар практически не содержит солей, поэтому при его конденсации образуется пресная вода. Этот процесс термического опреснения получил название дистилляции.

Для испарения 2 кг воды ее нужно нагреть до температуры кипения и затем сообщить дополнительно тепло, необходимое для фа-

зового перехода воды в пар, так называемую скрытую теплоту парообразования, равную при температуре 100 °С – 539,55 ккал/кг.

Для осуществления процесса выпаривания необходимо теплоту от теплоносителя передать кипящему раствору, что возможно лишь при наличии разницы температур между ними. Разницу температур между теплоносителем и кипящим раствором называют полезной разностью температур. В качестве теплоносителя в выпарных аппаратах чаще всего используют насыщенный водяной пар, который называют греющим или первичным.

При конденсации пара для его превращения в воду нужно отнять у пара тепло фазового перехода (539,55 ккал/кг), что возможно только тогда, когда температура поверхности конденсации ниже температуры насыщения, отвечающей данному давлению пара. Это тепло может быть в значительной степени рекуперировано. Степень рекуперации тепла фазового перехода характеризует экономичность различных типов дистилляционных опреснительных установок, отличающихся друг от друга организацией процесса кипения-конденсации и конструктивным исполнением.

Выпаривание проводят при атмосферном давлении, под вакуумом или под давлением выше атмосферного.

Выпаривание под вакуумом имеет ряд преимуществ по сравнению с атмосферной выпаркой: снижается температура кипения, повышается полезная разность температур, что ведет к снижению поверхности теплопередачи. При выпаривании под повышенным давлением (выше атмосферного) вторичный пар может быть использован в качестве греющего агента для различных технологических нужд.

Образующийся при выпаривании растворов пар называют *вторичным* или *соковым*.

В случае если в выпарной установке имеется один выпарной аппарат, такую установку называют однокорпусной или одноступенчатой. Если в установке используются два или более последовательно соединенных аппарата, то такую установку называют многокорпусной (многоступенчатой). В этом случае вторичный пар одной ступени используют для нагревания в других выпарных аппаратах той же установки, что приводит к существенной экономии свежего греющего пара. Вторичный пар, отбираемый из выпарной установки для других нужд, называют экстра-паром.

В многоступенчатых установках свежий пар подают только в первый аппарат. Из аппарата первой ступени образовавшийся вторичный пар поступает в аппарат второй ступени этой же установки в

качестве греющего, в свою очередь вторичный пар второй ступени поступает в аппараты третьей ступени в качестве греющего пара и т.д.

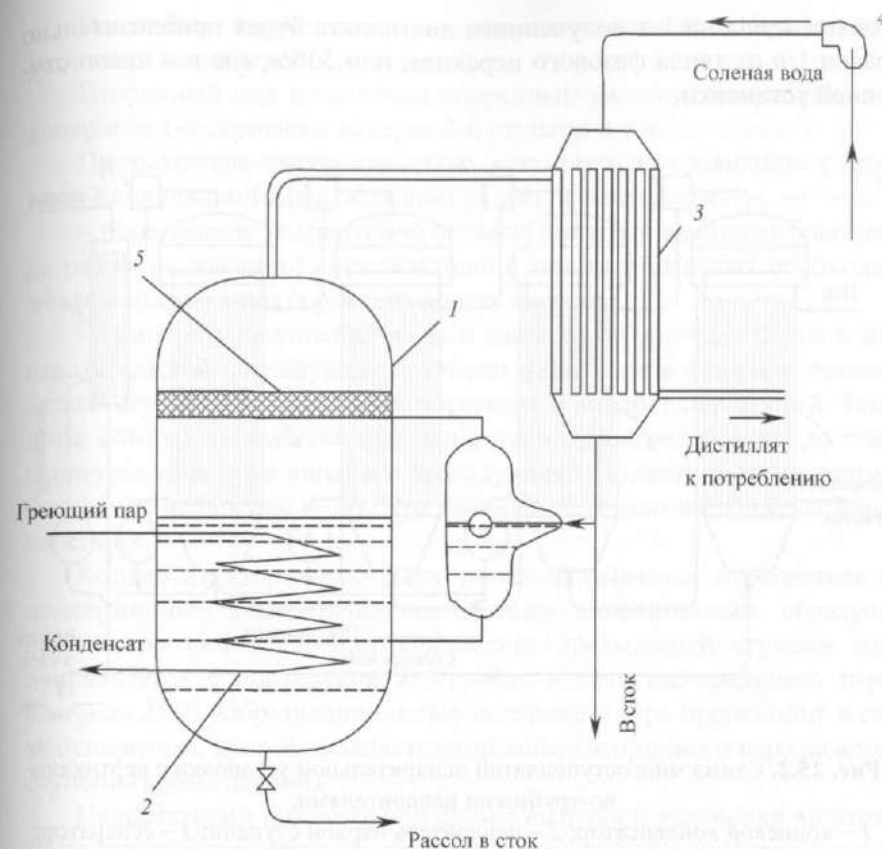
## 25.2. Классификация, принципы работы и схемы опреснительных дистилляционных установок

Дистилляционные установки различаются:

- по характеру использования тепла и степени его рекуперации: одноступенчатые и многоступенчатые;
- по принципу использования давления испарители могут быть вакуумными, в которых кипение воды происходит под давлением ниже атмосферного. К таким установкам относят адиабатные и термокомпрессионные атмосферные или работающие под избыточным давлением выше атмосферного, в которых получаемый пар может быть использован в качестве греющего агента;
- по принципу движения жидкости все типы испарителей разделяются на *проточные*, через которые испаряемая вода проходит один раз, и *циркуляционные*, в которых испаряемая вода циркулирует;
- в зависимости от взаимного направления движения раствора и греющего пара от аппарата к аппарату разделяют прямоточные и противоточные выпарные установки, а также установки с параллельной или со смешанной подачей раствора в аппараты.

Одноступенчатые выпарные установки (рис. 25.1) представляют собой испаритель 1, в нагревательный элемент 2 которого от внешнего источника подводится тепло (обычно в виде пара) для испарения соленой воды. Образующийся при кипении опресняемой воды пар направляется в конденсатор 3, охлаждаемый исходной соленой водой, где конденсируется. Исходная соленая вода насосом 4 подается в трубки конденсатора, где нагревается за счет тепла конденсации пара. Прошедшая через конденсаторы нагретая вода сбрасывается в сток или используется для технологических целей, часть ее идет на подпитку испарителя. Для предотвращения загрязнения пара каплями кипящего рассола в испарителе имеется сепаратор 5, отделяющий капли жидкости от пара, идущего в конденсатор.

Загрязнение пара солями происходит за счет выноса капелек размером от 0,5 до 5 мкм, образующихся при лопании (разрушении, разрыве) паровых пузырьков, выходящих с поверхности кипящей соленой воды. При кипении морской воды образующийся дистиллят содержит 20–40 мг солей в литре.

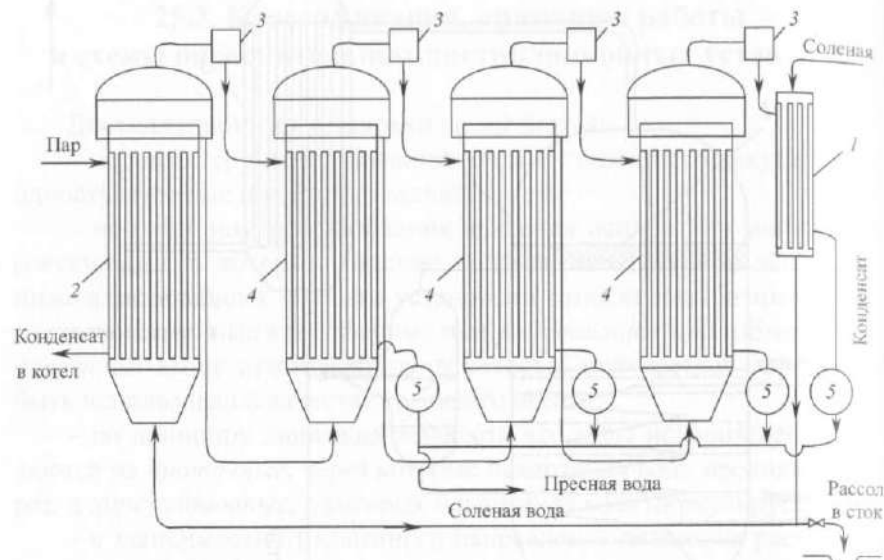


**Рис. 25.1.** Схема одноступенчатой испарительной установки:  
1 – испаритель; 2 – нагревательный элемент; 3 – конденсатор; 4 – насос подачи соленой воды; 5 – сепаратор

Многоступенчатые выпарные установки (рис. 25.2) имеют несколько последовательно соединенных аппаратов. В этом случае полученный вторичный пар первой ступени используют для нагрева воды в аппаратах следующих ступеней, что приводит к существенной экономии греющего пара. Таким образом, тепло конденсации пара предыдущей ступени используется для догрева и испарения воды в испарителе последующей ступени.

В одноступенчатой установке 1 т конденсирующегося греющего пара позволяет получить 0,85–0,95 т опресненной воды. При этом почти все тепло фазового перехода теряется на бесполезный нагрев охлаждающей воды конденсатора. В многоступенчатых установках

расход тепла на 1 т полученного дистиллята будет приблизительно равен  $1/n$  от тепла фазового перехода, или  $536/n$ , где  $n$  – число ступеней установки.



**Рис. 25.2.** Схема многоступенчатой испарительной установки с вертикально-трубными испарителями:

1 – конечный конденсатор; 2 – испаритель первой ступени; 3 – сепаратор; 4 – испарители; 5 – конденсатный насос

Исходная соленая вода поступает в конечной (хвостовой) конденсатор 1, где, охлаждая пар последующей ступени, конденсирует его, нагреваясь за счет тепла конденсации. Часть воды сбрасывается, а часть поступает в первую ступень испарителя, где она с помощью греющего пара от парогенератора нагревается до температуры кипения. Греющий пар при этом конденсируется, и конденсат отводится в парогенератор. Пар, образующийся в первой ступени испарителя 2, поступает через сепаратор 3 во второй корпус испарителя, где он служит греющим паром. Не испарившаяся в первом корпусе испарителя соленая вода поступает во второй корпус испарителя, где нагревается за счет тепла конденсации пара и опять частично испаряется при меньших значениях давления и температуры. Конденсат пара из каждого корпуса отводится конденсатным насосом 5 в бак опресненной воды.

Показанная на рис. 25.2 схема многоступенчатой испарительной установки называется прямоточной.

Вторичный пар и частично упаренный раствор направляют из аппаратов 1-й ступени в аппарат 2-й ступени и т.д.

Прямоточные схемы выпарных установок по сравнению с другими циркуляционными обладают рядом преимуществ:

- перетекание упариваемой воды из аппарата в аппарат благодаря разности давлений идет самотеком, поэтому отпадает необходимость в применении перекачивающих насосов;

- температуры кипения воды и давления вторичных паров в аппарате каждой последующей ступени ниже, чем в аппарате предыдущей ступени, поэтому вода поступает в аппарат перегретой. Теплота, которая выделяется при охлаждении перегретой воды до температуры кипения в аппарате последующей ступени, идет на дополнительное испарение воды. Это явление получило название самоиспарения.

Конденсат вторичного пара также оказывается перегретым и подверженным самоиспарению, поэтому дополнительно образующийся при самоиспарении конденсата предыдущей ступени пар направляется в последующую ступень в качестве греющего пара (см. рис. 25.2). Образование дополнительного пара происходит в самоиспарителе, куда направляется конденсат вторичного пара каждой ступени (кроме первой).

Недостатками прямоточной схемы выпарной установки являются понижение температуры кипения и повышение концентрации солей от первой ступени к последней. Это приводит к повышению вязкости раствора и, следовательно, к снижению интенсивности теплоотдачи при кипении, уменьшению коэффициента теплопередачи и, как следствие, к увеличению общей требуемой поверхности теплопередачи. Однако достоинства прямоточной схемы имеют решающее значение, что определило ее широкое распространение, особенно в опреснителях на морских судах.

Выпаривание под вакуумом имеет ряд преимуществ по сравнению с атмосферной выпаркой:

- снижается температура кипения раствора, что дает возможность не использовать дорогостоящие методы предотвращения накипобразования и теплоизолирующие материалы;

- повышается полезная разность температур, что ведет к снижению требуемой поверхности теплоотдачи выпарного аппарата;

- снижаются потери тепла в окружающую среду (снижаются температуры стенок аппаратов).



К недостаткам процесса выпаривания под вакуумом относятся:  
– увеличение капитальных затрат на дополнительное оборудование – конденсатор, вакуум-насос и др.;

– увеличение расхода греющего пара на 1 кг выпариваемой жидкости (вследствие снижения давления над раствором увеличивается значение теплоты парообразования).

Адиабатные испарители или испарители с мгновенным вскипанием типа «флеш» отличаются тем, что испарение воды происходит в камере, давление в которой поддерживается ниже, чем давление насыщенного пара при температуре, которую имеет поступающая в камеру исходная вода. Исходная вода поступает в камеру через сопло или отверстие. Испарение воды в адиабатных испарителях происходит как с поверхности капель воды при ее разбрызгивании из сопел, так и с поверхности воды, заполняющей нижнюю часть камеры испарителя.

На рис. 25.3 представлена схема одноступенчатого адиабатного испарителя с принудительной циркуляцией. Исходная соленая вода для нагрева проходит конденсатор 1, откуда часть ее через регулятор уровня поступает в камеру испарителя 2. Циркуляционный насос 3 забирает воду из камеры испарителя и подает ее в трубчатый подогреватель 4, где вода подогревается паром. Подогреватель 4 располагается ниже зеркала воды в испарителе, вода в трубках подогревателя находится под дополнительным гидростатическим давлением и не кипит. Прошедшая подогреватель вода поступает в сопло 5, через которое разбрызгивается в корпусе испарителя. Так как давление в корпусе 2 поддерживается с помощью парового эжектора 7 ниже давления насыщенного пара, часть воды испаряется, пар поступает в конденсатор 1, где конденсируется на поверхности трубок, собирается в поддоне 8, откуда откачивается насосом 6.

В многоступенчатых адиабатных испарителях для экономии тепла соленая вода последовательно, начиная от аппарата последней ступени, проходит через конденсаторы всех камер испарителя, нагреваясь за счет тепла конденсации пара (рис. 25.4). Подогретая исходная вода сначала догревается в конденсаторе паровых эжекторов 3, поддерживающих вакуум в камерах испарителя, а затем в подогревателе 4, куда подводится тепло греющего пара. Нагретая вода из подогревателя поступает в первую камеру испарителя, которая служит одновременно деаэратором. Часть воды испаряется в первой камере, пар конденсируется на трубках конденсатора 5, расположенного в верхней части корпуса аппарата. Неиспарившаяся вода переливается во второй аппарат, где значения давления и темпера-

туры оказываются ниже, чем в первой камере. Неиспарившаяся во всех ступенях вода откачивается из последнего аппарата насосом 1 и сбрасывается в сток. Конденсат во всех аппаратах стекает с трубок конденсаторов в расположенные под ними корыта и из них насосом перекачивается в резервуар опресненной воды. Вследствие небольшой полезной разницы температур (70–80°) количество ступеней в таких установках доходит до 30–40.

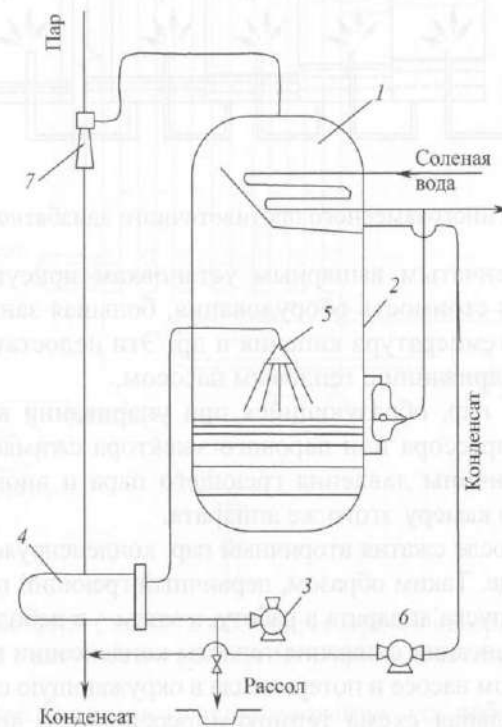


Рис. 25.3. Схема одноступенчатого адиабатного испарителя с принудительной циркуляцией:

1 – конденсатор; 2 – испаритель; 3 – циркуляционный насос; 4 – трубчатый подогреватель; 5 – сопло; 6 – насос откачки конденсата; 7 – паровой эжектор

Многоступенчатые адиабатные опреснительные установки нашли наибольшее распространение для опреснения морской воды, особенно в странах Ближнего Востока.

Термокомпрессионные испарители называют также пароконпрессорными или испарителями с тепловым насосом.

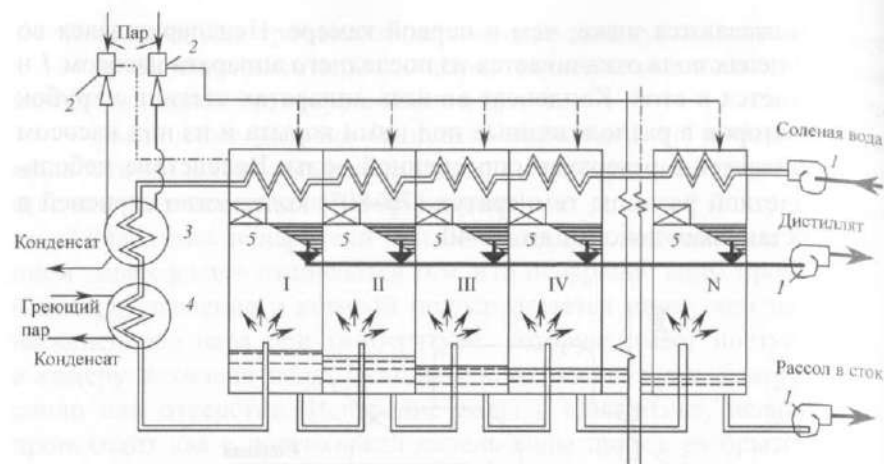


Рис. 25.4. Схема многокамерного противоточного адиабатного испарителя

Многоступенчатым выпарным установкам присущ ряд недостатков: высокая стоимость оборудования, большая занимаемая площадь, высокая температура кипения и др. Эти недостатки преодолеваются при выпаривании с тепловым насосом.

Вторичный пар, образующийся при упаривании воды, с помощью турбокомпрессора или парового эжектора сжимается (компримирует) до величины давления греющего пара и вновь подается в нагревательную камеру этого же аппарата.

Нагретый после сжатия вторичный пар, конденсируясь, отдает тепло исходной воде. Таким образом, первичный греющий пар необходим в основном для пуска аппарата в работу, а затем — в небольшом количестве — для компенсации снижения теплоты конденсации пара после его сжатия в тепловом насосе и потерь тепла в окружающую среду.

Принципиальная схема термокомпрессионного аппарата показана на рис. 25.5. Исходная соленая вода поступает в корпус испарителя 1, где в результате работы вакуум-компрессора 2 создается вакуум. Соленая вода кипит в вакууме, пары ее отсасываются вакуум-компрессором и сжимаются им. Механическая работа сжатия переходит в теплоту, пар нагревается до температуры более высокой, чем температура соленой воды в испарителе, и подается в рубчатый теплообменник, погруженный в испаряемую воду. При этом пар конденсируется, и тепло конденсации используется для испарения новой порции воды. Для запуска испарителя служит стартовый котел 3, который подает пар в нагреватель 4 для нагрева воды в первый период работы установки.

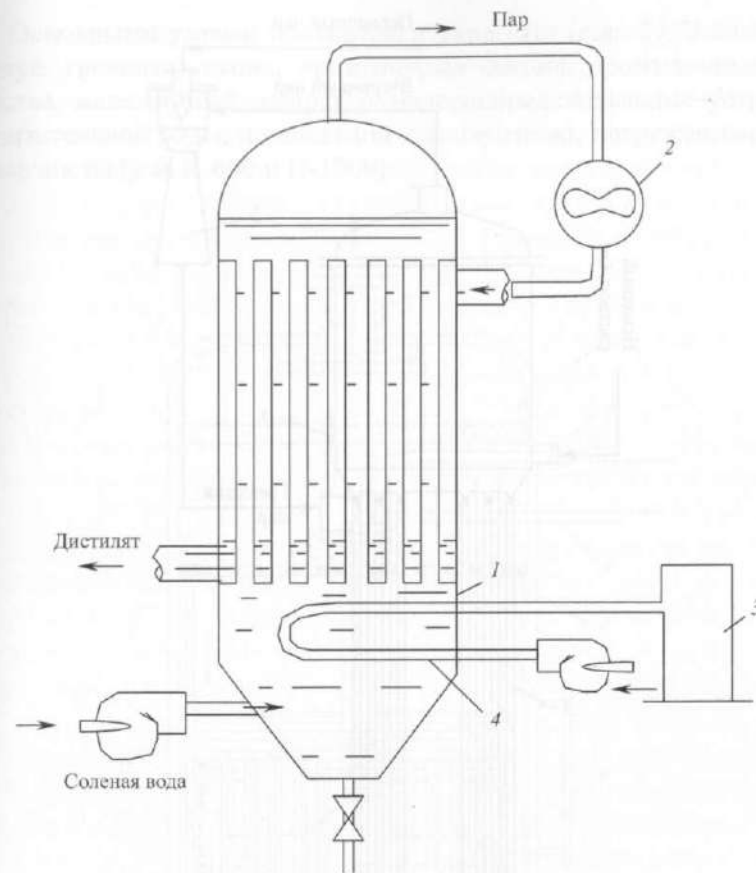
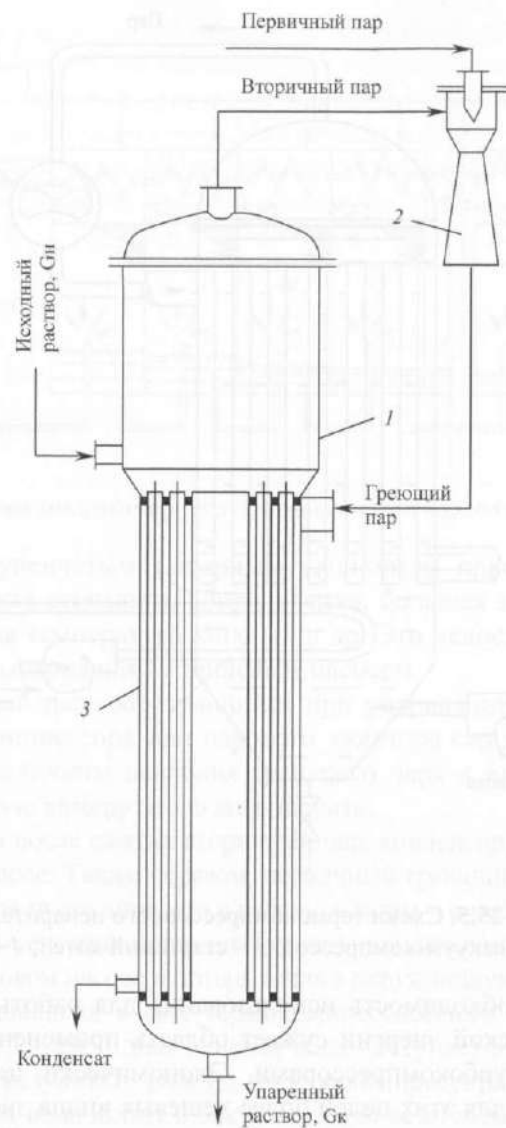


Рис. 25.5. Схема термокомпрессорного испарителя:  
1 — корпус; 2 — вакуум-компрессор; 3 — стартовый котел; 4 — нагреватель

Однако необходимость использования для работы дорогостоящей электрической энергии сужает область применения выпарных аппаратов с турбокомпрессорами. Экономически целесообразнее использование для этих целей более дешевых видов энергии, в частности энергии пара, например, с помощью пароструйных инжекторов (рис. 25.6). В этом случае вторичный пар подают в инжектор (2), где он сжимается до давления греющего пара посредством рабочего первичного пара более высоких термодинамических параметров.

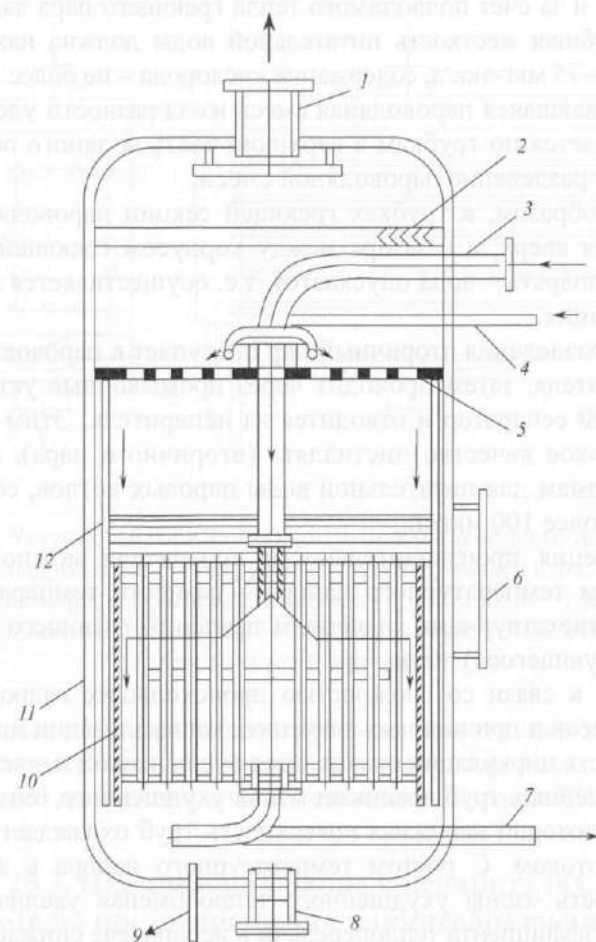
Парокомпрессионные установки часто успешно конкурируют с многоступенчатыми выпарными установками при небольших и средних производительностях по опресненной воде. Наибольшее распространение они получили на судовых опреснителях.



**Рис. 25.6.** Схема устройства термокомпрессионной установки (аппараты с тепловым насосом) с использованием эжектора:  
1 – корпус аппарата; 2 – паровой эжектор; 3 – циркуляционная труба

Наибольшее распространение в России для восполнения потерь питательной воды паровых котлов получили испарители типа «И», выпускаемые производственным объединением «Красный котельщик», г. Таганрог (ГОСТ 10731-85).

Основными узлами испарителей типа «И» (рис. 25.7) являются корпус, греющая секция, промывочная секция, промывочные устройства, жалюзийный сепаратор, водораспределительные устройства питательной воды, подводимой к испарителю, погруженные дырчатые листы (для И-600 и И-1000).



**Рис. 25.7.** Схема вертикального испарителя с одноступенчатой барботажной промывкой пара для исходных вод малой и средней минерализации:  
1 – выход вторичного пара; 2 – жалюзийный сепаратор; 3 – вход греющего пара; 4 – вход питательной химически обработанной воды; 5 – паропромывочный дырчатый лист; 6 – водоуказательный прибор; 7 – выход конденсата греющего пара; 8 – спуск воды из корпуса испарителя; 9 – продувка испарителя; 10 – направляющая перегородка; 11 – корпус испарителя; 12 – греющая секция; 13 – опускная труба



Работа испарителя типа «И» протекает следующим образом: греющий пар поступает в межтрубное пространство греющей секции и конденсируется на наружной поверхности труб. Конденсат греющего пара отводится из нижней части греющей секции. Исходная химически обработанная (умягченная) вода поступает снизу в трубки греющей секции и за счет подводимого тепла греющего пара частично испаряется. Общая жесткость питательной воды должна находиться в пределах 30–75 мкг-экв/л, содержание кислорода – не более 30 мкг/л.

Образовавшаяся пароводяная смесь из-за разности удельных весов поднимается по трубкам в верхнюю часть водяного объема, где происходит разделение пароводяной смеси.

Таким образом, в трубках греющей секции пароводяная смесь поднимается вверх, а в зазоре между корпусом греющей секции и стенками аппарата – вода опускается, т.е. осуществляется естественная циркуляция.

После разделения вторичный пар поступает в паровое пространство испарителя, затем проходит через промывочные устройства и жалюзийный сепаратор и отводится из испарителя. Этим обеспечивается высокое качество дистиллята (вторичного пара), соответствующее нормам для питательной воды паровых котлов, содержание натрия не более 100 мкг/л.

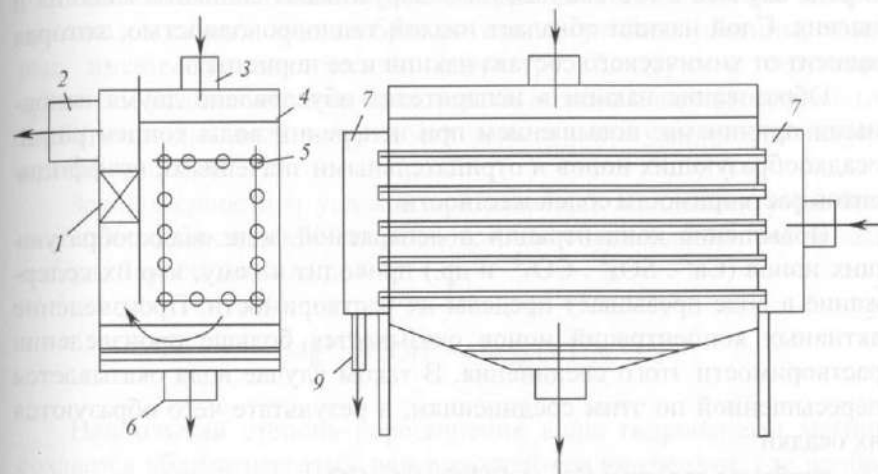
Увеличения производительности испарителя можно добиться увеличением температурного напора – разности температур насыщения, соответствующих значениям давлений греющего и вторичного (образующегося) пара.

Однако в связи со сложностью происходящих гидродинамических процессов и при высоких значениях минерализации питательной воды скорость циркуляции оказывается очень низкой и в верхней части теплообменных труб возникает «зона ухудшенного теплообмена», в пределах которой наружная поверхность труб охлаждается парокпельным потоком. С ростом температурного напора в испарителе протяженность «зоны ухудшенного теплообмена» увеличивается и значение коэффициента теплопередачи в испарителе снижается.

Для улучшения эффективности теплопередачи и циркуляции используют улучшенные конструкции прямоточных и «двухзонных» испарителей, в которых присутствуют две зоны испарения: первая – с поднимающейся пленкой жидкости и вторая – с естественной циркуляцией.

Современной и наиболее эффективной конструкцией аппаратов для дистилляции является конструкция горизонтально-трубного пленочного испарителя (рис. 25.8). Она представляет собой горизон-

тально расположенный пучок труб, которые снаружи орошаются жидкостью, стекающей по ним в виде тонкой пленки и испаряющейся за счет теплоты конденсации пара, поступающего внутрь трубок. Коэффициент теплопередачи в таких установках на порядок выше, чем при использовании нагревателей погружного типа.



**Рис. 25.8.** Устройство горизонтально-трубного пленочного испарителя: 1 – каплеулавливатель; 2 – патрубок выпада вторичного пара; 3 – подача исходного раствора; 4 – распределительное устройство; 5 – трубный пучок; 6 – выход упаренного раствора; 7 – паровая камера; 8 – подача греющего пара; 9 – выход конденсата

Установки с горизонтально-трубными пленочными испарителями используются как для опреснения воды, так и для получения обессоленного дистиллята для систем водоподготовки ТЭС.

### 25.3. Накипеобразование в испарителях. Методы предотвращения накипеобразования

Опыт эксплуатации испарителей, обрабатывающих солоноватую или соленую воду, показывает, что серьезные проблемы вызывает интенсивное зарастание поверхностей теплообмена накипью – кристаллическими осадками малорастворимых в воде солей кальция и магния. Это обусловлено высокой жесткостью подземных и морских вод. Образование накипи на греющих теплопередающих поверхностях испарителей приводит к резкому снижению эффектив-

ности их работы, возникает необходимость частой остановки и чистки испарителей, что сопряжено с большими эксплуатационными расходами.

Основными соединениями, входящими в состав накипи, являются карбонат кальция, гидроокись магния и сульфат кальция. В ряде случаев в составе накипи обнаруживают силикаты кальция и магния. Слой накипи обладает низкой теплопроводностью, которая зависит от химического состава накипи и ее пористости.

Образование накипи в испарителях обусловлено двумя основными причинами: повышением при испарении воды концентраций осадкообразующих ионов и отрицательными значениями коэффициентов растворимости солей жесткости.

Повышение концентрации в испаряемой воде осадкообразующих ионов ( $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$ ,  $\text{CO}_3^{2-}$  и др.) приводит к тому, что их содержание в воде превышает пределы их растворимости. Произведение активных концентраций ионов оказывается больше произведения растворимости этого соединения. В таком случае вода оказывается пересыщенной по этим соединениям, в результате чего образуются их осадки:

карбонат кальция:  $\text{Ca}^{2+} + \text{CO}_3^{2-} \rightarrow \text{CaCO}_3 \downarrow$ ;

сульфат кальция:  $\text{Ca}^{2+} + \text{SO}_4^{2-} \rightarrow \text{CaSO}_4 \downarrow$ .

В первую очередь пересыщение воды возникает у поверхности нагрева вследствие того, что накипеобразующие соединения  $\text{CaCO}_3$ ,  $\text{CaSO}_4$ ,  $\text{Mg}(\text{OH})_2$  имеют отрицательный коэффициент растворимости, т.е. растворимость их уменьшается при повышении температуры воды.

В дистилляционных опреснительных установках, опресняющих морскую воду, при нагреве до температуры 80–85 °С образуется обычно накипь из карбоната кальция (карбонатная накипь), при температуре 80–105 °С наряду с карбонатом кальция в составе накипи содержится также гидроокись магния, а при температуре выше 100–105 °С и при высоких значениях упаривания воды основным компонентом накипи является сульфат кальция.

Различают *первичное накипеобразование*, под которым понимают кристаллизацию накипеобразователей из пересыщенного раствора непосредственно на металлической теплопередающей поверхности, и *вторичное накипеобразование*, когда частицы кристаллических осадков – накипеобразователей образуются в массе испаряемой воды, после чего переносятся к поверхности теплообмена и прикрепляются к ней в результате действия сил адгезии или адсорбции.

Необходимым условием для образования накипи является наличие центров кристаллизации – поверхности раздела твердой и жидкой фаз, на которой происходит образование и рост кристаллов. Без наличия центров кристаллизации водный раствор в испарителях может находиться в состоянии пересыщения.

Наиболее активными центрами кристаллизации помимо микрокристаллов самого накипеобразователя могут быть частицы, которые имеют кристаллическую структуру, близкую к структуре кристаллов самого накипеобразователя, а также частицы, способные сорбировать на своей поверхности ионы и молекулы кристаллизующегося вещества.

Закономерности и условия процесса кристаллизации у различных накипеобразователей отличаются, что обуславливает различные методы борьбы с ними.



Наибольшая степень пересыщения воды гидроокисью магния создается вблизи нагретых поверхностей теплопередачи, где наиболее интенсивно протекает гидролиз ионов  $\text{CO}_3^{2-}$  и выделение из раствора  $\text{CO}_2$  вследствие понижения растворимости уголекислоты при повышении температуры.

Сульфат кальция встречается в составе накипи испарителей, работающих на морской воде при температурах более 100–105 °С.

Из водных растворов сульфат кальция может выделяться в виде трех модификаций – дигидрата  $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ , полигидрата  $2\text{CaSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$  и ангидрита  $\text{CaSO}_4$ , которые имеют различную растворимость. На рис. 25.9 приведен график зависимости растворимости трех форм сульфата кальция в воде от температуры. При температуре ниже 100 °С из раствора выделяется в основном двухводный гипс или полуводный сульфат кальция (полугидрат). При температуре до 40 °С стабильным соединением является двухводный гипс, а при температуре выше 40 °С – ангидрит. При работе испарителей более 100 °С для процесса образования сульфатной накипи наибольшее значение имеет кристаллизация ангидрита как наименее растворимой формы сульфата кальция.

Основным общепринятым требованием по предотвращению образования сульфатной накипи является непревышение пределов ее растворимости в упариваемой воде.

Значения коэффициентов активности и термодинамической константы растворимости зависят от температуры воды и ее ионной силы, определяемой общим солесодержанием. На рис. 25.9 приведены значения произведений растворимости различных форм сульфата кальция.

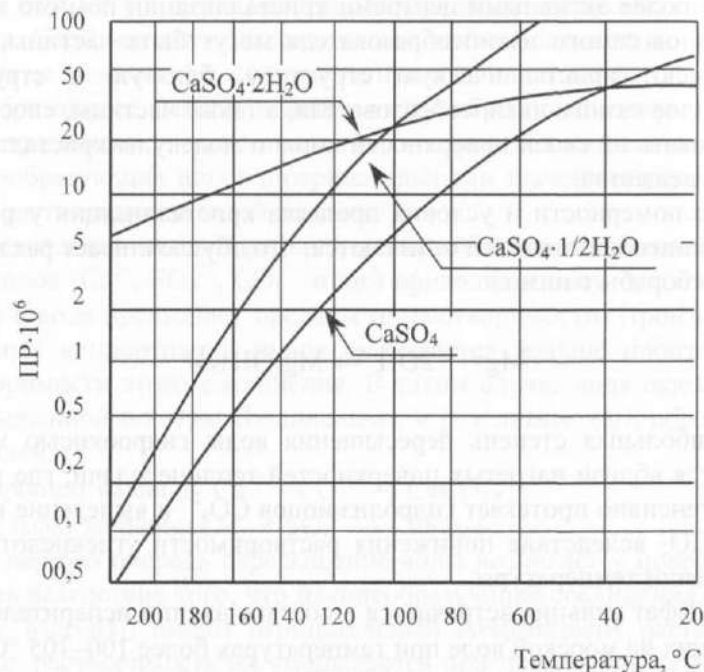


Рис. 25.9. Зависимости значений произведений растворимости трех форм сульфата кальция от температуры

Определение значений равновесных концентраций ионов  $\text{Ca}^{2+}$  и  $\text{SO}_4^{2-}$  представляет целое направление исследований.

Разработаны различные методики, учитывающие константы диссоциации содержащихся в воде ионных комплексов и полностью недиссоциированных соединений, использующие сложные расчеты с применением ЭВМ. При расчетах значений допустимых кратностей концентрирования (упаривания) выбор методики расчета коэффициентов активности имеет большое значение, поскольку может привести к неправильному (завышенному) результату.

На рис. 25.10 показаны результаты значений  $\text{ПР}_{\text{CaSO}_4}$ , выполненные с использованием различных методик для концентрирования подземной солоноватой воды.

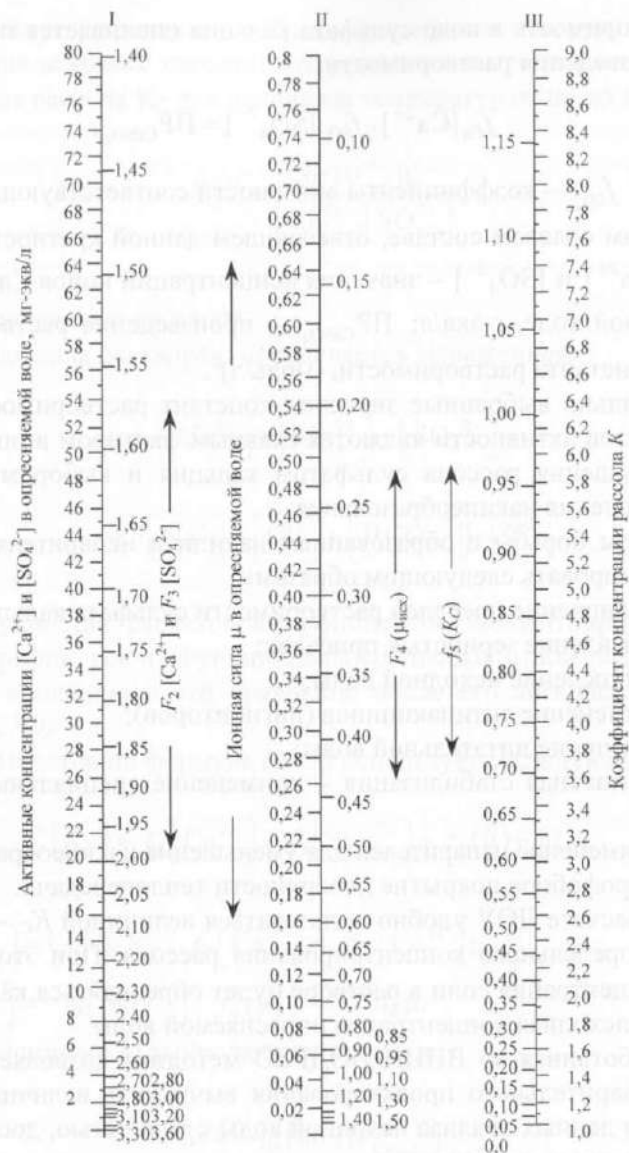


Рис. 25.10. График для определения коэффициента концентрирования рассола  $K_C$ :

$$f_1(K_C) = f_2[\text{Ca}^{2+}] + f_3[\text{SO}_4^{2-}] - f_4(\mu) - M;$$

$M = 2,85$  при  $t = 10 - 40^\circ\text{C}$   
 $M = 3,58$  при  $t = 80 - 120^\circ\text{C}$

$$\mu = \left\{ [\text{Ca}^{2+}] + [\text{Mg}^{2+}] + [\text{SO}_4^{2-}] + 0,5([\text{Na}^+] + [\text{HCO}_3^-] + [\text{Cl}^-]) \right\} \times 10^{-3}$$



Растворимость в воде сульфата кальция оценивается по уравнению произведения растворимости:

$$f_{\text{Ca}}[\text{Ca}^{2+}] \cdot f_{\text{SO}_4}[\text{SO}_4^{2-}] = \text{ПР}_{\text{CaSO}_4}, \quad (25.1)$$

где  $f_{\text{Ca}}$  и  $f_{\text{SO}_4}$  — коэффициенты активности соответствующих ионов при данном солевом составе, отвечающем данной кратности упаривания;  $[\text{Ca}^{2+}]$  и  $[\text{SO}_4^{2-}]$  — значения концентраций ионов  $\text{Ca}^{2+}$  и  $\text{SO}_4^{2-}$  в упаренной воде, г-экв/л;  $\text{ПР}_{\text{CaSO}_4}$  — произведение растворимости  $\text{CaSO}_4$ , константа растворимости, (моль/л)<sup>2</sup>.

Правильно выбранные значения констант растворимости и коэффициентов активности являются главным фактором в оценке степени насыщения рассола сульфатом кальция и выбором методов предотвращения накипеобразования.

Методы борьбы с образованием накипи в испарителях можно классифицировать следующим образом:

- а) ограничение пределов растворимости сульфата кальция;
- б) добавление зернистых присадок;
- в) подкисление исходной воды;
- г) применение антинакипинов (ингибиторов);
- д) умягчение питательной воды;
- е) контактная стабилизация — применение специальных конструкций;
- ж) применение испарителей для уменьшения накипеобразования;
- з) гидрофобное покрытие поверхности теплопередачи.

При расчете ДООУ удобно пользоваться величиной  $K_C$  — коэффициентом предельного концентрирования рассола. При этом допустимая концентрация соли в растворе будет определяться как  $K_C \cdot C_{\text{исх}}$ , где  $C_{\text{исх}}$  — исходная концентрация опресняемой воды.

Разработанная во ВНИИ ВОДГЕО методика позволяет на стадии предварительного проектирования вычислить величину  $K_C$  на основании данных анализа исходной воды с точностью, достаточной для инженерных расчетов.

Условия невыпадения осадка — допустимая «степень насыщения» раствора по сульфату кальция соответствует значению квадрата допустимой (предельной) кратности концентрирования  $K_{\text{п}}$ :

$$\text{CH}_{\text{CaSO}_4} = \frac{[\text{Ca}^{2+}] \cdot f_{\text{Ca}} \cdot [\text{SO}_4^{2-}] \cdot f_{\text{SO}_4^{2-}}}{\text{ПР}_{\text{CaSO}_4}} = (K_{\text{п}})^2. \quad (25.2)$$

Используя уравнение (25.2), получим расчетное уравнение для вычисления искоемых значений коэффициентов предельного концентрирования рассола  $K_C$  для диапазона температур от 80 до 120 °С:

$$K_C^{1,25} = \frac{2,6 \cdot 10^{-1} \cdot \mu^{0,75}}{[\text{Ca}^{2+}][\text{SO}_4^{2-}]}, \quad (25.3)$$

где  $\mu$  — ионная сила раствора.

Ионная сила раствора  $\mu$  определяется выражением

$$\mu = \left\{ [\text{Ca}^{2+}] + [\text{Mg}^{2+}] + [\text{SO}_4^{2-}] + \right. \\ \left. + 0,5[\text{Na}^+] + [\text{Cl}^-] + [\text{HCO}_3^-] \right\} \cdot 10^{-3}. \quad (25.4)$$

Для удобства расчетов коэффициентов концентрирования составлен график, где на функциональных шкалах отложены значения величин, входящих в это уравнение после его логарифмирования (см. рис. 25.9).

Для расчетов по формуле (25.3) используется следующая форма:

$$f_1[K_C] = f_2[\text{Ca}^{2+}] + f_3[\text{SO}_4^{2-}] + f_4(\mu) - M, \quad (25.5)$$

где  $f_1[K_C] = 1,25 \lg K_C$ ;  $f_2[\text{Ca}^{2+}] = -\lg [\text{Ca}^{2+}]$ ;

$f_3[\text{SO}_4^{2-}] = -\lg [\text{SO}_4^{2-}]$ ;  $f_4(\mu) = -0,75 \lg \mu$ .

Коэффициент  $M$  вычисляют по формуле

$$M = -\lg(40 \text{ ПР}_{\text{CaSO}_4}).$$

Для условий работы ДООУ в диапазоне температур 80–120 °С  $M = 3,58$ .

В минерализованных водах ионы кальция, магния и сульфат-ионы способны образовывать сложные комплексы с другими ионами, в результате чего активные концентрации ионов  $\text{Ca}^{2+}$  и  $\text{SO}_4^{2-}$

способны вступать в реакцию. Поэтому в расчетах по формуле (25.5) следует использовать значения концентраций за вычетом части ионов, образующих комплексы.

Для ионов  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$ , входящих в комплексы, с достаточной степенью приближения может быть принята на уровне 20%, 20% и 50% соответственно. Таким образом, концентрации этих ионов, указанные в анализах исходной (опресняемой) воды, следует умножить соответственно на 0,8; 0,8 и 0,5.

Определение величины  $K_C$  с помощью графика, представленного на рис. 25.10, производится следующим образом:

1. По значениям концентраций  $[\text{Ca}^{2+}]$  и  $[\text{SO}_4^{2-}]$  в исходной воде, скорректированных с учетом комплексообразования, на шкале I графика определяются значения  $f_2[\text{Ca}^{2+}]$  и  $f_3[\text{SO}_4^{2-}]$ .

2. С помощью формулы (25.4), куда входят те же значения концентраций ионов, вычисляем значение  $\mu$  и по шкале графика II находим значение  $f_4(\mu)$ .

3. Из формулы (25.5) вычисляем значение  $f_1(K_C)$  и по шкале III находим значение  $K_C$ .

Практический опыт эксплуатации опреснителей показывает, что эффективная доза кислоты зависит от температуры процесса и кратности упаривания воды и может составлять 0,7–0,8 величины общей щелочности. В ряде случаев при высоких кратностях упаривания используют дозирование кислоты для полного «подавления» щелочности до значения  $\text{pH} = 4$ . В этом случае доза кислоты превышает значение общей щелочности.

Расход дозируемой кислоты определяется по формуле

$$D = \alpha \cdot \text{Щ}_0 \cdot e \frac{100}{p}, \text{ мг/л}, \quad (25.6)$$

где  $e$  – эквивалентный вес кислоты, мг-экв/л;  $p$  – содержание в технической кислоте  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , в %;  $\alpha$  – коэффициент, показывающий, какую часть общей щелочности связывает кислота (0,7–1,1).

Антинакипинами или ингибиторами называют реагенты, добавляемые в исходную испаряемую воду для предупреждения образования накипи или замедления процесса ее роста. По характеру своего действия в дистилляционных опреснительных установках антинакипины могут задерживать рост кристаллизующейся накипи или осаждают образующиеся малорастворимые соли  $\text{CaCO}_3$ ,  $\text{CaSO}_4$ ,  $\text{Mg}(\text{OH})_2$  в виде шлама.

Антинакипины дозируются в исходную воду в количестве 1–10 мг/л и представляют собой полимеры. Механизм действия ингибирующих веществ состоит в адсорбировании органических молекул на поверхностях теплопередачи и поверхностях кристаллов накипи, блокируя дальнейший кристаллический рост. При адсорбции антинакипинов грани зародышевых кристаллов покрываются мономолекулярной пленкой органического вещества, что препятствует их дальнейшему росту. Зародыши кристаллов, образовавшиеся в объеме раствора, остаются во взвешенном состоянии и выводятся из установки в виде шлама.

Процесс кристаллизации любого вещества проходит в две стадии.

Первая стадия кристаллизации – возникновение зародышей кристаллов (зародышеобразование).

Скорость образования зародышей кристаллов (количество образующихся зародышей в единицу времени) зависит от степени (или кратности) пересыщения раствора, т.е. отношение концентрации кристаллизующегося вещества к его растворимости. Время, в течение которого происходит зародышеобразование, называют индукционным периодом.

Вторая стадия – кристаллический рост – происходит после завершения зародышеобразования и состоит в укрупнении зародышевых кристаллов.

Скорость роста кристаллов зависит от степени пересыщения.

При адсорбции молекул ингибитора на поверхностях образующихся кристаллов происходят следующие процессы:

- увеличивается индукционный период;
- для начала кристаллизации требуется большая степень пересыщения раствора;
- скорость кристаллического роста значительно уменьшается (в 5–10 раз).

Как показывает опыт эксплуатации опреснителей, применение ингибиторов полностью не предотвращает, но снижает скорости накопления накипи, т.е. уменьшается количество отложений за определенный период работы установки.

В качестве антинакипинов используются органические вещества различного состава и молекулярного веса. Проводятся работы по синтезу новых ингибиторов для повышения эффективности их действия.

Наилучшей эффективностью обладают следующие классы ингибирующих веществ:

- полиакрилаты (полиэлектролиты);
- полифосфаты (пирофосфат натрия, гексаметафосфат натрия);

– органофосфонаты – соли фосфорной кислоты;  
– ряд ингибиторов, основанных на соединениях малеиновой кислоты, а также итаконовой кислоты.

Одним из эффективных методов борьбы с накипеобразованием в испарителях является добавление в испаряемую воду тонкодисперсных присадок или затравок.

При добавлении к испаряемой воде зернистой присадки ее частицы обеспечивают центры кристаллизации накипеобразователя, на которых происходит кристаллизация основной части накипи. Благодаря этому накипь не образуется на поверхности теплопередачи.

В качестве присадок используются различные измельченные тонкодисперсные порошки: мела, гидроокиси магния, измельченной накипи. Крупность частиц составляет 10–40 мкм.

Метод контактной стабилизации заключается в циркуляции рассола через фильтры, загруженные специальной контактной массой (из зерен известняка или другого аналогичного материала), служащие для непрерывного выделения из рассола накипеобразующих соединений, осаждающихся на контактной массе.

Эффективность снижения пересыщения рассола зависит от многих факторов – степени пересыщения рассола, времени прохождения рассола через слой контактной массы, крупности контактного материала.

Наиболее важно, чтобы время контакта рассола с массой, загруженной в фильтры, соответствовало скорости кристаллизации накипеобразующих веществ для данных условий работы испарителя.

Для снижения концентраций накипеобразующих веществ в питательной воде испарителей используется ряд методов умягчения.

Умягчение оправданно для подготовки питательной воды испарителей, работающих при высоких температурах и высоких степенях упаривания.

Известные реагентные методы умягчения морской воды из-за большой стоимости реагентов и эксплуатационных трудностей не нашли практического применения.

За счет повышения степени упаривания рассола затраты на ионообменное умягчение не только окупаются, но и позволяют снизить себестоимость опресняемой воды на 30%.

## 25.4. Общие принципы теплового расчета испарителей

Для того чтобы испарить воду в опреснителе, к испаряемой соленой воде нужно подвести определенное количество тепла. Передача тепла от греющего агента к испаряемой воде осуществляется в

теплообменниках обычно через поверхность, разделяющую теплоноситель (греющий пар) и нагреваемую воду.

Процесс передачи тепла от греющего агента к нагреваемой среде описывается уравнением

$$\frac{dQ}{dt} = -kF \frac{dT}{dx}, \quad (25.7)$$

где  $\frac{dQ}{dt}$  – количество тепла, передаваемое в единицу времени от греющего агента к нагреваемой среде в направлении, перпендикулярном поверхности разделяющей среды, ккал/ч;  $k$  – коэффициент теплопередачи, ккал/м<sup>2</sup>·ч·град;  $F$  – поверхность, через которую происходит передача тепла, м<sup>2</sup>;  $dT/dx$  – температурный градиент в направлении, перпендикулярном поверхности раздела сред, град/м;  $x$  – толщина стенки, м.

Количество тепла  $Q$ , передаваемое через поверхность  $F$ , определяется из уравнения

$$Q = kF(t_1 - t_2) = kF\Delta t, \quad (25.8)$$

где  $Q$  – количество передаваемого тепла в ккал/ч;  $t_1$  и  $t_2$  – температуры по обе стороны поверхности теплопередачи в °C;  $\Delta t$  – температурный напор в °C. Температурный напор  $\Delta t$  равен разности температур греющего агента и нагреваемой среды.

Изменение температуры при передаче тепла от конденсирующегося пара к нагреваемой жидкости показано на рис. 25.11.

Как видно из этой схемы, наибольшее падение температуры наблюдается в пленках жидкости 1 и накипи 2 на поверхности металлической стенки 3.

Это объясняется малой по сравнению с металлом теплопроводностью конденсата пара, накипи и пленки нагреваемой жидкости у поверхности стенки.

Полезную разность температур определяют из уравнения

$$\Delta t_n = \Delta t_{\text{общ}} - \Delta, \quad (25.9)$$

где  $\Delta t_{\text{общ}}$  – общая разность температур, равная разности между температурой греющего пара в аппарате I ступени и температурой вторичного пара, поступающего в хвостовой конденсатор:

$$\Delta t_{\text{общ}} = t_{\text{гп}} - t_{\text{п}}^{\text{н}}. \quad (25.10)$$



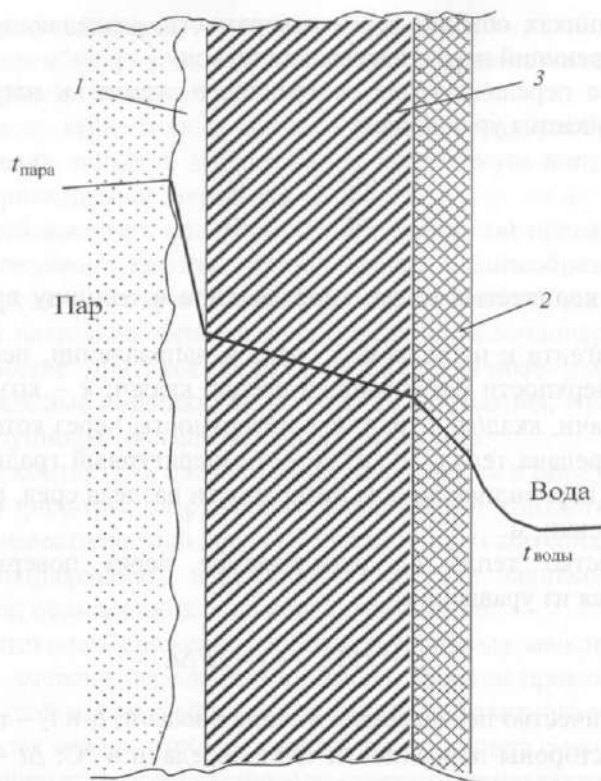


Рис. 25.11. Схема передачи тепла от конденсирующегося пара к нагреваемой жидкости:

1 - жидкость; 2 - накипь; 3 - металлическая стенка

Величина  $\Delta$  характеризует суммарные температурные потери (депрессии) в аппаратах установки на всех ступенях.

Величина  $\Delta$  состоит из различных видов температурных потерь (депрессий): концентрационной, гидростатической и гидродинамической.

Концентрационная депрессия возникает вследствие увеличения концентрации солей в воде при ее упаривании и необходимости повышения температуры кипения.

Гидростатическая депрессия вызвана изменением температуры кипения под действием гидростатического давления - высоты столба жидкости в аппарате.

Гидродинамическая температурная депрессия вызывается потерей давления вторичных паров при переходе из одного аппарата в

другой на преодоление местных сопротивлений. Вторичный пар, как правило, насыщенный, поэтому потеря давления паром влечет за собой уменьшение его температуры. В инженерных расчетах потери давления пара не учитываются, а гидродинамическую депрессию для каждого аппарата принимают 1,0-1,5 °С.

Для определения полезной разности температур в каждом корпусе общую полезную разность  $\Delta t_n$  распределяют между выпарными аппаратами.

В основном в установках на всех ступенях применяют аппараты с одинаковыми характеристиками, при этом поверхности теплопередачи на всех ступенях равны.

Полезная разность температур в аппарате определится как

$$\Delta t_n^i = \frac{Q_i}{k_c \cdot F},$$

где  $F$  - поверхность теплопередачи;  $k$  - коэффициент теплопередачи.

Тогда суммарная полезная разность температур определится как

$$\Delta t_n = \frac{1}{F} \left[ \frac{Q_1}{K_1} + \frac{Q_2}{K_2} + \dots + \frac{Q_n}{K_n} \right].$$

Тогда для разных ступеней запишем:

$$\frac{\Delta t_n^1}{\Delta t_n^2} = \frac{\frac{Q_1}{K_1}}{\frac{Q_2}{K_2}} = \frac{\frac{Q_1}{K_1}}{\frac{Q_n}{K_n}}, \quad (25.11)$$

т.е. суммарная полезная разность температур распределяется пропорционально отношению тепловой нагрузки к коэффициенту теплопередачи для каждой ступени.

С увеличением числа ступеней уменьшается расход тепла. Однако на практике в многокорпусных выпарных установках число ступеней ограничено и не превышает 10 (чаще 3-5). Это объясняется тем, что с увеличением числа аппаратов повышаются температурные потери, а следовательно, снижается общая суммарная движущая сила процесса - полезная разность температур установки.

Поскольку величина  $\Delta t_{\text{общ}}$  снижается с увеличением числа ступеней, то при одной и той же производительности установки необходимая общая поверхность теплопередачи возрастает.

Поэтому при расчете выпарных установок необходимо, чтобы значение полезной разности температур для каждой ступени не было меньше минимального  $\Delta t_{\text{п min}}$  (обычно 5–7 °C).

Предельное количество ступеней  $n_{\text{пред}}$  ориентировочно можно определить из выражения

$$n_{\text{пред}} = (t_{\text{гп}} - t_{\text{п}}^n - n_{\text{пред}} \Delta) / \Delta t_{\text{п min}}, \quad (25.12)$$

где  $\Delta$  – сумма температурных потерь в аппаратах всех ступеней.

Оптимальное число ступеней определяется на основе технико-экономического анализа, учитывающего капитальные и эксплуатационные затраты. Оптимальному числу ступеней соответствует минимальное значение суммы капитальных и эксплуатационных затрат.

Целью теплового расчета испарителя является определение расхода греющего пара, величин поверхности теплопередачи и поверхности конденсации для обеспечения заданной производительности испарителя.

Перед проведением расчета задаются: расчетная производительность испарителя; расчетная величина продувки; параметры греющего агента; параметры опресняемой воды.

Тепловому расчету предшествует выбор схемы и числа ступеней опреснительной установки, а также конструкции испарителей и конденсаторов.

## 25.5. Последовательность расчета многоступенчатых дистилляционных установок

Задача расчета многоступенчатой установки сводится к определению основных геометрических характеристик, включая конструкцию аппарата и его поверхность теплопередачи, а также технологических параметров работы (давления, температуры, расходов). Расчет установки основан на последовательном определении общего количества дистиллята и количества дистиллята на каждой ступени, концентрации солей на входе и выходе каждой ступени.

По значениям давлений паров и концентраций растворов в аппаратах каждой ступени определяют температуры греющих и вто-

ричных паров, определяют суммарную полезную разность температур и значения полезных разностей температур на каждой ступени. Далее определяют тепловые нагрузки в каждом аппарате.

По уровню теплопередачи определяют требуемую поверхность теплопередачи выпарного аппарата и по ней подбирают его характеристики и размеры.

Для выбранного аппарата рассчитывают коэффициенты теплоотдачи и теплопередачи в аппаратах каждой ступени. С учетом тепловых нагрузок и коэффициентов теплопередачи распределяют суммарную полезную разность температур между ступенями. Сравнивают распределенную полезную разность температур с найденными из расчета и в случае расхождения расчет повторяют.

Расход питательной (опресняемой исходной) воды  $G_{\text{нв}}$  определяется как сумма расходов дистиллята и рассола:

$$G_{\text{нв}} = G_{\text{д}} + G_{\text{р}}, \quad (25.13)$$

Баланс солей, основанный на идеализированном предположении о том, что солесодержание дистиллята равно нулю, определяется уравнением

$$G_{\text{нв}} \cdot C_{\text{нв}} = G_{\text{р}} \cdot C_{\text{р}}, \quad (25.14)$$

где  $C_{\text{нв}}$  – солесодержание исходной воды;  $C_{\text{р}}$  – солесодержание рассола.

Отсюда кратность концентрирования исходной воды равна

$$K = \frac{G_{\text{нв}}}{G_{\text{р}}} = \frac{C_{\text{р}}}{C_{\text{нв}}} \quad (25.15)$$

или

$$\frac{G_{\text{сп}}}{G_{\text{д}}} = \frac{K}{K-1}; \quad \frac{G_{\text{р}}}{G_{\text{д}}} = \frac{1}{K-1} = 1 - \frac{C_{\text{исх}}}{C_{\text{р}}}, \quad (25.16)$$

Величина продувки  $\beta$  и процент продувки  $P$  связаны с кратностью концентрирования следующим соотношением:

$$\frac{P}{100} = \beta = \frac{1}{K-1}.$$

Балансовая схема многоступенчатой ДООУ проведена на *рис. 25.12*. Кратность концентрирования определяется исходя из данных о солевом составе воды и зависит от условий образования осадка сульфата кальция на греющих поверхностях. Величина кратности концентрирования определяется на основе расчетов водно-солевых равновесий. Упрощенная методика расчета допустимой кратности концентрирования, используемая для ориентировочных расчетов, приведена в гл. 25.3.

Для теплового расчета:

1. Задаемся требуемым количеством выпаренной воды  $G_q$ .
2. Определяем  $K$  по методике расчета допустимой кратности концентрирования (см. гл. 25.3).

3. Определяем  $G_{\text{общ}} = G_d \cdot \frac{K}{K-1}$  (по формуле (25.15)).

4. Определяем расход рассола:  $G_p = G_{\text{пит}} - G_d$ .

5. Задаемся количеством ступеней (5–10)  $= N$ .

6. Первоначально принимаем равное распределение количеств выпариваемой воды по аппаратам:  $G_{q_i} = \frac{G_d}{N}$

Для трехступенчатой схемы:  $G_1 = G_2 = G_3 = \frac{G_d}{3} = \frac{G_{\text{общ}}}{3}$ .

7. Расчет концентраций раствора по аппаратам.

Из 1-го аппарата во второй переходит  $G_{p1} = G_{\text{исх}} - G_1$

Концентрации раствора в 1-м аппарате  $G_1 = \frac{C_n \cdot G_{\text{исх}}}{G_{p1}}$ .

Во 2-м аппарате  $G_2 = \frac{C_n \cdot G_{\text{исх}}}{G_{p12}}$ .

В 3-м аппарате  $G_3 = \frac{C_n \cdot G_{\text{исх}}}{G_{p3}}$  и т.д.

8. Определяем распределение перепада давлений по корпусам.

Сначала определяем разность между давлением греющего пара и давлением вторичного пара в 3-м аппарате:  $\Delta p_{\text{общ}}$ .

Предварительно распределим перепад давлений между аппаратами поровну, т.е. на каждый корпус приходится

$$\Delta p = \Delta p_{\text{общ}} / N.$$

Тогда абсолютные давления в выпарных аппаратах определяются следующим образом:

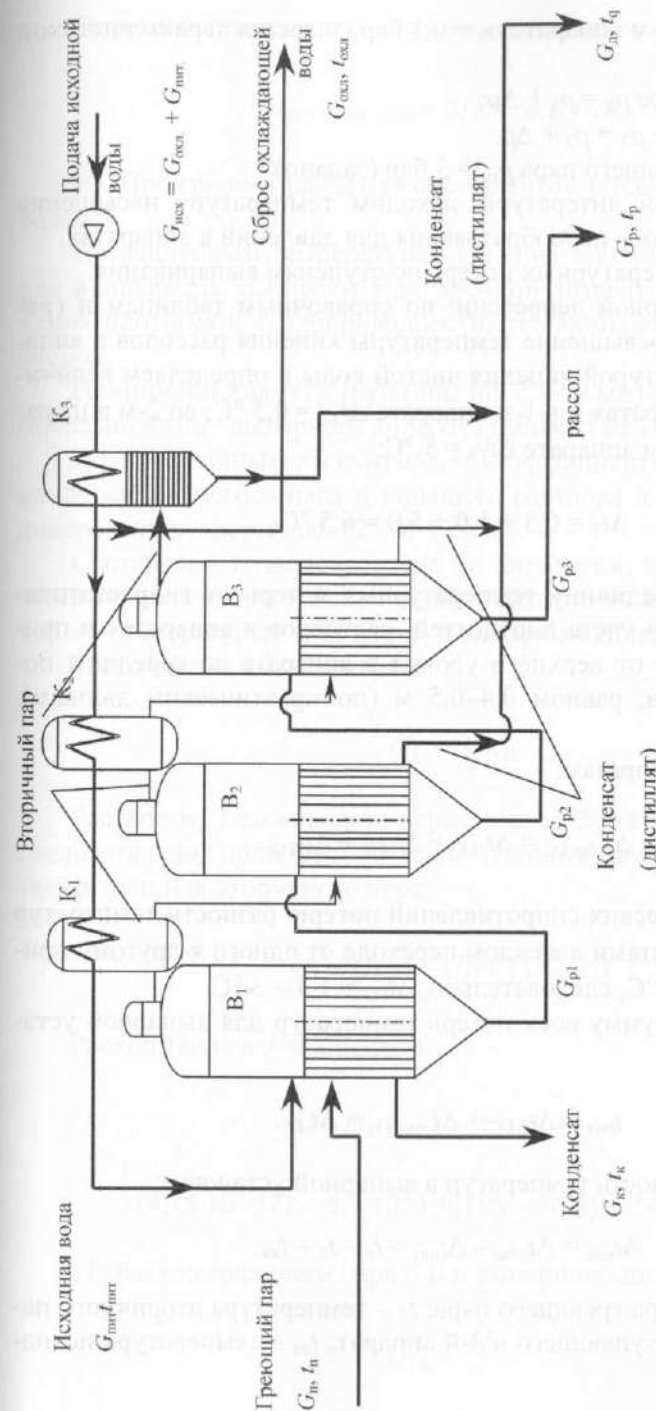


Рис. 25.12. Принципиальная схема многоступенчатой ДООУ с выпарными аппаратами:

$B_1, B_2, B_3$  – выпарные аппараты;  $K_1, K_2, K_3$  – конденсаторы;  $K_3$  – концевой («хвостовой») конденсатор;  $G_{p1}, G_{p2}, G_{p3}$  – расходы рассола;  $G_d$  – расход дистиллята;  $G_n$  – расход греющего пара;  $G_{\text{пит}}$  – расход питательной воды;  $G_k$  – расход конденсата;  $G_{\text{окс}}$  – расход охлаждающей воды;  $t_n$  – температура дистиллята;  $t_d$  – температура греющего пара;  $t_{\text{ит}}$  – температура питательной воды;  $t_k$  – температура конденсата;  $t_{\text{окс}}$  – температура охлаждающей воды



в последнем 3-м аппарате  $p_3 = 0,1$  бар (задается характеристикой аппарата);

во 2-м аппарате  $p_2 = p_3 + \Delta p$ ;

в 1-м аппарате  $p_1 = p_2 + \Delta p$ .

Давление греющего пара  $p_{гр} = 3$  бар (задано)

Из справочной литературы находим температуру насыщения паров воды и теплоту парообразования для давлений в аппаратах.

9. Расчет температурных потерь по ступеням выпаривания.

От температурной депрессии: по справочным таблицам и графикам находим превышение температуры кипения рассолов в аппаратах над температурой кипения чистой воды и определяем величину  $\Delta t$  во всех аппаратах и в 1-м аппарате  $\Delta t_{T1} = 0,5$  °C; во 2-м аппарате  $\Delta t_{T2} = 1$  °C; в 3-м аппарате  $\Delta t_{T3} = 5$  °C:

$$\Delta t_T = 0,5 + 1,0 + 5,0 = 6,5 \text{ °C}.$$

Определяем величину температурных потерь от гидростатического эффекта при учете плотностей растворов в аппаратах и принятом расстоянии от верхнего уровня в аппарате до середины поверхности нагрева, равном 0,4–0,5 м (по практическим данным):  $\Delta t_{\text{общ ГС}}$ .

Всего по 3 аппаратам:

$$\Delta t_{\text{общ ГС}} = \Delta t_{1\text{ГС}} + \Delta t_{2\text{ГС}} + \Delta t_{3\text{ГС}}.$$

От гидравлических сопротивлений потерю разности температур  $\Delta t_{\text{ГС}}$  между аппаратами в каждом переходе от одного к другому принимаем равным 1 °C, следовательно,  $\Delta t_{\text{ГС}} = 1 \cdot 3 = 3$  °C.

Определяем сумму всех потерь температур для выпарной установки  $t_{\text{пот}}$ :

$$t_{\text{пот}} = \Delta t_{\text{Т ГС}} + \Delta t_{\text{общ ГС}} + \Delta t_{\text{ГС}}.$$

Полезная разность температур в выпарной установке:

$$\Delta t_{\text{пол}} = \Delta t_{\text{общ}} - \Delta t_{\text{пот}} - t_{\text{г}} - t_2 - t_{\text{ив}},$$

где  $t_{\text{г}}$  – температура греющего пара;  $t_2$  – температура вторичного пара II ступени, поступающего в 3-й аппарат;  $t_{\text{ив}}$  – температура исходной воды.

Определим температуру кипения растворов в аппаратах:

$$t_{\text{кип}} = t_{\text{вт.пара}} + \Delta t_{\text{Т}} + \Delta t_{\text{ГС}} + \Delta t_{\text{г}}.$$

10. Производим расчет коэффициентов теплопередачи по аппаратам.

По найденным температурам кипения и концентрациям растворов в аппаратах выбираем в справочной литературе расчетные значения плотности, теплопроводности, теплоемкости и вязкости растворов.

Принимаем диаметр труб (обычно 25–50 мм) и их длины применительно к типу выпарного аппарата (обычно от 1,5 до 2 м).

По этим данным рассчитываем коэффициенты теплоотдачи для конденсирующегося пара и кипящего раствора и коэффициент теплопередачи по формулам (25.6)–(25.11).

Составляем тепловой баланс по аппаратам, пренебрегая тепловыми потерями, при условии подачи воды на выпаривание, подогретой до температуры кипения в 1-м выпарном аппарате.

Расход тепла в 1-м аппарате

$$Q_1 = G_1 \cdot \tau_1.$$

Раствор из 1-го аппарата переходит во 2-й аппарат перегретым, следовательно, привносимое тепло (теплота самоиспарения) вычитается от тепла вторичного пара:

$$Q_2 = G_2 \cdot \tau_2 - G_{\text{р1}} \cdot C_1 \cdot (t_1 - t_2).$$

Расход тепла в 3-м аппарате

$$Q_3 = G_3 \cdot \tau_3 - G_{\text{р2}} \cdot C_2 \cdot (t_2 - t_3) =$$

$$= 4,75 \cdot 10^3 \cdot 571 - 5,5 \cdot 10^3 \cdot 1,0(105 - 56,8) = 2448 \text{ ккал/ч}.$$

11. Расход греющего пара в 1-м выпарном аппарате составит:

$$G_{\text{гр}} = \frac{Q_1}{Q_{\text{ул}}},$$

где  $Q_{\text{уд}}$  — удельная теплота парообразования.

12. Удельный расход греющего пара:

$$q_{\text{гр}} = \frac{G_{\text{д}}}{G_{\text{пex}}} = 0,34 \text{ (кг пара / кг дистиллята)}.$$

13. Распределение полезной разности температур по выпарным аппаратам определяется исходя из условия их равной поверхности  $Q/K$ .

Находим коэффициенты пропорциональности:

$$\text{для 1-го аппарата } \frac{Q_1}{K_1};$$

$$\text{для 2-го аппарата } \frac{Q_2}{K_2};$$

$$\text{для 3-го аппарата } \frac{Q_3}{K_3}.$$

Полезные разности температур для каждого выпарного аппарата

$$\Delta t_1 = \frac{\Delta t_{\text{полн}}}{\Sigma Q/K} \cdot \frac{Q}{K}.$$

Проверяем: сумма полученных значений:  $\Sigma \Delta t = \Delta t_{\text{полн}}$ .

14. Определяем поверхности нагрева для каждого выпарного аппарата:

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t}.$$

Определяем  $F_1, F_2, F_3$ .

15. Уточняем температуру вторичных паров и давлений по аппаратам.

По каталогу «Аппараты выпарные трубчатые вертикальные» (каталог-справочник) (М.: ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1965, 64 с.) по поверхности нагрева выбираем тип выпарного аппарата. Этим

расчетом основные технологические параметры ВУ определены, что позволяет оценить необходимые габариты помещения для установки.

## 25.6. Кондиционирование воды, полученной на дистилляционных установках

При использовании опресненной воды для хозяйственно-питьевых нужд ее качество должно удовлетворять требованиям Сан-ПиН 2.1.4.1074-01.

Дистиллированная вода содержит не более 5 мг/л солей. Для обеспечения хорошего вкуса питьевой воды нужно, чтобы в ней содержалось не менее 0,5–1,0 мг-экв/л кальция и 0,5–1 мг-экв/л бикарбонат-ионов. Вода с содержанием менее 100 мг/л имеет пресный вкус.

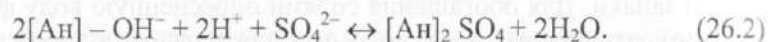
Для улучшения вкусовых качеств воды, опресненной дистилляцией, ее приходится обогащать солями и удалять неприятные привкусы и запахи. Для обогащения солями опресненную воду фильтруют через загрузки из гипса, доломита или магнезита либо смешивают с исходной соленой водой в требуемых соотношениях. Для удаления из опресненной воды веществ, придающих ей запах, воду следует фильтровать через активный уголь. Обычно используют напорные фильтры с активным углем марок БАУ с размером зерен 1–3,5 мм. При высоте слоя активного угля в фильтре 2,5–2,8 м скорость фильтрации опресненной воды принимается 30 м/ч.

## Глава 26. Ионный обмен. Ионообменные методы опреснения и обессоливания воды

### 26.1. Теоретические основы. Аниониты

Ионообменный метод опреснения и обессоливания воды основан на последовательном фильтровании воды через Н-катионитовые и ОН-анионитовые фильтры. Основы работы катионообменных фильтров в гл. 23.

*Аниониты* – иониты, представляющие собой нерастворимые в воде соли и основания с закрепленными на матрице катионитами или анионообменными группами, обменивающиеся в растворах анионами. Анионы функциональных групп анионита (которыми анион был предварительно заряжен) способны обмениваться с анионами из раствора в соответствии с реакциями:



Символом [An] обозначена нерастворимая в воде матрица анионита, играющая роль катиона. Условно считают катион [An] анионита одновалентным.

В зависимости от степени диссоциации ионогенных групп различаются сильно-, средне- и слабоосновные аниониты.

*Сильноосновные* аниониты сорбируют все анионы солей из раствора. Они способны обменивать ОН-ион своей активной группы на анионы растворенных в воде солей сильных кислот. Эти аниониты поглощают из воды аниониты кремневой, угольной и других слабых кислот при отсутствии в воде сильных кислот и их солей.

Сильноосновные аниониты наиболее эффективны при значениях pH раствора от 0 до 10. Ряд селективности для стандартного анионита типа АВ-17-8 выглядит следующим образом:



Для регенерации сильнокислотных анионитов используются только концентрированные растворы щелочей либо концентрированные растворы хлоридов или карбонатов, взятых с большим избытком по сравнению со стехиометрическим количеством.

Таблица 26.1

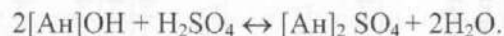
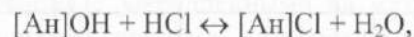
Технологические характеристики анионитов

Анионит, марка	Тип ионогенных групп	Степень диссоциации	Рабочий диапазон pH	Размер зерен в мм	Полная обменная способность 2-экв/м <sup>3</sup> по SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> /SiO <sub>3</sub> <sup>2-</sup>
АВ-17-8	Четвертичные аминогруппы -N-H <sup>+</sup> Вторичные и третичные аминогруппы	Сильноосновный	0–14	0,2–0,85	800/400
АН-31		Слабоосновный	0–7	0,3–1,6 0,4–2	1000/– 1500/–
АН-2ФГ		Сильноосновный	0–7	0,3–0,85	1500/–
Amberlite IR-4B	-4-	Сильноосновный	0–7	0,3–0,85	1500/–
Amberlite IRA-410		Слабоосновный	0–14	0,3–0,85	1100/350
Dowex-1		Сильноосновный	0–14	0,3–0,85	1500
Purolite A845	-4-	Сильноосновный	0–14	Моно	1400
Amberlite Amberjet 1200		Сильноосновный	0–14	Моно	1200
Dowex marathon A, APCORE mono A-625		Сильноосновный	0–14	Моно	1200



Сильноосновные аниониты в OH-форме используются в схемах полного обессоливания воды в основном для доочистки воды от анионов слабых кислот. В схемах глубокого обессоливания через аниониты фильтруют воду, предварительно прошедшую через H-катионитовые фильтры и очищенную от катионов. Аниониты в Cl-форме могут поглощать из воды такие анионы, как  $\text{HCO}_3^-$ ,  $\text{NO}_3^-$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$ .

При фильтровании через OH-анионит воды, прошедшей через H-катионитовый фильтр, в которой катионы заменены на ионы  $\text{H}^+$ , происходит обмен анионов  $\text{OH}^-$  на анионы  $\text{Cl}^-$  и  $\text{SO}_4^{2-}$ :



Бикарбонат-ионы  $\text{HCO}_3^-$  в поступающей на анионитовые фильтр воде обычно отсутствуют, так как образующаяся при H-катионировании углекислота удаляется в дегазаторе, установленном после H-катионитовых фильтров (см. гл. 26.2).

На рис. 26.1 и 26.2 показаны выходные кривые сорбции анионов и формирование фронтов сорбции в анионитовых фильтрах.

Анионы слабых кислот (кремниевой и угольной) сорбируются сильноосновными анионитами, но только при отсутствии в воде сильных кислот и их солей. Поэтому в схемах полного обессоливания воды сильноосновные аниониты обычно используются на II ступени для удаления из воды анионов слабых кислот.

Анионитовые фильтры регенерируют 2–4%-ным раствором щелочи:



Отмытые от продуктов регенерации анионитовые фильтры снова включают в работу.

Слабоосновные аниониты сорбируют только анионы сильных кислот в кислых средах.

Слабоосновные аниониты обладают значительно большей, чем сильноосновные, обменной емкостью. Их емкость и ряд селективности сильно зависят от pH раствора.

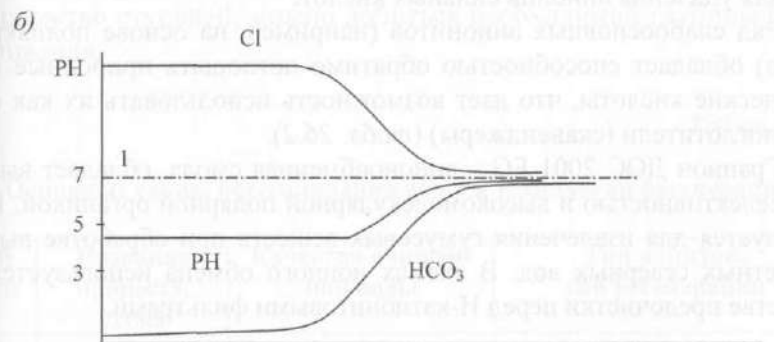
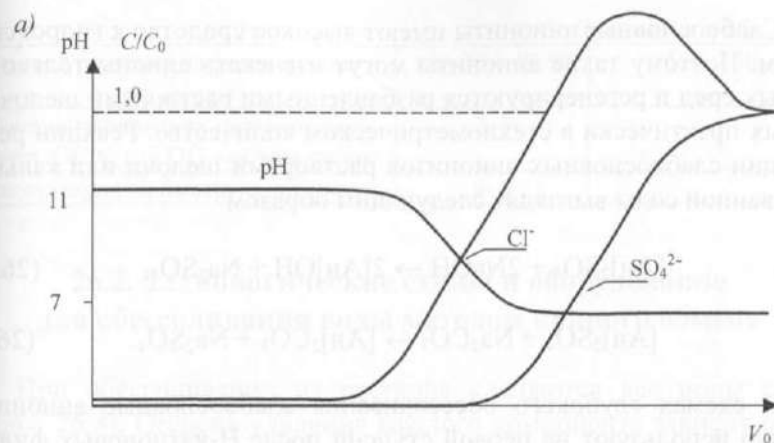


Рис. 26.1. Выходные кривые сорбции анионов  $\text{Cl}^-$  и  $\text{SO}_4^{2-}$  на анионите в  $\text{OH}^-$ -форме (а) и в  $\text{Cl}^-$ -форме (б):  $C/C_0$  — отношение текущей концентрации иона к исходной;  $V_0$  — объем профильтрованной воды

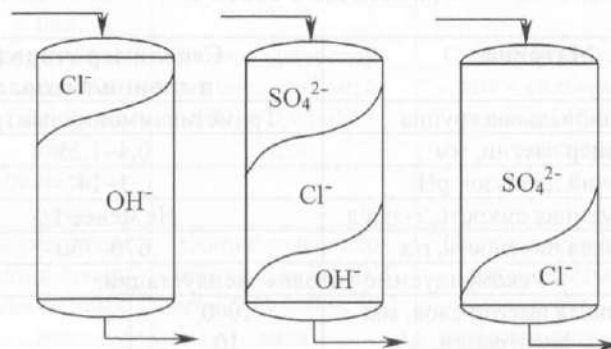
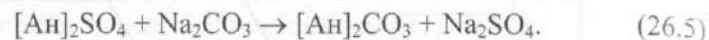


Рис. 26.2. Формирование в анионите в  $\text{OH}^-$ -форме фронтов сорбции анионов

Слабоосновные аниониты имеют высокое сродство к гидроксид-ионам. Поэтому такие аниониты могут извлекать анионы только из кислых сред и регенерируются разбавленными растворами щелочей, взятых практически в стехиометрическом количестве. Реакции регенерации слабоосновных анионитов растворами щелочи или кальцинированной соды выглядят следующим образом:



В схемах глубокого обессоливания слабоосновные аниониты обычно используют на первой ступени после Н-катионовых фильтров для удаления анионов сильных кислот.

Ряд слабоосновных анионитов (например, на основе полиакрилатов) обладает способностью обратимо поглощать природные органические кислоты, что дает возможность использовать их как органопоглотители (скавенджеры) (табл. 26.2).

Гранион ДОС 2001 FG – анионообменная смола, обладает высокой селективностью и высокомолекулярной полярной органикой. Используется для извлечения гумусовых веществ при обработке высокоцветных северных вод. В схемах ионного обмена используется в качестве предочистки перед Н-катионитовыми фильтрами.

Таблица 26.2

#### Характеристики анионита-органопоглотителя Гранион ДОС 2001 FG

Матрица	Сополимер стирола и дивинилбензола	
Функциональная группа	Триметиламмонийные группы	
Размер частиц, мм	0,4–1,25	
Рабочий диапазон pH	1–14	
Полная обменная емкость, г-экв/л	Не менее 1,5	
Насыпная плотность, г/л	670–730	
Рекомендуемые условия эксплуатации:		
Минимальная высота слоя, мм	1000	
Скорость фильтрации, м/г	10	
Реагенты для регенерации	NaCl + NaOH	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>
Концентрация реагента, %	8–10 + 2–3	8–10

Окончание табл. 26.2

Расход реагента на регенерацию, г/л смолы	150–30 + 40–90	150–300
Скорость передачи раствора реагента, ОС/ч, где ОС – объем смолы	2–3	
Расход воды на быструю промывку	4–6	

## 26.2. Технологические схемы и оборудование для обессоливания воды методом ионного обмена

При обессоливании из раствора удаляются все ионы солей (табл. 26.3). Степень удаления каждого компонента зависит от селективности ионита. Подбирая тип ионита, режим регенерации и количество ступеней, можно добиться необходимой глубины обессоливания.

Таблица 26.3

### Основные схемы обессоливания воды и технологии регенерации

№ п/п	Название процесса, схема	Качество очищенной воды	Тип ионитов, тип регенерации
1	2	3	4
1	Одноступенчатая схема частичного обессоливания	Общее солесодержание – до 2–10 мг/л	Сильнокислотный катионит – слабоосновный анионит. Прямоточная регенерация
2	Двухступенчатое Н-катионирование-анионирование	Общее солесодержание – 1–3 мг/л; SiO <sub>2</sub> – 0,05–0,15 мг/л	Сильнокислотный катионит – сильноосновный анионит. Прямоточная регенерация
3	Двухступенчатая схема обессоливания	Общее солесодержание – до 0,1–0,2 мг/л; SiO <sub>2</sub> – 0,02–0,1 мг/л	Сильнокислотный катионит – слабоосновный анионит. Сильнокислотный катионит – сильноосновный анионит. Прямоточная регенерация

1	2	3	4
4	Трехступенчатая схема обессоливания	Общее солесодержание – мг/л; $\text{SiO}_2$ – мг/л	Сильнокислотный катионит – слабоосновный анионит. Сильнокислотный катионит – сильноосновный анионит. Прямоточная регенерация
5	Схема полного обессоливания с ФСД	То же	То же
6	Схемы с последовательно установленными слабыми и сильными ионитами	То же	Сильнокислотный катионит – слабоосновный анионит. Сильнокислотный катионит – сильноосновный анионит – ФСД. Прямоточная регенерация
7	Схемы с противоточной регенерацией	То же	Сильнокислотный катионит – сильноосновный анионит – ФСД. Прямоточная регенерация
8	Схемы с последовательным использованием ионитов полойно с противоточной регенерацией	То же	Слабокислотный катионит – сильноосновный анионит. Слабокислотный катионит – сильноосновный анионит – ФСД. Прямоточная регенерация

Обессоливание может проводиться в одну, две, три ступени. В каждой ступени раствор последовательно сначала проходит через катионит в Н-форме, а затем через анионит в ОН-форме. При этом из раствора извлекаются катионы и анионы.

Одноступенчатая схема частичного обессоливания, включающая фильтры с сильнокислотным катионитом и сильноосновным анионитом, показана на рис. 26.3, а. Такая схема обеспечивает снижение солесодержания в 10–50 раз.

Емкость сильноосновного анионита по карбонат-ионам имеет невысокое значение, поэтому для повышения эффективности очистки из воды удаляют уголекислоту, снижая тем самым количество образующихся карбонат- и бикарбонат-ионов. Для удаления уголекислоты

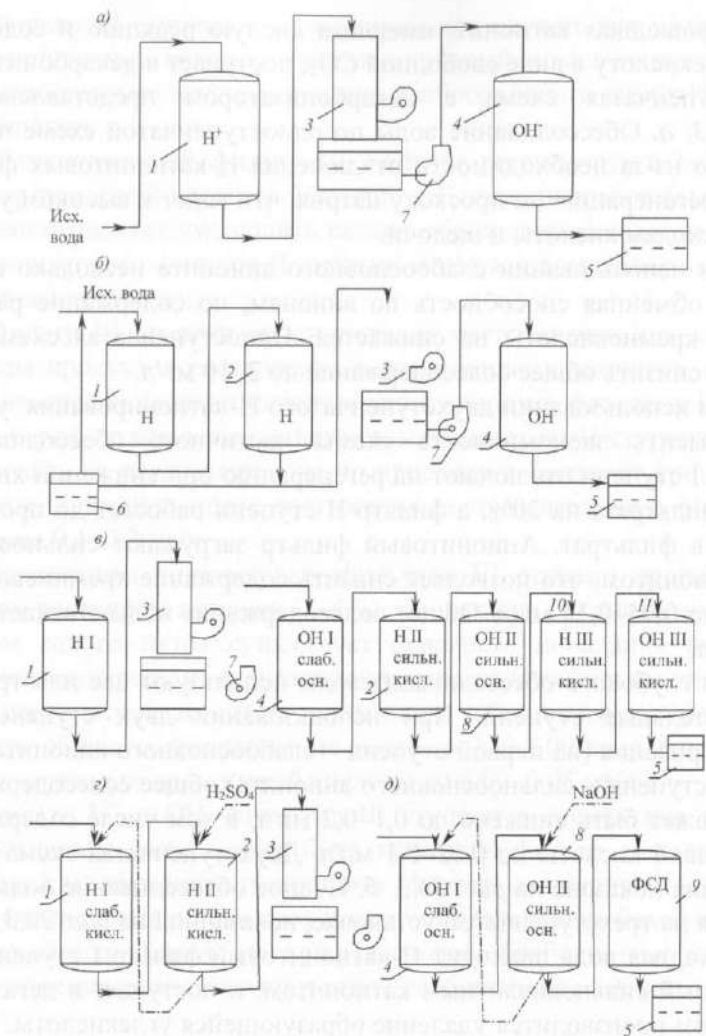


Рис. 26.3. Технологическая схема обессоливания воды:

а – схема частичного обессоливания в одну ступень; б – схема с двухступенчатым Н-катионированием; в – трехступенчатая схема полного обессоливания воды; г – схема полного обессоливания с ФСД; д – схема с противоточной регенерацией и ФСД.

1 – Н-катионитовый фильтр I ступени; 2 – Н-катионитовый фильтр II ступени; 3 – дозатор; 4 – анионитовый фильтр; 5 – бак обессоленной воды; 6 – бак регенерационного раствора кислоты для фильтров I ступени; 7 – насос; 8 – анионитовый фильтр второй ступени; 9 – фильтр смешанного действия; 10 – Н-катионитовый фильтр III ступени; 11 – ОН-анионитовый фильтр III ступени; 12 – бак отмычной воды анионитовых фильтров



вода, прошедшая катионит, имеющая кислую реакцию и содержащая углекислоту в виде свободной  $\text{CO}_2$ , поступает в декарбонизатор. Одноступенчатая схема с декарбонизатором представлена на *рис. 26.3, а*. Обессоливание воды по одноступенчатой схеме неэкономично из-за необходимости отключения Н-катионитовых фильтров на регенерацию по проскоку натрия, что ведет к высоким удельным расходам кислоты и щелочи.

При использовании слабоосновного анионита несколько повышается обменная способность по анионам, но содержание растворенной кремниевой кислоты не снижается. Одноступенчатая схема позволяет снизить общее солесодержание до 2–10 мг/л.

При использовании двухступенчатого Н-катионирования удается повысить экономичность схемы частичного обессоливания. Фильтр I ступени отключают на регенерацию при снижении кислотности фильтрата на 20%, а фильтр II ступени работает до проскока натрия в фильтрат. Анионитовый фильтр загружают сильноосновным анионитом, что позволяет снизить содержание кремниевой кислоты до 0,05–0,15 мг/л. Общее солесодержание воды снижается до 1–3 мг/л.

Для глубокого обессоливания воды используют две или три последовательные ступени. При использовании двух ступеней Н-катионирования (на первой ступени – слабоосновного анионита и на второй ступени – сильноосновного анионита) общее солесодержание воды может быть снижено до 0,1–0,2 мг/л, в том числе содержание кремниевой кислоты до 0,02–0,1 мг/л. Двухступенчатая схема обессоливания показана на *рис. 26.3, б*. Полное обессоливание воды достигается на трехступенчатой установке, показанной на *рис. 26.3, в*.

Исходная вода проходит Н-катионитовый фильтр I ступени, загруженный сильнокислотным катионитом, и поступает в дегазатор, в котором производится удаление образующейся углекислоты. Вода, освобожденная от растворенной углекислоты, собирается в бак и из него насосом подается в анионитовый фильтр I ступени, загруженный слабоосновным анионитом. Фильтрат анионитового фильтра I ступени поступает в Н-катионитовый фильтр второй ступени, загруженный сильнокислотным катионитом. Из катионитового фильтра II ступени вода подается в анионитовый фильтр II ступени, загруженный сильноосновным анионитом. Этот фильтр предназначен для удаления из частично обессоленной на I ступени воды растворенной кремниевой кислоты. Сильноосновный анионит в фильтре II ступени регенерирует раствором едкого натра – сначала 2–3%, затем 0,2–0,3%.

Фильтр III ступени Н-катионирования служит для удаления из воды остаточных количеств натрия, который может попасть в воду при недостаточно полной отмывке слабоосновного анионита после регенерации.

Н-катионитовый фильтр III ступени регенерируют 1–2%-ным раствором серной кислоты. Наличие в Н-катионитового фильтра III ступени позволяет уменьшить расход обессоленной воды на отмывку анионитового фильтра II ступени и повысить экономичность работы всей установки.

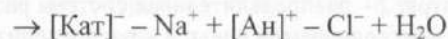
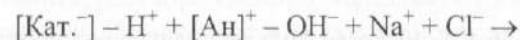
Фильтр III ступени анионирования предназначен для удаления из воды продуктов растворения и разрушения катионитов, а также для повышения степени использования анионита фильтров II ступени, которые при наличии анионитовых фильтров III ступени можно выключать на регенерацию не по проскоку в фильтрат кремниевой кислоты, а позднее, после достижения ее концентрации в фильтрате значения 0,1–0,2 мг/л.

Регенерация анионитовых фильтров III ступени производится водным раствором аммиака (2–4%), так как при регенерации их раствором едкого натра существует опасность попадания натрия в обессоленную воду из отмывочной воды в начале фильтроцикла.

Трехступенчатая схема ионитового обессоливания позволяет снизить общее солесодержание воды со 100–500 мг/л до 0,05–0,1 мг/л, в том числе кремниевой кислоты до 0,02–0,05 мг/л.

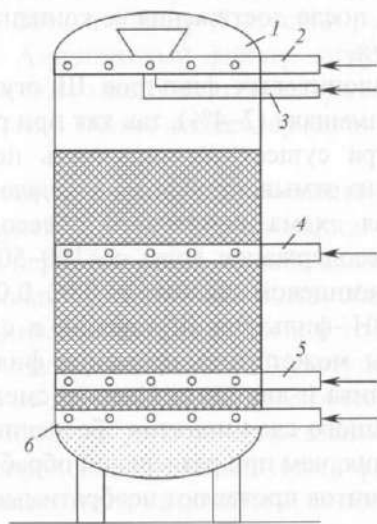
Вместо  $\text{H}^+$  и  $\text{OH}^-$ -фильтров III ступени в схемах для полного обессоливания воды может быть применен фильтр со смешанной загрузкой из катионита и анионита (фильтр смешанного действия). Применение смешанного слоя ионитов обеспечивает более высокий эффект обессоливания, чем при раздельной обработке (*рис. 26.3, г*).

В слое зерен ионитов протекают необратимые реакции:



При этом процессе отсутствует противоионный эффект и из воды при проходе через слой смеси ионитов извлекаются все содержащиеся в воде ионы. Благодаря высокому эффекту обессоливания

достигается работа фильтра смешанного действия при высоких скоростях потока. Схема устройства и работы фильтра смешанного действия (ФСД) показана на *рис. 26.4*. Фильтр смешанного действия отличается от обычного катионитового фильтра наличием на дне системы подачи сжатого воздуха (для смешивания ионов) и дополнительной распределительной системы для подачи регенерационного раствора кислоты внутрь слоя загрузки на границе раздела катионита и анионита. В фильтр смешанного действия сначала загружают катионит. Толщину слоя катионита принимают такой, чтобы распределительная система, располагаемая в загрузке, была покрыта тонким слоем катионита. Поверх катионита загружают слой анионита. Катионит и анионит в фильтре перемешивают с помощью подачи в нижнюю распределительную систему сжатого воздуха.



**Рис. 26.4.** Устройство фильтра смешанного действия:

- 1 – корпус фильтра; 2 – распределительная система раствора щелочи;
- 3 – трубопровод обессоливаемой воды; 4 – распределительная система раствора кислоты; 5 – распределительная система сжатого воздуха;
- 6 – дренажная система

После насыщения ионитов содержащимися в воде анионами и катионами фильтр регенерирует. Перед проведением процесса регенерации смесь ионитов необходимо разделить на слои катионита и анионита. Разделение ионитов производится гидродинамическим методом.

Катионит и анионит имеют, как правило, некоторое различие в плотности. Плотность гранул стандартного катионита КУ-2-8 составляет 1,18–1,23 г/мл. Плотность анионита АВ-17-8 равна 1,06–1,09 г/мл. При этом зерна катионита должны иметь несколько больший размер, чем зерна анионита, благодаря чему возрастает эффективность разделения смол. Для эффективного разделения гранулы (зерна) ионитов должны быть одинакового размера. Современные производители ионообменных смол (фирмы Dow Chemical, Purolite, Bayer, Rohm and Haas) выпускают монодисперсные иониты с гранулами сферической формы, специально подобранные и отсортированные по плотности и размеру.

Разделение катионита и анионита для их регенерации достигается путем их взрыхления (подачи воды в нижнюю распределительную систему фильтра). Интенсивность подачи воды составляет 6–8 л/м<sup>2</sup>·с, что обеспечивает создание псевдоожиженного слоя. При медленном снижении скорости подачи воды на взрыхление вначале оседают более тяжелые и крупные частицы катионита, а затем более мелкие зерна анионита. По мере износа и разрушения частиц ионитов эффективность их разделения падает, что ухудшает регенерацию и приводит к снижению качества обессоленной воды. При регенерации фильтра смешанного действия сначала через верхнюю распределительную систему подают раствор едкого натра, который проходит через слой анионита, затем слой катионита и выводится из фильтра. Интенсивность подачи едкого натра составляет 70–90 г/г-экв рабочей обменной емкости. Немедленно после пропуска раствора щелочи производят отмывку анионита обессоленной водой с подачей ее сверху вниз. Количество отмывочной воды составляет 6–8 м<sup>3</sup> на 1 м<sup>3</sup> анионита. После проведения отмывки ионита скорость подачи отмывочной воды снижают до значения 3–5 м/г и начинают подачу в фильтр через среднюю распределительную систему, расположенную над слоем катионита, раствора кислоты. Используют 3%-ный раствор серной кислоты или 5%-ный раствор соляной кислоты. Удельный расход кислоты на регенерацию катионита принимают из расчета 200–250 г серной кислоты на 1 г-экв рабочей обменной способности катионита. После пропуска всего раствора кислоты продолжают отмывку фильтра до исчезновения в промывной воде сульфат-ионов, а затем перемешивают катионит и анионит сжатым воздухом. Схема обвязки ФСД показана на *рис. 26.5*.

Фильтры смешанного действия серийно выпускаются Таганрогским заводом «Красный котельщик» диаметром 2,0 и 2,6 м. Они изготавливаются с внутренней и выносной регенерацией.

Эксплуатация ФСД состоит из следующих операций:

- работа фильтра в режиме обессоливания (открыты задвижка 1 подачи исходной воды и отвода обессоленной воды 2, закрыты задвижки 3, 4, 5, 6);
- регенерация состоит из ряда операций:
  - взрыхление и разделение (стратификация) слоя, открыты задвижки подвода взрыхляющей воды 3 и 4;
  - подача раствора едкого натра 8 через верхнюю распределительную систему (открыты задвижки 8 и 9);
  - отмывка анионита обессоленной водой (открыты задвижки 5 и 9);
  - подача через среднюю распределительную систему регенерационного раствора кислоты (открыты задвижки 9 и 10).

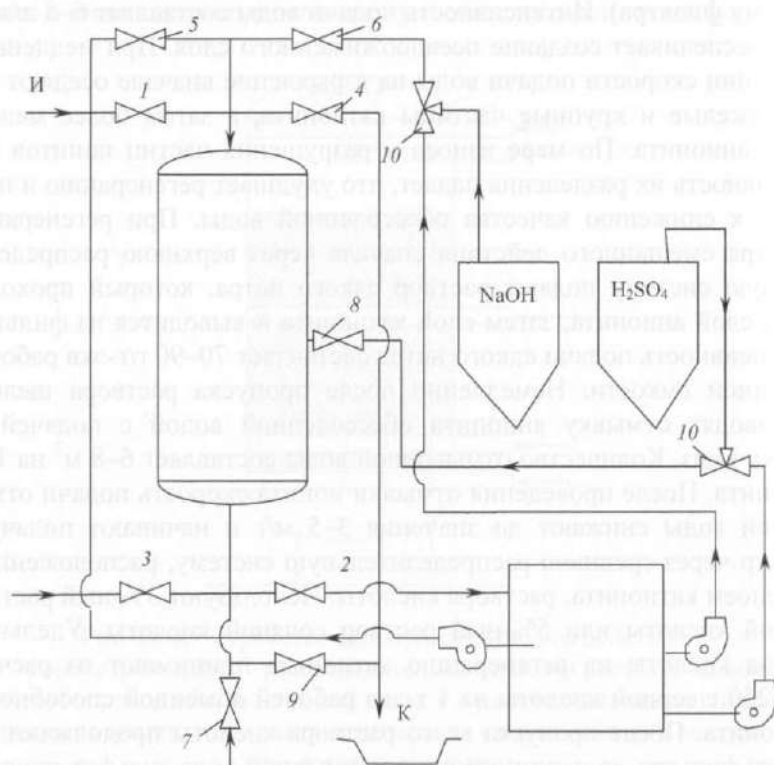


Рис. 26.5. Схема обвязки фильтра смешанного действия:

1 — подача исходной воды; 2 — выход обессоленной воды; 3 — подача воды на взрыхление; 4 — сброс воды после взрыхления; 5 — подача воды на отмывку анионита; 6 — подача раствора NaOH на регенерацию; 7 — подача сжатого воздуха; 8 — подача серной кислоты; 9 — сброс регенерационного раствора; 10 — эжекторы

При толщине слоя ионитов в фильтрах смешанного действия 2–2,5 м скорость фильтрования может достигать 30–50 м/ч. Фильтры смешанного действия позволяют получить более глубоко обессоленную воду, однако расходы реагентов на их регенерацию на 50–60% превосходят их расходы при регенерации отдельных катионитовых и анионитовых фильтров.

В ряде случаев при эксплуатации фильтров смешанного действия используют внешнюю (выносную) регенерацию. При выносной регенерации обессоливание производится в одном фильтре, а разделение и регенерация ионитов — в другом аппарате, специально предназначенном для проведения соответствующих операций. Такой подход обеспечивает более высокие степени регенерации и соответственно глубину обессоливания.

Из-за сложности операций разделения смеси ионитов и их регенерации фильтры смешанного действия применяют в основном для глубокого дообессоливания воды в тех случаях, когда регенерация применяется редко. Наиболее широко такие фильтры применяются в схемах для получения сверхчистой воды с сопротивлением 18 Мом/см в микроэлектронике, а также в теплоэнергетике при производстве воды для котлов высокого давления.

В трехступенчатых схемах обессоливания для экономии отмывочной воды и реагентов отработанные регенерационные растворы и промывные воды фильтров II и III ступеней используют для взрыхления и регенерации фильтров I ступени, для чего предусматривают соответствующие трубопроводы и баки.

За рубежом широко распространены схемы с последовательно установленными слабо- и сильнодиссоциирующими ионитами (рис. 26.3, г).

При последовательном расположении фильтров со слабокислотным катионитом и сильнокислотным катионитом эффективнее используется их обменная емкость. Как уже говорилось, слабокислотные катиониты имеют очень большую обменную емкость (около 2000 мг-экв/л), поэтому на слабом катионите полностью задерживаются ионы жесткости и частично  $\text{Na}^+$ , а на сильнокислотном — оставшиеся следовые количества катионов. При регенерации раствор кислоты (берущийся с избытком) пропускают через фильтр с сильнокислотным катионитом, после чего регенерат (отработанный регенерирующий раствор) используется для регенерации фильтра со слабокислотным катионитом. Слабоосновные аниониты также имеют высокую обменную емкость, но не удаляют анионы слабых кислот (кремниевой, угольной). Поэтому, установив последовательно фильтры со слабо- и сильноосновным анионитом, удается наибо-



более эффективно реализовать их свойства. На слабом анионите удаляется основная масса анионов, а на сильном извлекаются оставшиеся анионы. В результате обеспечивается высокое значение рабочей обменной емкости при заданном качестве обессоленной воды.

При регенерации анионитовых фильтров раствор щелочи вначале пропускается через фильтр с сильноосновным анионитом, после чего регенерат, содержащий избыток щелочи, подается на фильтр со слабоосновным анионитом. Как уже отмечалось выше, для регенерации слабоосновного анионита используются стехиометрические количества щелочи. В результате щелочь используется наиболее полно. Описанные схемы позволяют сократить габариты фильтров, количества используемых анионитов и резко уменьшить расходы реагентов для регенерации.

Современные схемы глубокого обессоливания воды (для ТЭЦ) используют технологии противоточной регенерации. Как уже говорилось, при использовании противоточной регенерации удается добиться большей глубины обессоливания и экономии регенерационных растворов. При этом удается достигнуть высокого качества (снижения солесодержания до 0,1–0,2 мг/л) обессоленной воды не в две, а в одну ступень. Поэтому вместо описанной выше «классической» трехступенчатой схемы обессоливания (две ступени и ФСД) используются две ступени обессоливания (см. рис. 26.3, д): фильтр с сильнокислотным катионитом, фильтр с сильноосновным анионитом и ФСД. Применение технологии противоточной регенерации особенно успешно осуществляется при реконструкции цехов химводоподготовки ТЭЦ, когда необходимо уменьшить количество фильтров и освободить площади либо удвоить производительность станции при том же количестве фильтров.

Применяемые при глубоком обессоливании воды сильноосновные аниониты сорбируют из воды органические вещества, в результате чего обменная емкость поглощения снижается. Процесс сорбции анионитом органики носит практически необратимый характер.

Поэтому для защиты сильноосновных анионитов от загрязнения органическими веществами вода перед обессоливанием должна проходить тщательную предочистку. Обычно это достигается с использованием коагуляционных методов. Во многих случаях такая обработка воды не позволяет достичь требуемых значений окисляемости на уровне 2–3 мг/л. Для эффективного снижения окисляемости используют также каталитическое окисление органических веществ и их сорбцию активным углем, применение мембранной очистки (систем ультрафильтрации, нанофильтрации).

При высоком содержании органических веществ используются специальные аниониты – органопоглотители («скавенджеры»), способные к обратимой сорбции органических веществ (см. табл. 26.2). Регенерация таких анионитов производится 10%-ным раствором поваренной соли.

Слабоосновные аниониты значительно более устойчивы к действию природной органики.

Установки ионнообменного обессоливания оборудуют кислотным хозяйством, обеспечивающим месячный запас реагента. В связи с тем, что железнодорожные цистерны, в которых поставляют серную кислоту, имеют грузоподъемность до 50...60 т (вместимость баков при плотности раствора 1,8 составляет 28...33 м<sup>3</sup>), объем хранилищ должен обеспечивать их опорожнение. Кислотное хозяйство состоит из цистерн-хранилищ, мерников для концентрированной кислоты и вакуум-насосов (см. рис. 23.16).

Особенностью установок с анионитовыми фильтрами является необходимость аппаратуры для приготовления растворов кальцинированной соды, гидрокарбоната натрия и едкого натра. Возможно использование отработанных растворов едкого натра после регенерации анионитовых фильтров II ступени для регенерации слоя анионита на фильтрах I ступени. При этом регенерирующий агент будет один – гидроксид натрия. Схема едконатрового хозяйства показана на рис. 26.6.

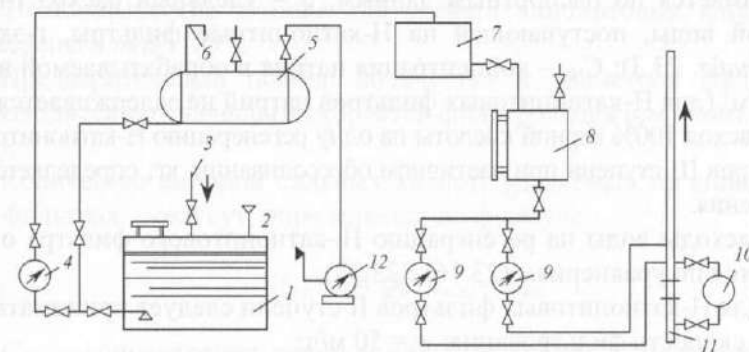


Рис. 26.6. Схема едконатрового хозяйства:

1 – бак для растворения твердого гидроксида натрия и приема его раствора; 2 – воронка для слива раствора гидроксида натрия из контейнера; 3 – подвод воды; 4 – насос; 5 – цистерна концентрированного раствора гидроксида натрия; 6 – сифон для заполнения цистерны; 7 – расходный бак; 8 – мерник; 9 – насос-дозатор; 10 – расходомер; 11 – трубопровод с водой, в котором образуется раствор гидроксида натрия заданной концентрации; 12 – вакуум-насос

### 26.3. Технологические расчеты ионообменных установок для обессоливания воды

Расчет количества катионов, удаляемых на Н-катионитовом фильтре II ступени, производится с учетом состава воды, поступающей на Н-катионитовые фильтры. На Н-катионитовых фильтрах I ступени удаляются катионы  $\text{Ca}^{2+}$  и  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{HCO}_3^-$  разрушается после Н-катионирования и удаляется в декарбонизаторе, в ОН-анионитовых фильтрах I ступени удаляются анионы  $\text{SO}_4^{2-}$  и  $\text{Cl}^-$ .

Количество катионов, удаляемых на Н-катионитовых фильтрах, определяется по формуле

$$A_{\text{ост}} = [\text{SiO}_3^{2-}] + [\text{CO}_3^{2-}] + [\text{Cl}^-].$$

Число регенераций Н-катионитовых фильтров определяется из уравнения (23.26).

Рабочая обменная способность катионита при Н-катионировании определяется из уравнения

$$E_p^H = \alpha_s \cdot E_{\text{пол}}^H - 0,5q \cdot (Ж_0 + C_{\text{Na}}),$$

где  $\alpha_s$  – коэффициент эффективности регенерации, составляет 0,9–0,93;  $E_{\text{пол}}^H$  – полная динамическая способность катионита, г-экв/м<sup>3</sup>, принимается по паспортным данным;  $q$  – удельный расход отмывочной воды, поступающей на Н-катионитные фильтры, г-экв/м<sup>3</sup> (см. табл. 23.3);  $C_{\text{Na}}$  – концентрация натрия в обрабатываемой воде, г-экв/м<sup>3</sup> (для Н-катионитовых фильтров натрия не задерживается).

Расход 100% серной кислоты на одну регенерацию Н-катионитовых фильтров III ступени при частичном обессоливании, кг, определяется из уравнения.

Расходы воды на регенерацию Н-катионитового фильтра определяется по уравнениям (23.16)–(23.23).

Для Н-катионитовых фильтров II ступени следует принимать:

- скорость фильтрования:  $w = 50$  м/ч;
- высоту слоя загрузки:  $H_{\text{сл}} = 1,5$  м;
- удельный расход серной кислоты (100%) – 100 г на 1 г-экв катионов;
- сумму поступающих на фильтр катионов:  $C_{\text{Na}}$ ;
- емкость поглощения сульфогля и катионита КУ-1 – 200 г-экв/м<sup>3</sup>, катионита КУ-2 – 700–800 г-экв/м<sup>3</sup>;
- расход воды на отмывку катионита – 10 м<sup>3</sup> на 1 м<sup>3</sup> катионита;
- время регенерации и отмывки фильтров следует принимать 3 ч.

В качестве анионитовых фильтров используются стандартные Н-катионитовые фильтры.

Расчет анионитовых фильтров I ступени со слабоосновным анионитом Ан-2ф производится на основании следующих исходных данных:

1) производительности фильтров, м<sup>3</sup>/ч

$$A = 24 \cdot (\sum \text{Кат} - \text{Na}_{\text{ост}}) \cdot Q_{\text{н}}, \quad (26.6)$$

где  $A$  – количество катионов ( $\text{Ca}^{2+}$  и  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Na}^+$ ), удаляемое в сутки на Н-катионитовых фильтрах, г-экв/сут;  $\sum \text{Кат}$  – содержание катионов, поступающих на Н-катионитовые фильтры, г-экв/м<sup>3</sup>;  $\text{Na}_{\text{ост}}$  – остаточное содержание натрия в частично обессоленной воде, г-экв/м<sup>3</sup>.

Для Н-катионитовых фильтров I ступени  $\text{Na}_{\text{ост}}$  принимают равным исходной концентрации ионов Na.

При расчете Н-катионитовых фильтров II ступени при  $[\text{SO}_4^{2-}]_{\text{ост}} = 0$ ,  $[\text{Na}^+]_{\text{ост}}$  принимают равным:

$[\text{Na}^+]$  условий регенерации фильтров;

2) качественного состава воды, поступающей на анионитовые фильтры.

Технологические данные для расчета анионитовых фильтров приведены в табл. 26.4.

Предварительный подбор количества и диаметров фильтров производится по значениям скоростей фильтрования (см. табл. 23.3, 23.4).

Количество анионов сильных кислот, удаляемых на анионитовых фильтрах, г-экв/сут, определяется по формуле:

$$A_{\text{с.к.}} = 24 \cdot Q_{\text{а}} \cdot (C_{\text{с.к.}} - C_{\text{с.к.}}^{\text{ост}}), \quad (26.7)$$

где  $C_{\text{с.к.}}$  – концентрация анионов сильных кислот в воде, г-экв/м<sup>3</sup>;  $C_{\text{с.к.}}^{\text{ост}}$  – остаточное содержание анионов кислот (сумма хлоридов и сульфатов в обессоленной воде) (принимается,  $C_{\text{с.к.}}^{\text{ост}} = 0$ , т.е. на I ступени анионирования удаляются хлориды и сульфаты).

Число регенераций анионитовых фильтров в сутки, определяется по формуле (23.26) аналогично расчету Н-катионитовых фильтров.

$E_p^a$  – рабочая обменная способность анионита, определяется по формуле

$$E_p^a = \alpha_a^a \cdot E_a - 0,8 \cdot q \cdot C_{с.к.}$$

где  $\alpha_a^a$  – коэффициент эффективности регенерации анионита, зависящий от удельного расхода щелочи (при расходе NaOH 60 г-экв/м<sup>3</sup>  $\alpha_a^a = 0,8-0,9$ );  $E_a$  – полная обменная способность анионита, г-экв/м<sup>3</sup> (см. табл. 26.4);  $q$  – удельный расход воды на отмывку анионита, м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> (см. табл. 26.4).

Таблица 26.4

#### Технические данные для расчета анионитовых фильтров

Показатель	I ступень
Анионит АН-31 (низкоосновный):	
Крупность зерен в набухшем состоянии, мм	0,4–2
Полная динамическая емкость поглощения, г-экв/м <sup>3</sup>	800
Высота слоя анионита в фильтре	1500
Скорость фильтрования, м/ч	До 20
Анионит (высокоосновный) АВ-17	
Полная динамическая емкость поглощения, г-экв/м <sup>3</sup>	800
Высота слоя анионита в фильтре	По расчету
Взрыхление:	
Интенсивность, л/(с·м <sup>2</sup> )	3
Продолжительность, мин	30
Регенерация анионита:	
Удельный расход NaOH, г/г-экв	60
Концентрация раствора, %	4
Скорость пропуска, м/ч	4
Отмывка анионита:	
Удельный расход воды, м <sup>3</sup> /м <sup>2</sup>	20
Скорость пропуска, м/ч	8–10
Продолжительность регенерации	По расчету

Расход 100% NaOH на одну регенерацию анионитового фильтра, кг, определяется по уравнению

$$Q_{NaOH} = \frac{E_p^a \cdot f_a \cdot H_{сл} \cdot q_{NaOH}}{1000},$$

где  $q_{NaOH}$  – удельный расход NaOH, г/г-экв (см. табл. 26.4).

Расход воды на регенерацию анионитового фильтра определяется по формулам (23.16)–(23.23) аналогично расчету Н-катионитовых фильтров, а параметры регенерации определяются по данным табл. 26.4.

Для анионитовых фильтров II ступени загрузку следует предусматривать сильноосновным анионитом (АВ-17) при толщине слоя 1,5 м. При расчете анионитовых фильтров II ступени скорость фильтрования следует принимать 10–15 м/ч. Кремнеемкость анионита АВ-17 при истощении анионита до «проскока» в фильтрат  $SiO_3^{2-}$  0,1–0,5 мг/л следует принимать 420–530 г-экв/м<sup>3</sup>. Минимальное остаточное содержание  $SiO_3^{2-}$  в фильтрате – 0,05 мг/л. Для высокоосновных анионитов АВ-17 регенерацию следует проводить 4%-ным раствором NaOH. Удельные расходы NaOH на регенерацию анионита АВ-17 принимать при истощении анионита до «проскока»  $SiO_3^{2-}$  0,1 мг/л – 500 г/г-экв поглощенного  $SiO_3^{2-}$  и до 0,5 мг/л – 397 г/г-экв поглощенного  $SiO_3^{2-}$ .

Расход технического 42%-ного едкого натра, м<sup>3</sup>/сут, определяется по формуле

$$Q_{NaOH}^{сут} = \frac{Q_{NaOH} \cdot n \cdot a \cdot 100}{1000 \cdot 42 \cdot \rho_{42}},$$

где  $Q_{NaOH}$  – расход 100%-ного едкого натра на одну регенерацию ОН-катионитового фильтра, кг; 42 – содержание NaOH в техническом продукте, %;  $\rho_{42}$  – плотность технического 42%-ного раствора NaOH, т/м<sup>3</sup> (1,449).

Емкость мерника NaOH на суточный запас щелочи:

$$V_{NaOH}^{мер} = 1,3 \cdot V_{NaOH}^{сут}.$$

Резервуар хранения месячного запаса технического 42%-ного раствора NaOH определяется по формуле

$$V_{NaOH}^6 = 1,3 \cdot V_{NaOH}^{сут} \cdot 30.$$

Устройство и расчет дегазаторов для удаления углекислоты после Н-катионитовых фильтров первой ступени описаны в гл. 18.



## 26.4. Технологические схемы опреснения воды методом ионного обмена

В отличие от обессоливания воды, например, для питания паровых котлов высокого давления, когда требуется практически полное удаление из воды растворенных в ней солей, при опреснении нужно лишь частично снизить солесодержание (до величины  $\leq 1000$  мг/л) для получения воды питьевого качества. Для глубокого обессоливания в установках используют 2–3 ступени катионитовых и анионитовых фильтров, а для опреснения достаточно установки с одной ступенью катионитовых и одной ступенью анионитовых фильтров.

Для опреснения могут быть использованы три схемы: обычная, обратная и с фильтрами смешанного действия.

При обычной схеме обессоливания (рис. 26.7, а, табл. 26.5) вода сначала проходит через сильноокислотный катионит в  $H^+$ -форме, который обменивает ионы  $Ca^{2+}$ ,  $Mg^{2+}$ ,  $Na^+$  на ионы водорода  $H^+$ . Переходящие в раствор ионы  $H^+$  реагируют с бикарбонат-ионами  $HCO_3^-$ , образуя уголекислоту  $CO_2$  и воду.

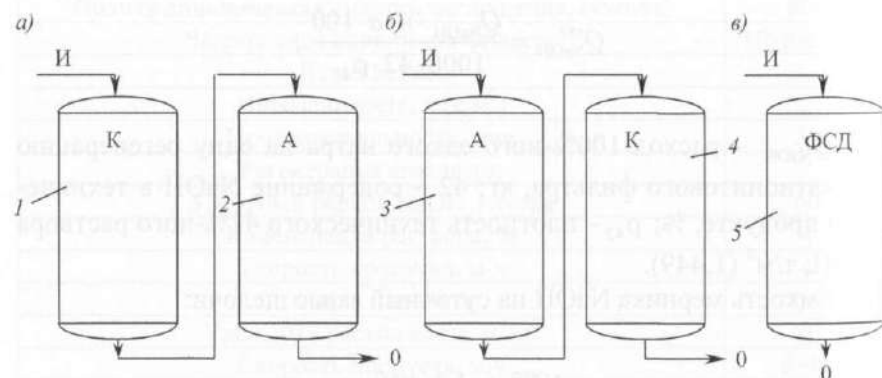


Рис. 26.7. Технологическая схема опреснения воды методом ионного обмена:

1 – сильноокислотный катионит; 2 – слабоосновный анионит; 3 – сильноосновный анионит; 4 – слабоокислотный катионит; 5 – смешанный слой: сильноокислотный катионит + сильноосновный анионит

После катионитового фильтра вода проходит через фильтр, загруженный слабоосновным анионитом, в котором протекают реакции обмена сульфатных и хлоридных ионов на ионы  $OH^-$ .

При обратной схеме обессоливания (рис. 26.7, б) соленую воду сначала пропускают через сильноосновный анионит в гидроксильной форме, который обменивает содержащиеся в воде анионы  $HCO_3^-$ ,  $SO_4^{2-}$ ,  $Cl^-$  на ионы гидроксила  $OH^-$ . Далее вода поступает на фильтр, загруженный слабоокислотным анионитом, который из щелочной среды поглощает катионы  $Ca^{2+}$ ,  $Mg^{2+}$ ,  $Na^+$ . Из катионитового фильтра выходит пресная вода.

Таблица 26.5

Технологии опреснения воды методом ионного обмена

№ п/п	Схема	Характеристики	Типы катионита и анионита
1	Обычная	Низкая обменная емкость, пропуск $Na^+$	Сильноокислотный катионит, сильноосновный анионит
2	Обратная	Опасность образования отложений $CaCO_3$ и $Mg(OH)_2$	Слабоокислотный катионит, сильноосновный анионит
3	С использованием фильтров смешанного действия	Трудности регенерации	Смесь сильноокислотного катионита и сильноосновного анионита
4	Циклического действия с анионитом в $HCO_3^-$ -форме	Регенерация анионита производится сначала переводом в $OH^-$ -форму, далее – в $HCO_3^-$ -форму	Слабоосновный анионит в $HCO_3^-$ -форме, слабоокислотный катионит – слабоосновный анионит в $OH^-$ -форме

При обратном процессе рабочая емкость поглощения катионита оказывается существенно выше, так как в низкоокислотный катионит поступает вода со щелочной реакцией и образования ионов  $H^+$ , тормозящих процесс  $H$ -катионирования, не происходит. Благодаря этому снижается пропуск ионов  $Na^+$  в фильтрат.

Трудности при осуществлении обратного процесса связаны с образованием осадков  $CaCO_3$  и  $Mg(OH)_2$  в анионитовом фильтре.

Третья схема опреснения воды с фильтрами смешанного действия (рис. 26.7, в) заключается в том, что в один фильтр загружают смесь сильноокислотного катионита в  $H$ -форме и сильноосновного анионита в гидроксильной форме. Благодаря тому, что катионит и

анионит находятся в смешанном слое, обеспечивается глубокое обессоливание воды при сохранении нейтрального значения pH. Фильтры смешанного действия вследствие сложностей проведения процесса регенерации применяются в основном в схемах глубокого обессоливания воды.

Эффективность и экономичность процесса ионообменного опреснения зависит от обменной способности ионитов и стоимости процесса регенерации. Считается, что ионитовое опреснение рентабельно для вод с общим солесодержанием до 6 г/л.

Для того чтобы процесс регенерации катионита кислотой, а анионита щелочью проходил эффективно при невысоких, близких к стехиометрическим значениям расходов реагентов, наиболее подходящими являются слабокислотные катиониты и слабоосновные аниониты.

По методу Кунина используются следующие свойства анионитов:

1. Способность ионита при фильтровании через него раствора  $\text{CO}_2$  переходить в  $\text{HCO}_3^-$  форму (карбонизироваться).
2. Высокая селективность анионита в бикарбонатной форме в поглощении хлоридных и сульфатных ионов из фильтруемой воды.
3. Высокая обменная способность слабокислотного катионита.

Схема обращенного процесса по методу Кунина представлена на рис. 26.8.

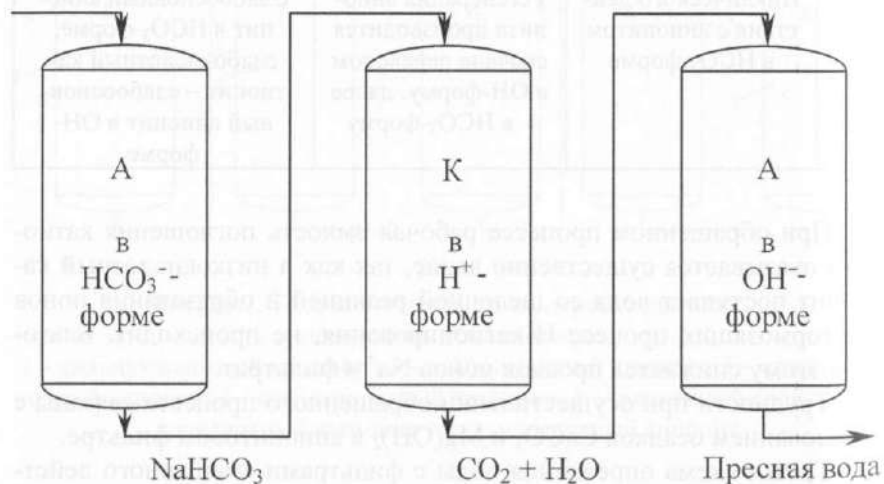


Рис. 26.8. Схема опреснения воды со слабоосновным анионитом и слабокислотным катионитом (по методу Кунина)

Исходная вода сначала фильтруется через карбонизированный анионит в  $\text{HCO}_3^-$ -форме, который поглощает хлоридные и сульфатные ионы, обменивая их на карбонат-ионы, т.е. подщелачивая раствор. Далее раствор поступает в фильтр с карбоксильным слабокислотным катионитом в Н-форме, где происходит устранение щелочности и образование углекислоты  $\text{CO}_2$ .

Вода после катионитового фильтра проходит через анионит в ОН-форме, где снижается кислотность воды и происходит переход анионита в  $\text{HCO}_3^-$ -форму. Регенерация катионита проводится соляной кислотой. Регенерация анионита производится раствором аммиака или известковым раствором  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ , при этом катионит переводится в ОН-форму, а затем, контактируя с выделяющейся углекислотой, переводится в  $\text{HCO}_3^-$ -форму. Таким образом, находящийся на 3-й ступени анионит после регенерации раствором, содержащим  $\text{CO}_2$ , используется на первой ступени. После истощения фильтра I ступени цикл повторяется.

Метод Кунина применим при содержании хлоридов в опресненной воде до 4–5 г/л и с общим солесодержанием до 8 г/л (при больших значениях солесодержания). Этот метод ионного обмена не может конкурировать с методом дистилляции.

## Глава 27. Мембранные методы умягчения, опреснения и обессоливания воды.

### Баромембранные и электромембранные методы

За последние годы мембранные методы начинают приобретать все большее распространение в техническом водоснабжении благодаря компактности, надежности, низкому потреблению реагентов. Мембранные методы исторически возникли как методы опреснения и обессоливания воды, однако со временем и с развитием стали «вытеснять» традиционные методы ионного обмена, реагентного осветления, «умягчения».

Сущность мембранных методов очистки воды состоит в переносе молекул воды из ионов через полупроницаемые «перегородки» мембраны под действием различных движущих сил – давления или электрического поля. Поэтому различают баромембранные процессы, где разделение растворов происходит под действием давления, и электромембранные процессы, движущей силой которых является электрическое поле.

К баромембранным процессам относятся микрофльтрация, ультрафльтрация, нанофльтрация, обратный осмос (табл. 27.1).

Таблица 27.1

Классификация мембранных процессов

Название	Тип процесса (по движущей силе)	Назначение	Область применения
1	2	3	4
Электродиализ	Электромембранные	Опреснение подземных минерализованных вод	Солесодержание исходной воды $2 \text{ мг/л} < S < 7 \text{ г/л}$
Электродеионизация	—	Глубокое обессоливание воды	Солесодержание исходной воды – не выше 10 мг/л. Солесодержание обессоленной воды – 0,05 мг/л. Удельная электропроводность обессоленной воды

Окончание табл. 27.1

1	2	3	4
Электродиализ на биполярных мембранах	—	Разделение стоков ионообменных установок на кислые и щелочные растворы	Концентрированные растворы (солесодержание $>4000 \text{ мг/л}$ )
Обратный осмос высокого давления	Баромембранные	Опреснение морской воды	Солесодержание исходной воды от 25 до 60 г/л
Обратный осмос среднего давления	—	Опреснение подземных минерализованных вод	Солесодержание исходной воды от 10 до 20 г/л
Обратный осмос низкого давления	—	Умягчение и снижение общего солесодержания подземных вод. Обессоливание воды для технических нужд	Давление 7–16 Бар. Солесодержание исходной воды до 8–10 г/л
Нанофльтрация	—	Снижение цветности и жесткости	Солесодержание исходной воды – не выше 1,5 г/л, цветность – не выше 100
Ультрафльтрация	—	Очистка поверхностных вод, снижение мутности и цветности	Обработка воды с солесодержанием $<1000 \text{ мг/л}$

К электромембранным процессам относится метод электродиализа и его разновидности: электродиализ реверсивный (EDR), электродеионизация (EDI) – электродиализ, совмещенный с ионным обменом, и электродиализ с биполярными мембранами.

Различия среди баромембранных методов состоят в уровне очистки воды и использовании мембран с различной пористостью.



Ультрафильтрационные мембраны, имеющие размер пор от 0,002 до 0,1 микрона, могут задерживать высокомолекулярные органические (гуминовые и фульвокислоты), взвешенные и коллоидные вещества (например, коллоиды гидроокиси железа, гидроокиси алюминия) бактерии, вирусы. Такие мембраны используются в схемах осветления воды (см. гл. 12).

Обратноосмотические мембраны имеют размер пор, соизмеримый с размерами молекул воды. Поэтому такие мембраны эффективно задерживают все содержащиеся в воде анионы и катионы и применяются для опреснения воды и обессоливания. Нанополитрационные мембраны имеют несколько больший размер пор, чем обратноосмотические, поэтому они хорошо задерживают многовалентные ионы, а одновалентные ионы (натрия, хлориды и др.) задерживают частично (на 50–60%). При этом нанополитрационные мембраны эффективны для очистки воды от растворенных в воде органических и неорганических веществ, ионов жесткости, железа, стронция, тяжелых металлов, хлорорганических веществ. Такие мембраны не используются в схемах улучшения качества подземных и поверхностных вод.

Внешне процессы имеют сходное аппаратное оформление: унифицированные размеры мембранных аппаратов, насосные агрегаты, трубопроводы распределения, сходные элементы автоматизации.

## Глава 28. Электродиализ

### 28.1. Теоретические основы мембранного переноса. Параметры процесса

Электродиализ (ЭД) – метод электрохимического опреснения и обессоливания воды, движущей силой которого является электрический перенос ионов. Это хорошо промышленно развитый и изученный в отечественной практике метод для применения в опреснении подземных вод, получивший наибольшее развитие в нашей стране в 1960–1980-х гг.

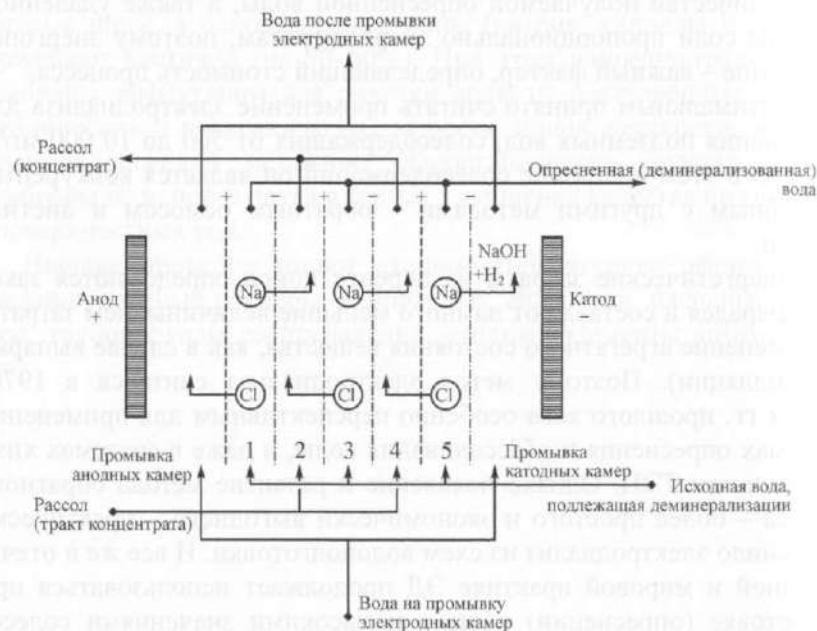
Количество получаемой опресненной воды, а также удаленной из воды соли пропорционально энергозатратам, поэтому энергопотребление – важный фактор, определяющий стоимость процесса.

Оптимальным принято считать применение электродиализа для опреснения подземных вод, содержащих от 500 до 10 000 мг/л. Именно в этом диапазоне соленосодержаний он является конкурентоспособным с другими методами – обратным осмосом и дистилляцией.

Энергетические затраты на перенос ионов определяются законом Фарадея и составляют намного меньшие величины, чем затраты на изменение агрегатного состояния вещества, как в случае выпарки (дистилляции). Поэтому метод электродиализа считался в 1970–1980-х гг. прошлого века особенно перспективным для применения в схемах опреснения и обессоливания воды, и даже в системах химоводоочистки ТЭЦ. Однако появление и развитие метода обратного осмоса – более простого и экономически выгодного – практически вытеснило электродиализ из схем водоподготовки. И все же в отечественной и мировой практике ЭД продолжает использоваться при подготовке (опреснении) воды с невысокими значениями соленосодержания (1–2 г/л) благодаря низким эксплуатационным затратам, надежности и простоте технологии.

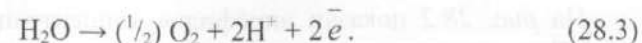
В настоящее время большие перспективы приобретает новый электрохимический процесс – электродеионизация, или видоизмененный электродиализ. Камеры электродиализных аппаратов заполняются ионообменными смолами, регенерация которых происходит за счет электрического переноса ионов в электрическое поле. Такой процесс позволяет получать сверхчистую воду, не используя ионитные фильтры смешанного действия (ФСД) и не тратя кислоту и щелочь на их регенерацию.

Принцип процесса электродиализа показан на *рис. 28.1*. Между катодом и анодом, погруженными в водной раствор, помещаются катионообменные и анионообменные мембраны. При наложении разности потенциалов положительно заряженные ионы начинают двигаться к катоду, а отрицательно заряженные – к аноду. При этом катионы не могут проходить через положительно заряженную мембрану, а анионы проходят свободно. Аналогично анионы задерживаются отрицательно заряженной мембраной, а катионы проходят через нее. Таким образом, в камерах, образованных отрицательно и положительно заряженными мембранами, раствор концентрируется, а в смежных камерах раствор разбавляется (обессоливается).



**Рис. 28.1.** Принцип работы электродиализной установки

В приэлектродных камерах осуществляется электролиз. При этом на отрицательно заряженном катоде выделяются водород ( $H_2$ ) и гидроксил-ионы ( $OH^-$ ), а на положительно заряженном аноде выделяются хлор ( $Cl_2$ ), кислород ( $O_2$ ) в соответствии с реакциями:



Сила тока, переносимого через камеры электродиализного аппарата, определяется выражением

$$I = Z F Q \Delta C / e, \quad (28.4)$$

где  $Z$  – валентность иона;  $F$  – число Фарадея (количество электричества, необходимое для переноса 1 г-эквивалента солей, равное 96 500 кулонов);  $Q$  – скорость потока;  $\Delta C$  – разность концентраций исходной и обессоленной воды;  $E$  – эффективность.

Сила тока связана с разностью потенциалов  $E$  в соответствии с законом Ома:

$$E = I \cdot R, \quad (28.5)$$

где  $R$  – общее сопротивление мембранной камеры, равное сопротивлению одной ячейки  $R_{\text{я}}$ , умноженному на число таких ячеек  $N$ :

$$R = R_{\text{я}} \cdot N. \quad (28.6)$$

В свою очередь, сопротивление одной ячейки представляет собой сумму сопротивлений:

$$R_{\text{я}} = R_{\text{а}} + R_{\text{д}} + R_{\text{к}} + R_{\text{р}}, \quad (28.7)$$

где  $R_{\text{а}}$  – сопротивление анионообменной мембраны;  $R_{\text{д}}$  – сопротивления диализатной камеры;  $R_{\text{к}}$  – сопротивление катионообменной мембраны;  $R_{\text{р}}$  – сопротивление рассольной камеры.

Разность потенциалов, которая должна быть приложена к электродам для осуществления процесса, определяется общим сопротивлением мембранной ванны и величиной плотности тока. Увеличение плотности тока приводит к увеличению числа перенесенных ионов. Однако плотность тока нельзя увеличивать.

Главным недостатком процесса электродиализа является концентрационная поляризация, или «жесткая» поляризация, которая ограничивает величину плотности тока через мембраны и соответственно скорость переноса солей через мембрану.

Причиной явления «жесткой» поляризации при электродиализе является различие в скоростях переноса ионов через мембрану и через раствор.

На рис. 28.2 показан «профиль» концентрационной поляризации. При наличии напряжения на электродах положительно заряженные ионы (катионы) движутся слева направо в направлении катода. Так как перенос через мембрану происходит быстрее (сопротивление мембраны значительно ниже сопротивления водного раствора), чем внутри пограничного слоя в растворе, то концентрация катионов на входе в мембрану снижается, в то время как на выходе из мембраны в примембранном слое будет наблюдаться повышение концентрации. Вследствие установления в примембранном слое градиента концентраций возникает диффузный поток. При достижении стационарного состояния устанавливается определенный концентрационный профиль (см. рис. 28.2).

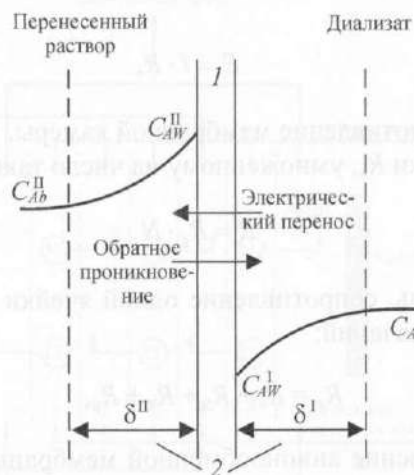


Рис. 28.2. Концентрационная поляризация в электродиализе:  
1 — мембрана; 2 — граничный слой

Поток катионов через мембрану, вызванный разностью электрических потенциалов, определяют уравнением

$$J_m = \frac{t_m I}{zF}, \quad (28.8)$$

где  $t_m$  — число переноса ионов в мембране;  $I$  — сила тока.

Поток катионов внутри пограничного слоя, вызываемый разностью потенциалов, описывается как

$$J_n = \frac{t_n \cdot I}{z \cdot F}, \quad (28.9)$$

где  $t_n$  — число переноса внутри пограничного слоя раствора.

Пограничный слой у поверхности мембраны со стороны диализатной камеры оказывается обедненным ионами и имеет высокое омическое сопротивление. Вследствие этого возрастает электрическое сопротивление, растут затраты на электроэнергию: часть электрической энергии может рассеиваться в виде тепла.

При увеличении разности потенциалов плотность тока будет увеличиваться и, как следствие, концентрация катионов в примембранном слое будет уменьшаться. По мере приближения значения концентрации катионов у поверхности мембраны к нулю достигается предельная плотность тока  $I_{пред}$ .

Дальнейшее увеличение разности потенциалов на электродах не будет приводить к увеличению потока катионов. Для уменьшения эффекта поляризации необходимо уменьшить толщину пограничного слоя, в связи с этим особую важность приобретают конструкции и геометрия каналов, типы сепараторов-турбулизаторов, гидродинамические условия.

## 28.2. Мембраны для электродиализа

В процессе электродиализа перенос ионов осуществляется при протекании через камеры аппаратов постоянного электрического тока при подведении разности потенциалов на электродах.

Для того чтобы осуществить разделение раствора (опреснить воду), используют ионообменные мембраны, селективные по отношению к различным ионам, осуществляющие перенос либо катионов, либо анионов.

К ионообменным мембранам предъявляются два главных требования: высокая электропроводность и высокая селективность — высокая проницаемость для одних ионов и высокое диффузионное сопротивление для ионов с противоположным знаком заряда.

Кроме того, мембраны должны обладать высокой механической прочностью, небольшой степенью набухания.

Селективность ионитовых мембран — способность пропускать ионы с зарядом одного знака — обусловлена наличием в их полимерной матрице фиксированных ионогенных групп. Электрическое поле, создаваемое ионогенными группами, препятствует прохождению через мембрану ионов с зарядом того же знака, что и заряд ионоген-



ной группы. Например, анионообменные мембраны несут положительно заряженные группы, потому катионы отталкиваются от мембраны. С другой стороны, катионообменные мембраны содержат отрицательно заряженные группы, в этом случае мембраной отталкиваются отрицательно заряженные анионы.

Ионитовые мембраны изготавливаются из ионообменных смол — ионитов, представляющих собой нерастворимые в воде органические высокомолекулярные кислоты (катиониты) или основания (аниониты), активные группы которых способны к ионному обмену в растворах.

В результате сополимеризации стирола и дивинилбензола возникает сшитый сополимер, в который можно ввести либо катионообменные (например, аминогруппы), либо анионообменные группы (сульфо- или карбоксильные группы).

Благодаря наличию ионных групп полимер «набухает» в воде, при этом мембраны изменяют линейные размеры, чтобы предотвратить значительное набухание, необходима «сшивка» полимера.

Перенос электричества в мембранах происходит из раствора в мембрану и из мембраны в раствор с противоположной стороны. Перенос ионов в ионите происходит за счет подвижных противоионов, поэтому чем выше удельная обменная способность ионита, тем выше его электропроводность.

Способность ионитовой мембраны проводить электрический ток характеризуется ее удельной электропроводностью, представляющей собой электропроводность мембраны площадью  $1 \text{ см}^2$  и толщиной  $1 \text{ см}$ . Иногда для характеристики электропроводности мембраны употребляют величину ее поверхностной электропроводности, т.е. электропроводности мембраны площадью  $1 \text{ см}^2$  и толщиной, равной фактической толщине данной мембраны. Удельная электропроводность имеет размерность  $\text{Ом}^{-1} \cdot \text{см}^{-1}$ , поверхностная электропроводность —  $\text{Ом}^{-1} \cdot \text{см}^{-2}$ . Идеально селективная мембрана будет характеризоваться числом переноса 1,0.

Существуют два различных типа ионообменных мембран — гетерогенные и гомогенные.

Гетерогенные мембраны получают путем смешения тонко измельченного ионита с пленкообразующим связующим (полиэтилен, полипропилен, полистирол, поливинилхлорид). Получение пленок или листовых мембран осуществляется методом каландрирования или сухого формования. Часто листы мембран «армируют» путем запрессовки в них сеток из шелка или стойкого в кислотах и щелочах искусственного волокна. Эти мембраны обладают относительно невысокой электропроводностью и селективностью. С целью увеличения электропроводности гетерогенных мембран и повышения их селективности катионитовые мембраны подвергают обработке сульфидирующими агентами. Для превращения поверхностных слоев инертного связующего в сульфокатионит, анионитовые мембраны подвергают нитрованию путем введения аминогрупп с последующим их окислением.

Гомогенные мембраны получают путем введения ионных групп в полимерную пленку двумя методами:

1) сополимеризацией имеющего активные группы мономера со «сшивающим» агентом, например сополимеризацией пропилстиролсульфоната с дивинилбензолом;

2) получением пленки сополимера с введением в готовую пленку активных групп, например сульфированием стиролдивинилбензольной пленки.

Электропроводность ионитовых мембран возрастает с увеличением их удельной обменной способности.

При проектировании электродиализных установок характеристики ионитовых мембран предоставляются заводом-изготовителем (табл. 28.1).

Таблица 28.1

Технологические характеристики ионитовых мембран

Мембраны	Толщина, мм	Обменная способность в мг-экв/г	Удельное поверхностное сопротивление в 0,1 Н раствора NaCl	Число переноса в 0,1 Н раствора NaCl
1	2	3	4	5
1. Катионитовые				
Гетерогенные:				
МК-40 Щекинского химкомбината	0,7	2,3	30	0,93
Гомогенные:				
Анкалит К-2	0,6–0,7	2	8–10	0,95
МК-100	0,3	2,8	2,5–5	0,97
РМК-100	0,3	1,88	6,3	0,96

1	2	3	4	5
<b>2. Анионитовые</b>				
Гетерогенные:				
МА-40 Щекин-ского химкомбината	0,7	3	35	0,93
Гомогенные:				
Анкалит А-4	0,6	3,5	8–15	0,93
МА-41	0,6	2,5	9–12	0,93
МА-100	0,3	2,3	5–6	0,97

Примечания: 1. Мембранный потенциал для ионитовых мембран равен 0,05 Н при концентрациях растворов NaCl 0,1 Н с одной стороны мембраны и 0,01 Н с другой.

2. Перенос воды составляет 0,01–0,3 мл/см<sup>2</sup>·2 при плотности тока 0,01 а/см<sup>2</sup>.

### 28.3. Устройство электродиализных аппаратов

В настоящее время в практике опреснения воды методом электродиализа применяются аппараты конструкции фильтр-пресс. Они представляют собой сборку из чередующихся камер дилуата и рассола, разделенных катионитовыми и анионитовыми мембранами, между которыми находятся рамки из диэлектрика. Толщина рамки определяет толщину камеры.

Каналы для подвода и отвода воды в камерах образованы с помощью отверстий в рамках.

Анод и катод в аппарате укрепляются в торцевых плитах. Через отверстия в плитах «пропущены» стяжные болты, с помощью которых происходит снятие конструкций. Уплотнение всей сборки происходит по площади соприкосновения поверхностей рамок и мембраны (рис. 28.3).

Вся сборка находится в электрическом поле постоянного тока между парой электродов, расположенных по торцам аппарата.

Под действием электрического поля происходит направленное движение ионов солей. При этом катионы, двигаясь к катоду, проходят через катионитовые мембраны и задерживаются анионитовыми мембранами. Аналогичный процесс происходит с анионами.

В результате в камерах дилуата концентрации ионов уменьшаются (происходит опреснение воды), а в камерах рассола концентрации ионов возрастают.

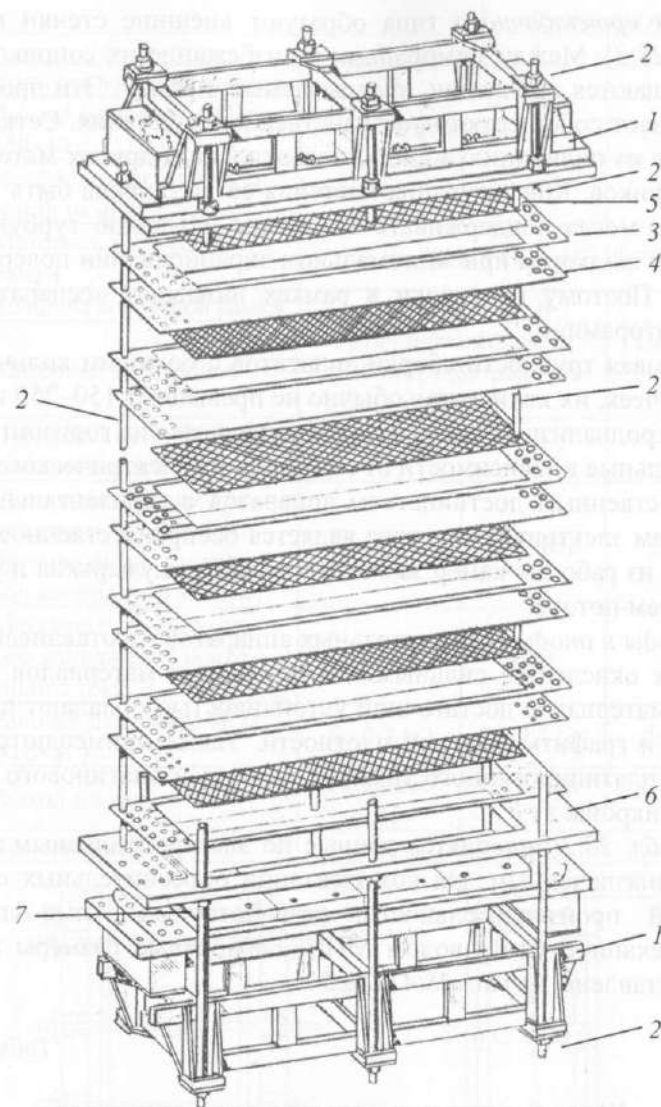


Рис. 28.3. Устройство электродиализного аппарата типа фильтр-пресс: 1 – нажимные плиты; 2 – стяжные болты; 3 – рамки; 4 – мембраны; 5 – сепараторная сетка; 6 – электродная камера; 7 – электроды

В камерах, смежных с электродами, протекают электродные процессы с выделением газов (кислорода, водорода).

Рамки электродиализных аппаратов изготавливают из полиэтилена, поливинилхлорида или других неэлектропроводимых материалов.

Рамки прокладочного типа образуют внешние стенки камеры (см. рис. 28.3). Между мембранами во избежание их соприкосновения помещаются прокладки, вкладываемые в рамку. Эти прокладки представляют собой сетки пространственного плетения. Сетки изготавливают из поливинилхлорида, полиэтилена и других материалов – диэлектриков. Конфигурация плетения сетки должна быть такова, чтобы она могла поддерживать мембраны и хорошо турбулизовать поток жидкости при минимальном экранировании поверхности мембран. Поэтому прокладки в рамках называют «сепараторами-турбулизаторами».

Учитывая трудности сборки аппаратов с большим количеством рабочих ячеек, их количество обычно не превышает 150–250 штук.

Электродиализные аппараты подразделяются на горизонтальные и вертикальные в зависимости от направления электрического поля.

Существенным достоинством аппаратов с горизонтальным направлением электрического тока является беспрепятственное удаление газов из рабочих камер за счет всплывания пузырьков и уноса в восходящем потоке.

Катоды и аноды опреснительных аппаратов изготавливаются из стойких к окислению сильными окислителями материалов. Из известных материалов достаточной устойчивостью обладают платина, магнетит и графиты высокой плотности. Также применяются электроды из платинированного титана с толщиной платинового покрытия 1–3 микрона.

В табл. 28.2 приводятся данные по электродиализным аппаратам, предназначенным для комплектации опреснительных станций различной производительности, разработанных Алма-Атинским электромеханическим заводом МПС. Габаритные размеры аппаратов представлены на рис. 28.4 и 28.5.

Таблица 28.2

Характеристики электродиализных аппаратов

№ п/п	Показатель	ЭХО-М- 5000×200*	ЭХО-М- 5000×300	ЭДА- 1500×1000*
		ТУ-35-ЦЕ-265-78		1678-000-ТУ
1	2	3	4	5
1	Тип аппарата	Однопакетный	Двухпакетный с центральным приводом	
2	Тип рабочей камеры	Прямоточно-сетчатая		

Окончание табл. 28.2

1	2	3	4	5
3	Количество рабочих ячеек	200	300	300
4	Размер мембран МА-40 и МК-40	1470×480		1470×960
5	Коэффициент использования мембран, %	72	72	79
6	Материал корпусной рамки	ПНП ГОСТ 16337-77		
7	Толщина корпусной рамки	1,0	1,0	1,2
8	Материал электродов	Титан платинированный или электродный графит		Титан платинированный
9	Пропуская способность по опресняемой воде, м <sup>3</sup> /ч	20	30	70
10	Съем соли за один проход при номинальной производительности для вод хлоридного класса	До 30%	До 30%	До 30%
11	Максимально допустимое напряжение постоянного тока, В	500	500	500
12	Рабочее давление, МПа (кгс/см <sup>2</sup> )	До 0,3 (3)	До 0,3 (3)	До 0,3 (3)
13	Выход по току	Не менее 0,85	Не менее 0,85	Не менее 0,85
14	Вес аппарата, кг	900	1500	2700

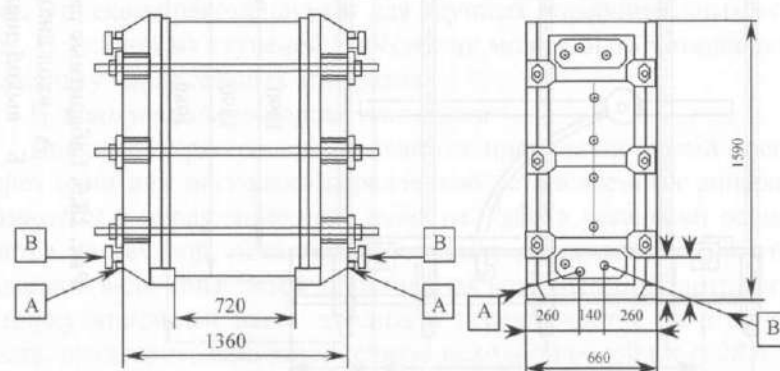


Рис. 28.4. Габаритные размеры электродиализного аппарата ЭХО-М-5000×200:

А – вход диализата  $d_y = 50$ ; В – вход рассола  $d_y = 50$ ; Б – выход диализата  $d_y = 50$ ; Г – выход рассола  $d_y = 50$



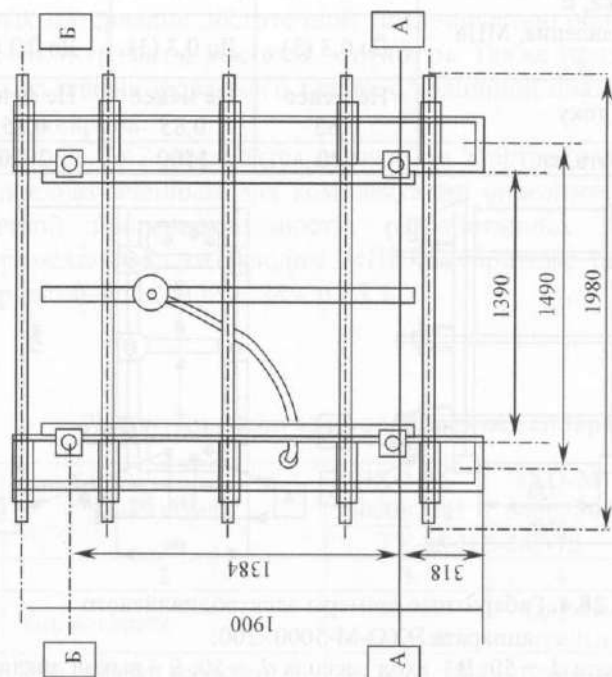
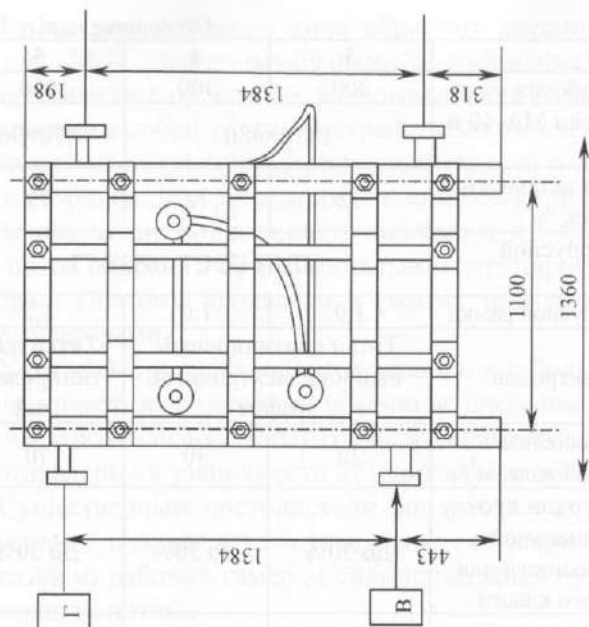


Рис. 28.5. Габаритные размеры электродиализного аппарата ЭДА-1500×1000:

А — вход диализата  $d_y = 100$ ; В — вход рассола  $d_y = 100$ ;  
 Б — выход диализата  $d_y = 100$ ; Г — выход рассола  $d_y = 100$

Электродиализные аппараты ЭХО-М-5000×200 (см. рис. 28.4) рекомендуются для станций опреснения производительностью 600–1500 м³/сут, ЭХО-М-5000×300 — для станций производительностью 1500–3000 м³/сут, ЭДА-1500×1000 (см. рис. 28.5) — для станций производительностью 3000–15 000 м³/сут.

## 28.4. Схемы электродиализных опреснительных установок

Процесс опреснения воды методом электродиализа может быть осуществлен по одной из рассмотренных ниже схем (рис. 28.6).

### А. Прямоточная.

В прямоточных опреснительных установках солесодержание опресненной воды снижается от исходного до заданного за один проход воды через установку (рис. 28.6, а).

Дилюат и рассол проходят параллельными потоками через один или несколько последовательно установленных аппаратов (ступеней). Эта схема, как правило, применяется в тех случаях, когда расходы дилюата и рассола равны (при кратности концентрирования  $K = 2$ ).

### Б. Прямоточная схема с рециркуляцией рассола.

В таких установках диализат и рассол проходят параллельными потоками через несколько последовательно установленных аппаратов (ступеней) с равными расходами (рис. 28.6, б). Для поддержания оптимальной концентрации рассола осуществляется его рециркуляция. Эта схема рекомендуется для крупных опреснительных установок. В каждой из ступеней опреснения может быть установлено по несколько параллельных аппаратов.

### В. Циркуляционно-порционная схема.

Диализат и рассол прокачиваются циркуляционными насосами через один или несколько параллельно установленных аппаратов с возвратом в циркуляционные емкости. Работа установки осуществляется до тех пор, пока солесодержание диализата не снизится до заданной величины. Затем опресненная вода выдается потребителю, а циркуляционный насос диализата переключается на вторую емкость, предварительно заполненную исходной водой (рис. 28.6, в).

Концентрация рассола в циркуляционной емкости определяется величиной допустимой кратности концентрирования исходной воды и поддерживается на постоянном уровне за счет непрерывной продувки и восполнения его убыли в емкости рассола исходной водой.

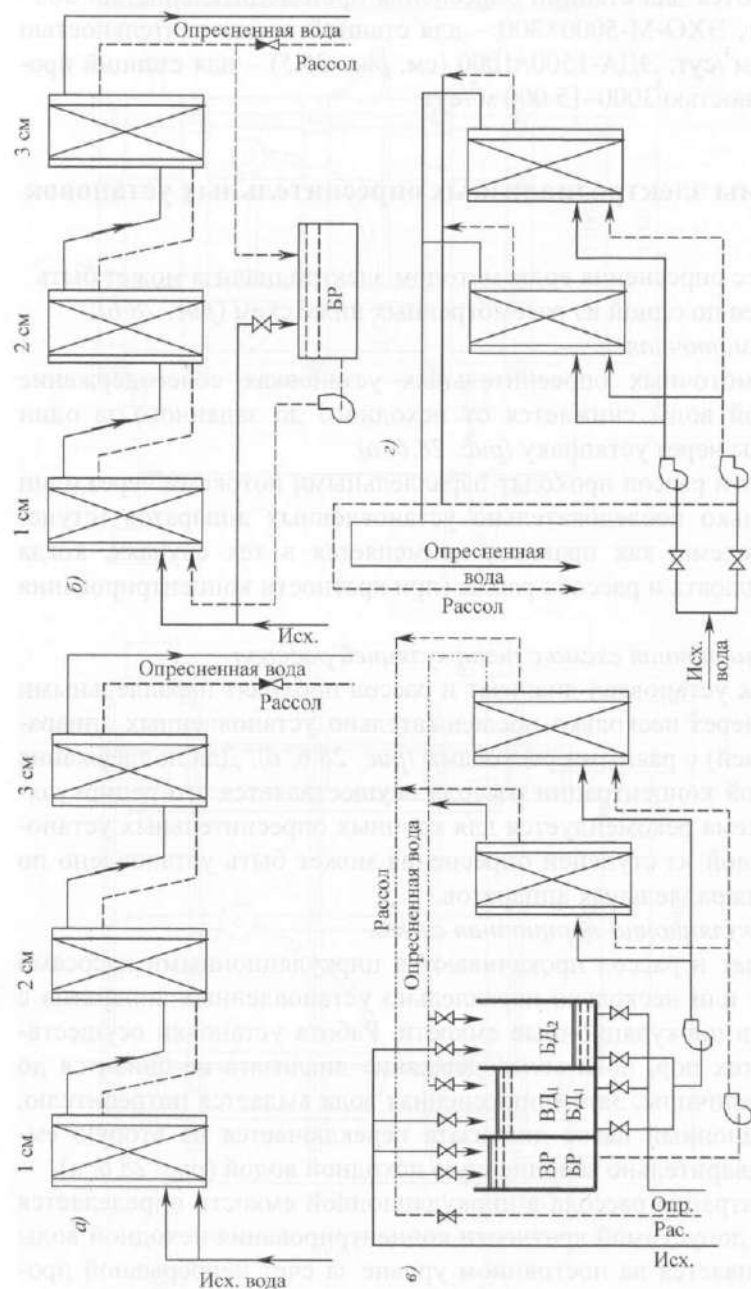


Рис. 28.6. Схемы электродиализных опреснительных установок: а — прямоточная; б — прямоточная с рециркуляцией рассола; з — циркуляционно-порционная схема; з — циркуляционная схема непрерывного действия

#### Г. Циркуляционная схема непрерывного действия.

Эта схема аналогична предыдущей, однако в ней отсутствуют циркуляционные емкости, а исходная вода подается непосредственно во всасывающие линии циркуляционных насосов дилуата и рассола. В дилуатном тракте исходная вода разбавляется частью опресненной воды, вытесняя остальную часть потребителю. В рассольном тракте исходная вода разбавляет циркулирующий рассол до концентрации, определяемой величиной допустимой кратности концентрирования, и вытеснит часть концентрированного рассола, идущего на сброс (рис. 28.6, з).

К числу достоинств циркуляционных схем следует отнести:

- возможность использования при любом солесодержании исходной воды одного аппарата;
- простоту регулирования глубины опреснения.

К числу недостатков можно отнести большие затраты энергии, необходимость в циркулирующих емкостях и дополнительном оборудовании.

### 28.5. Расчет электродиализных опреснительных установок

Технологический расчет электродиализного блока станции опреснения воды надлежит проводить с учетом технических характеристик аппаратов выбранного типа и ионного состава опресняемой воды. Схему опреснения наиболее целесообразно принять прямоточной многоступенчатой и в случае  $K_c > 2$  (предельная кратность концентрирования рассола) — с рециркуляцией рассола (рис. 28.6 и 28.7).

Технологическим расчетом *прямоточных установок* при выбранном типе аппаратов необходимо определять:

- требуемое количество параллельных линий;
- требуемое число ступеней опреснения;
- кратность рециркуляции и расход сбрасываемого рассола, а также напряжение и силу постоянного тока на аппаратах всех ступеней для выбора преобразователей тока.

Число ступеней опреснения прямоточных установок надлежит назначать в соответствии с паспортной величиной солесъема  $S_c$  для каждого типа аппарата при его номинальной производительности, равной:

$$S_c = \frac{C_{BXI} - C_{ВЫXI}}{C_{BXI}} \cdot 100\% \quad (28.10)$$





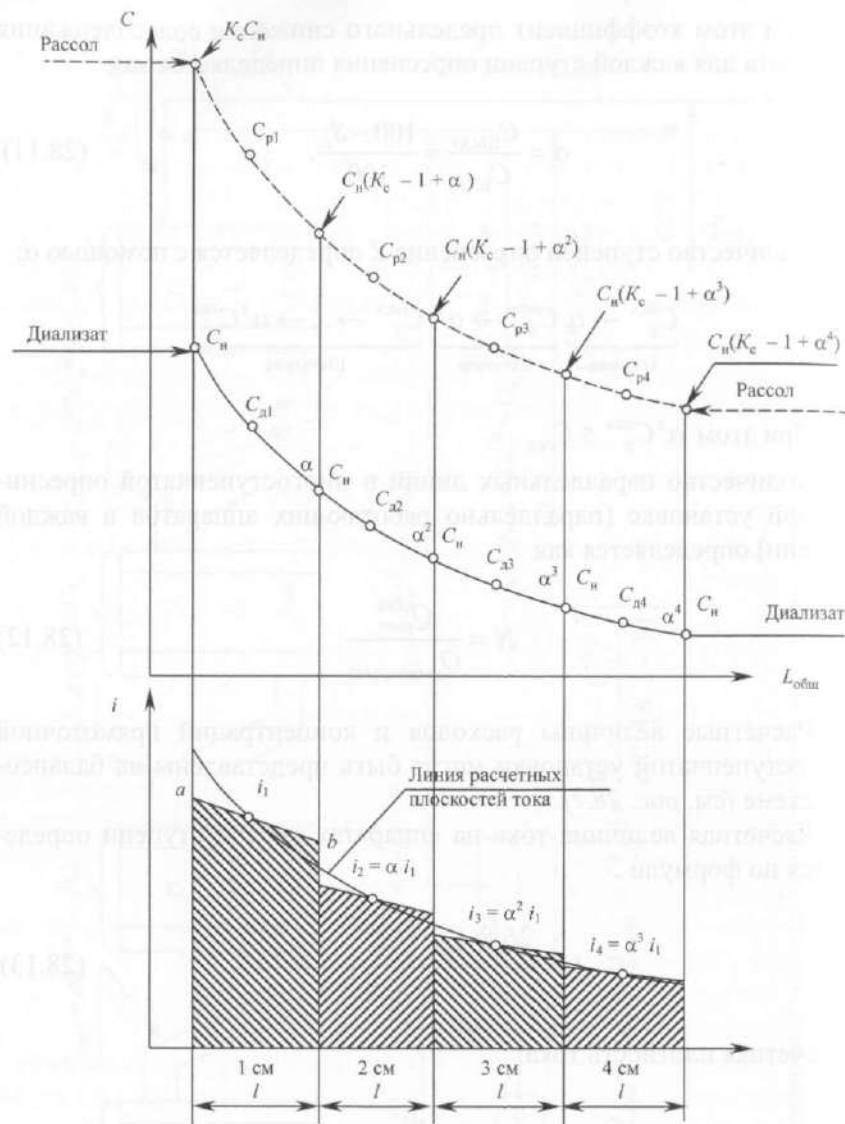


Рис. 28.8. Схема изменения концентраций диализата и рассола и плотности тока по ступеням проточной установки

При определении напряжения на электродах аппаратов всех ступеней (для выбора преобразователя тока) надлежит учитывать:

- падение напряжения на электродной системе;
- падение напряжения в мембранном пакете за счет омического сопротивления растворов и мембран;

– суммарный мембранный потенциал с учетом концентрационной поляризации.

Определение омических сопротивлений должно производиться для расчетных значений концентраций диализата и рассола в каждой ступени опреснения. Расчет должен производиться для заданной температуры растворов.

Расчетное значение концентрации диализата в камере опреснения определяется из выражения

$$C_{di} = \frac{C_{дВХi} - C_{дВЫХi}}{2,31lg \frac{C_{дВХi}}{C_{дВЫХi}}}. \quad (28.14)$$

Расчетное значение концентрации рассола в камере опреснения определяется из аналогичного выражения

$$C_{рдi} = \frac{C_{рВВЫХ} - C_{рВХi}}{2,31lg \frac{C_{рВВЫХ}}{C_{рВХi}}}. \quad (28.15)$$

Величина удельной электропроводности  $ae_{18}^{исх}$  опресняемой воды должна быть определена при ее химическом анализе. Расчетные удельные электропроводности диализата и рассола определяются по их расчетной концентрации в зависимости от содержания сульфатного иона по приближенной формуле

$$ae_{18} = \frac{C^\beta}{8300}. \quad (28.16)$$

Здесь  $\beta$  – коэффициент, принимаемый в зависимости от отношения содержания сульфатов в исходной воде к общему количеству анионов (в мг-экв/л) по табл. 28.3.

Таблица 28.3

№ п/п	$[SO_4^{2-}]/\Sigma A$	$\beta$
1	0–0,2	0,940–0,920
2	0,2–0,4	0,920–0,895
3	0,4–0,6	0,895–0,870
4	0,6–0,8	0,870–0,840
5	0,8–1,0	0,840–0,810

При определении электропроводности растворов следует учитывать их температуру. Зависимость удельных электропроводностей при температуре  $t$  и температуре  $18^\circ\text{C}$  выражается формулой

$$ae_t = ae_{18} \times [1 + 0,02 \cdot (t - 18)]. \quad (28.17)$$

Оптимальная кратность концентрирования рассола в рассольных трактах электродиализной установки должна определяться технико-экономическим расчетом, но не должна превышать предельного значения  $K_c$ , которое зависит от содержания  $[\text{Ca}^{2+}]$  и  $[\text{SO}_4^{2-}]$  в исходной воде и ее минерализации.

Омическое сопротивление рабочей ячейки электродиализного аппарата (камера опреснения + катионообменная мембрана + камера концентрирования + анионообменная мембрана) для любого из расчетных случаев зависит от удельной электропроводности растворов и типа сепараторной сетки.

$$r_{\text{я}} = \frac{1}{F_{\text{н}}} \left[ \frac{d\delta}{ae_{\text{д}}} + \frac{d\delta}{ae_{\text{р}}} + \rho_{\text{к}} + \rho_{\text{а}} \right]. \quad (28.18)$$

Удельное поверхностное сопротивление катионообменных  $\rho_{\text{к}}$  и анионообменных  $\rho_{\text{а}}$  мембран определяется по формулам:

$$\rho_{\text{к}} = 1/ae_{\text{к}} \cdot \delta_{\text{к}}; \quad \rho_{\text{а}} = 1/ae_{\text{а}} \cdot \delta_{\text{а}}.$$

Здесь  $ae_{\text{к}}$  и  $ae_{\text{а}}$  – удельные электропроводности мембран, зависящие от концентраций и ионного состава растворов, в которых они работают.

Напряжение на электродах аппарата определяется по формуле

$$U = U_3 + n \cdot E_{\text{м}} + i \cdot F_{\text{н}} \cdot n \times r_{\text{я}}. \quad (28.19)$$

Здесь  $U_3$  – падение напряжения на электродной системе при плотностях тока, характерных для аппаратов указанных выше типов. Значение  $U_3$  лежит в пределах 3–4 В.

$E_{\text{м}}$  – мембранный потенциал ячейки, падение напряжения на мембранах, являющееся следствием градиента концентраций и явлений концентрационной поляризации:

$$E_{\text{м}} = \varphi + \psi \cdot \lg C_{\text{р}}/C_{\text{д}}, \text{ В.} \quad (28.20)$$

Значения коэффициентов  $\varphi$  и  $\psi$  в зависимости от температуры растворов принимаются по табл. 28.4.

Таблица 28.4

$t^\circ$	1	5	10	15	18	20	25	30
$\varphi$	0,084	0,086	0,087	0,089	0,090	0,091	0,093	0,096
$\psi$	0,079	0,080	0,081	0,083	0,084	0,085	0,086	0,088

Вода, подаваемая в аппараты электродиализных опреснительных установок, должна быть освобождена от взвешенных и коллоидных загрязнений, микроорганизмов, гидробионтов.

В связи с тем, что используемые в электродиализных аппаратах ионообменные мембраны могут «отравляться» органическими веществами (анионообменные мембраны) и многовалентными катионами (катионообменные мембраны), что приводит к ухудшению их свойств – электропроводности и селективности, – исходная вода, подаваемая на блок опреснения электродиализом, должна отвечать следующим требованиям:

- содержать взвешенных веществ не более 1,5 мг/л;
- иметь цветность не выше  $20^\circ$ ;
- содержать ограниченное количество органических веществ – окисляемость ее не должна превышать 5 мг/л;
- содержать железа не более 0,05 мг/л;
- содержать марганца не более 0,05 мг/л.

В случаях, когда величины перечисленных показателей в опресняемой воде превышают указанные пределы, надлежит предусматривать сооружения для предварительной обработки воды.

Взвешенные и коллоидные загрязнения удаляются из исходной воды коагуляцией, отстаиванием и фильтрованием. Для удаления органических загрязнений используют фильтрование воды через активный уголь.

При опреснении вод, содержащих соли жесткости, в рассольных камерах могут выпадать в осадок гипс, карбонат кальция и гидроокись магния.

Для предотвращения выпадения осадков применяют следующие методы:

- поддерживают степень концентрирования солей в рассольных камерах ниже величины, отвечающей произведению растворимости солей – в основном по сульфату кальция;
- используют предварительное умягчение исходной воды;
- производят подкисление рассола и анолита (вод промывки анодных камер);

– осуществляют периодическую переполюсовку ванн (т.е. изменение полярности электродов, благодаря чему рассольные камеры работают как дилуатные и осадок растворяется в дилуате).

Степень концентрирования рассола не должна превосходить величину, определяемую произведением растворимости сульфата кальция. При концентрировании растворов, содержащих кальций и сульфат-ионы, в интервале температур 0–43 °С выпадает  $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  (гипс). Для определения величины предельной степени концентрирования рассола используется описанная в гл. 25.3 методика.

В формуле (25.5) для условий работы электродиализных установок в диапазоне температур 10–40 °С значение коэффициента  $M$  составляет 2,85 (рассчитанные на основе значения произведения растворимости для гипса и ангидрита  $3,5 \cdot 10^{-5} (\text{г-экв})^2/\text{л}^2$ ).

Определение величины предельной степени концентрирования рассола производится по графику на рис. 25.10.

Для предупреждения отложений карбоната кальция в рассольных трактах и в катодных камерах прибегают к подкислению рассола до величины  $\text{pH} = 4$ , доза кислоты для этого должна соответствовать значению щелочности исходной воды.

При умягчении воды методом натрий-катионирования для регенерации катионитовых фильтров можно использовать сбросной рассол из рассольных камер. Предварительное умягчение опресняемой воды применяется при величине ее общей жесткости выше 15–20 мг-экв/л.

Как дополнение к подкислению осадок карбоната кальция может удаляться периодической переполюсовкой ванн (реверсированием тока с автоматическим переключением трактов рассола и диализата). Частота переполюсовок зависит от жесткости опресняемой воды, плотности тока и скорости протока рассола и дилуата. Переполюсовка проводится от одной в сутки до одной-двух в час.

Вместо переполюсовок применяют так называемую «пульсацию» тока – отключение рабочего источника питания каждые 20–30 с и пропуск в это время через ванну в направлении, противоположном рабочему направлению тока, кратковременных импульсов тока высокого напряжения продолжительностью 0,3–0,5 с. Этот метод имеет ряд преимуществ перед полюсовкой (не требуется переключения потоков воды и рассола, сокращается время простоя установки), но его осуществление требует наличия специальной электронной аппаратуры.

Кроме того, предусматривают устройства для периодической отмывки мембран без разборки аппаратов кислыми растворами (крепостью не выше 2%).

## Глава 29. Электродеионизация

Электродеионизация – процесс, совмещающий в себе преимущества электродиализа и ионного обмена. Этот процесс разработан для проведения глубокого обессоливания воды и использования как альтернативы ионообменным фильтрам смешанного действия.

Сущность процесса заключается в том, что ионообменную смолу помещают в камеры электродиализного аппарата для увеличения глубины обессоливания. Как уже говорилось выше, основной недостаток электродиализного процесса заключается в трудности достижения глубокой степени обессоливания воды, что объясняется явлением «жесткой» поляризации. В дилуатных камерах электродиализной ячейки при низких концентрациях ионов солей прекращается перенос заряда, и достигнуть меньшей концентрации солей практически невозможно.

Однако, если в дилуатные камеры поместить зерна катионита и анионита (рис. 29.1), катионы и анионы солей будут обмениваться на ионы  $\text{H}^+$  и  $\text{OH}^-$ , при этом катионы и анионы переходят в иониты, а ток переносится ионами  $\text{H}^+$  и  $\text{OH}^-$ .

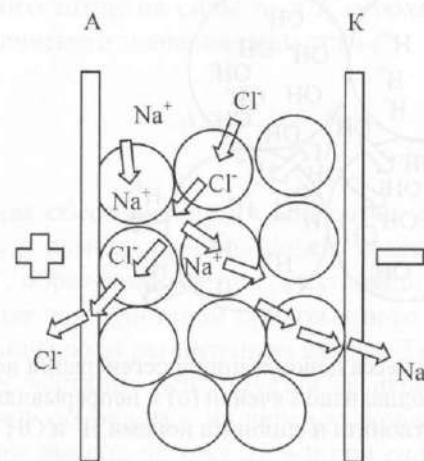


Рис. 29.1. Движение ионов в камере между заряженными ионоселективными мембранами при помещении в раствор зерен ионитов

При этом в электрическом поле происходит диссоциация молекул воды на ионы  $\text{H}^+$  и  $\text{OH}^-$ . Присутствие в воде этих ионов вызывает обмен ионов  $\text{H}^+$  на катионы  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Na}^+$ , а  $\text{OH}^-$  на анионы  $\text{Cl}^-$  и



$\text{SO}_4^{2-}$ . Переходящие в раствор ионы солей, двигаясь в электрическом поле, переходят в камеры рассола, как в случае «классического» электродиализа (рис. 29.2, а).

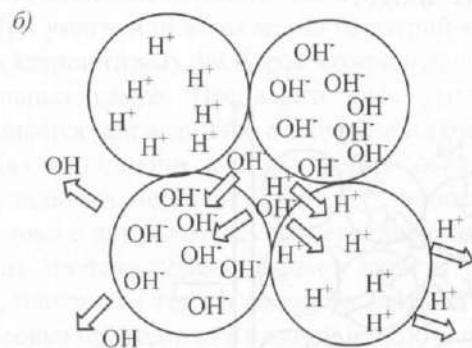
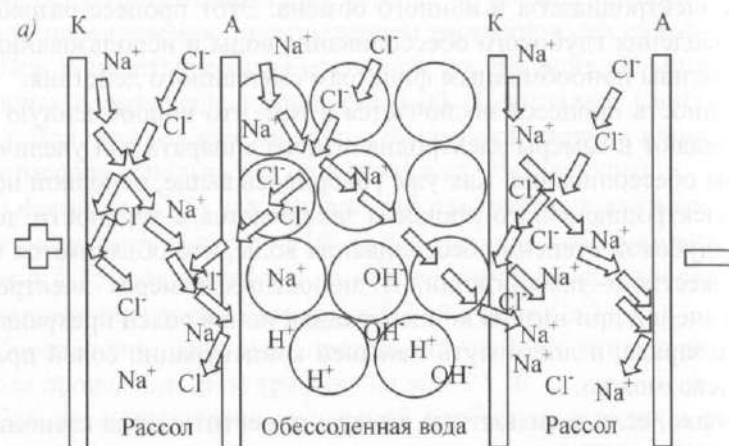


Рис. 29.2. Схема процесса деионизации и регенерации ионитов в димнатных камерах электродиализной ячейки (а) и непрерывная регенерация зерен катионита и анионита ионами  $\text{H}^+$  и  $\text{OH}^-$  (б)

Таким образом, при электродеионизации эффект обессоливания достигается благодаря ионному обмену, происходящему в камерах электродиализного аппарата. Благодаря процессу электродиализа происходит эффект регенерации ионитов образующимися за счет диссоциации воды ионами  $\text{H}^+$  и  $\text{OH}^-$  (рис. 29.2, б).

Как уже говорилось в гл. 28.1, диссоциация воды происходит при недостатке ионов в растворе (при низкой концентрации ионов

солей в дилуате). Из-за недостатка ионов солей, переносящих заряд, ток переносится ионами  $\text{H}^+$  и  $\text{OH}^-$ , что вызывает дополнительную диссоциацию молекул воды.

В электродеионизационной ячейке при ее работе создается 2 зоны, расположенные по ходу движения воды в камере: зона усиленного переноса (транспорта) и зона режима электрорегенерации.

Сильнодиссоциированные ионы ( $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$ ) удаляются в первую очередь (зона усиленного переноса), слабодиссоциированные ионы ( $\text{SiO}_3^{2-}$ ,  $\text{BO}_3^{3-}$ ) удаляются по мере прохождения воды через канал камеры во второй зоне, где происходит также режим регенерации – перенос ионов  $\text{H}^+$  и  $\text{OH}^-$  (см. рис. 29.2).

При получении сверхчистой воды необходимая сила тока определяется по формуле

$$I = \frac{Q(C_{\text{нач}} - C_{\text{кон}})F}{\eta}, \quad (29.1)$$

где  $F$  – число Фарадея;  $\eta$  – выход по току.

Величина выхода по току определяется как отношение теоретически полученного значения силы тока  $I$ , необходимой для обессоливания, и фактического значения силы тока  $I_a$ :

$$\eta = \frac{I}{I_a} \cdot 100, \%. \quad (29.2)$$

При глубоком обессоливании в аппаратах электродеионизации ток переносится с помощью ионов солей, содержащихся в воде, и ионов  $\text{H}^+$  и  $\text{OH}^-$ , образующихся при диссоциации воды. Ионы  $\text{H}^+$  и  $\text{OH}^-$ , переносимые под действием приложенного напряжения, вызывают электрохимическую регенерацию смолы. Таким образом, электроэнергия лишь частично используется на перенос солей (обессоливание воды), а в основном – на перенос ионов  $\text{H}^+$  и  $\text{OH}^-$ . Например, при величине выхода по току 25% и при силе постоянного тока 4 А, только 1 ампер переносит ионы солей, а 3 ампера расходуются на перенос ионов  $\text{H}^+$  и  $\text{OH}^-$ . Обратная диффузия ионов (в противоположном переносу тока направлении) также вызывает снижение эффективности процесса. Для того чтобы производить воду с электросопротивлением выше одного мегома, необходимо, учитывая значение коэффициента солеотсева аппарата, подавать в аппарат воду с низким содержанием (менее 0,005 мг-экв/л) и проводить

процесс при величине выхода по току менее 35%. В некоторых случаях, при необходимости удаления труднодиссоциированных ионов (силикатов и бора), используются значения величины выхода по току 5% и менее.

Производителями оборудования для электродеионизации используется параметр  $E$ -фактор ( $EF$ ). Эта величина представляет собой отношение приложенной силы тока и теоретически рассчитанной величины силы тока:

$$EF = \frac{I_a}{I} \quad (29.3)$$

Эта величина, обратная величине выхода по току, показывающая, во сколько раз приложенная сила тока должна быть выше теоретически определенной величины.

Изготовители оборудования ограничивают величину приложенного напряжения значением 600 В, чтобы избежать затрат на дорогостоящие системы электропитания. При этом величина силы тока зависит от электрического сопротивления. Поскольку эффективность работы системы деионизации (расход воды, который можно обессолить, или глубина деионизации, которой можно добиться для заданного расхода) зависит от величины силы тока, важно уметь определять оптимальные параметры процесса, в частности подбирать наименьшую величину сопротивления ячеек.

Для определения величины омического сопротивления электродеионизационной ячейки необходимо провести расчет выхода по току:

$$\eta = \frac{3,22 \cdot C \cdot Q}{n \cdot I_a},$$

где  $C$  — общее солесодержание, мг/л;  $n$  — количество ячеек в аппарате;  $Q$  — расход воды м<sup>3</sup>/ч.

В представленной формуле солесодержание  $C$  учитывает только легко переносимые ионообменным материалом сильнодиссоциированные ионы. Для учета слабодиссоциированных ионов (силикатов и бора) используется параметр  $FCE$  (Feed Conductivity Equivalent). Формула определения выхода по току с учетом  $FCE$  выглядит следующим образом:

$$\eta = \frac{1,31 \cdot FCE \cdot Q}{n \cdot I_a} \quad (29.4)$$

Все расчеты процесса деионизации проводятся аналогично расчетам процесса электродиализа.

Подбор аппаратов для электродеионизации производится на основе их параметров: расход, величина селективности (солесъема) и т.д. Простота подбора определяется тем, что требования к исходной воде ограничиваются величиной 10–30 мг/л, т.е. аппараты уже рассчитаны для проведения процесса. Общий вид и габариты стандартного аппарата деионизации производительностью 25–30 м<sup>3</sup>/ч показаны на рис. 29.3, а внешний вид и габариты станции электродеионизации производительностью 200 м<sup>3</sup>/ч показаны на рис. 29.4.

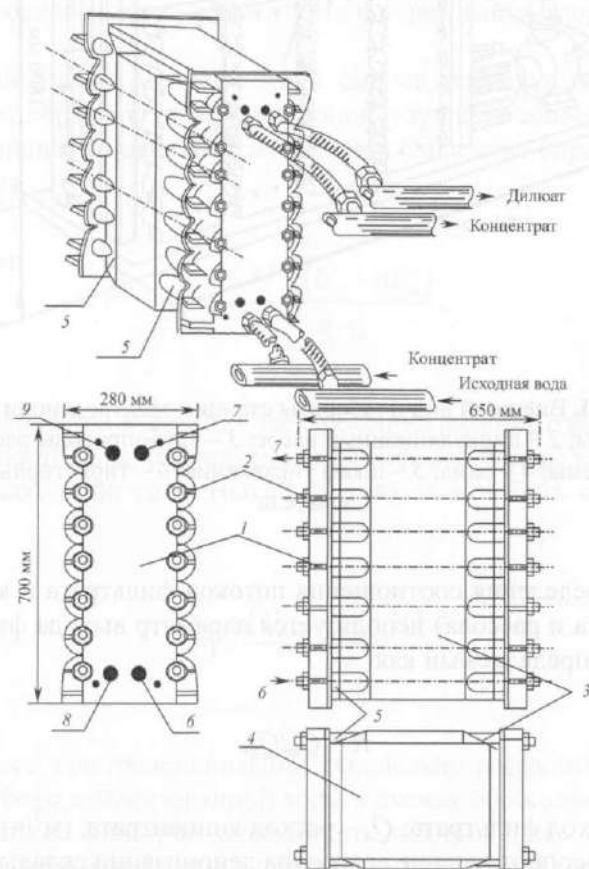
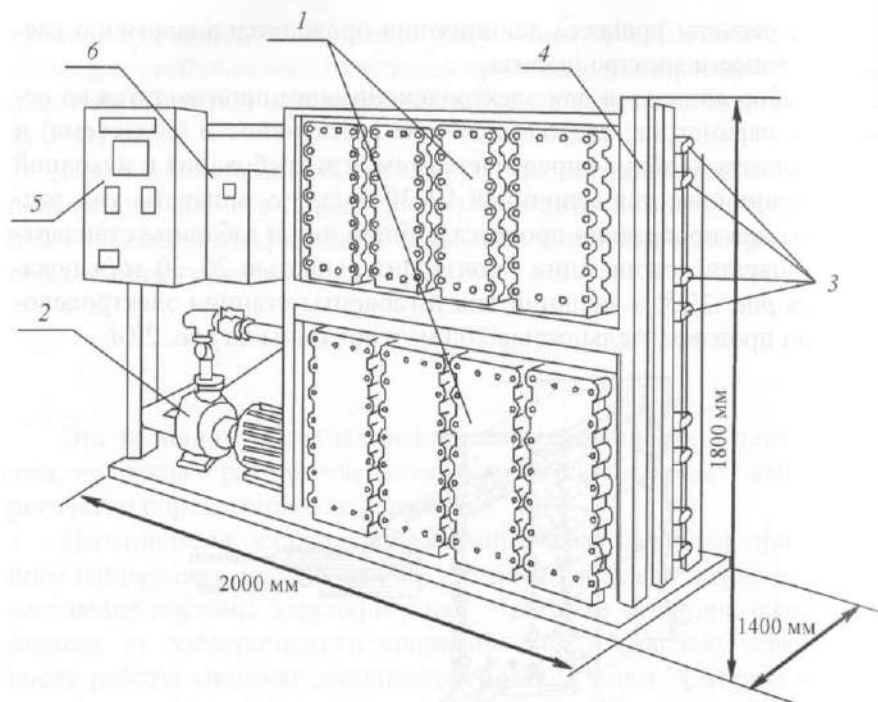


Рис. 29.3. Внешний вид и габаритные размеры аппарата электродеионизации производительностью 25–30 м<sup>3</sup>/ч:

1 — стяжные болты; 2 — гайки; 3 — ячейки; 4 — боковая накладка; 5 — накладки на болты; 6 — подача исходной воды; 7 — выход диллюата; 8 — вход концентрата; 9 — выход концентрата



**Рис. 29.4.** Внешний вид и габариты станции электродеионизации:  
1 – аппараты; 2 – циркуляционный насос; 3 – трубопроводы распределительной системы; 4 – рама; 5 – шкаф управления; 6 – тиристорный преобразователь

Для определения соотношения потоков фильтрата и концентрата (диализата и рассола) используется параметр выхода фильтрата  $R$  (recovery), определяемый как

$$R = Q_{\text{ф}}/Q_{\text{к}},$$

где  $Q_{\text{ф}}$  – расход фильтрата;  $Q_{\text{к}}$  – расход концентрата, ( $\text{м}^3/\text{ч}$ ).

Электросопротивление аппаратов деионизации складывается из:

- удельного поверхностного сопротивления мембран (катионообменных и анионообменных);

- сопротивления ионообменного материала в камерах;
- удельных электропроводностей растворов в дилюатных и рассольных камерах;

– сопротивления катодных и анодных камер.

Кроме того, сопротивление аппаратов деионизации зависит от температуры.

Для уменьшения сопротивления аппаратов используют различные методы:

1) увеличение солесодержания рассольных камер с помощью рециркуляции концентрата;

2) увеличение солесодержания концентрата с помощью его «подсаливания», добавления раствора  $\text{NaCl}$  путем его постоянного дозирования. Главными недостатками этой технологии является наличие сбросного потока концентрата и образования хлора в анодных камерах;

3) наполнение ионообменной смолой рассольных камер. Это уменьшает обратную диффузию ионов, улучшает сольесъем, улучшает отвод ионов с поверхности мембран. Сила тока определяется из выражения

$$I = \frac{U - (U_{\text{з}} + nE_{\text{м}})}{n \cdot r_{\text{я}}}, \quad (29.5)$$

где  $n$  – количество ячеек;  $r_{\text{я}}$  – электросопротивления одной ячейки.

Плотность тока, расходуемого на перенос ионов, зависит от величины выхода по току. Выход по току может быть определен по формуле

$$\eta = \frac{(C_{\text{нач}} - C_{\text{кон}})Q \cdot F}{I_{\text{а}}}, \quad (29.6)$$

Процесс электродеионизации специально разработан для получения глубоко деионизованной воды в схемах обессоливания вместо ионообменных фильтров смешанного действия (рис. 29.5 и 29.6). Основным преимуществом в применении аппаратов электродеионизации является отсутствие применения реагентов (кислот и щелочей) для регенерации ионообменных фильтров. Поэтому процесс электродеионизации является «экологически чистым» методом, не имеющим солевых сбросов.





## 31.1. Теоретические основы процесса

Обратный осмос – наиболее быстро развивающийся и перспективный мембранный процесс. Сущность процесса состоит в пропускании воды под давлением через полупроницаемые полимерные мембраны, мембраны, которые пропускают молекулы воды, а задерживают растворенные ионы солей.

Первоначально процесс обратного осмоса разрабатывался для опреснения подземных и морских вод. Отличительной чертой процесса являются высокие значения приложенных давлений. Поэтому процессы называются баромембранными. Значения рабочих давлений составляли 50–60 бар, что вызывало высокую стоимость оборудования, насосного, водораспределения и др.

Прогресс в области производства мембран привел к созданию низконапорных мембран, работающих под низким давлением. Снижение величин рабочих давлений привело к значительному удешевлению и упрощению систем обратного осмоса.

В настоящее время обратноосмотические установки используются для обессоливания воды, вытесняя традиционные методы – ионный обмен, дистилляцию. Невысокая стоимость и простота мембранных систем сделали метод обратного осмоса конкурентоспособным с традиционными установками водоподготовки.

Высокая эффективность в задержании органических веществ (образующих цветность воды), бактерий, вирусов, жесткости железа делает его перспективным для подготовки питьевой и технической воды.

Широко распространен процесс, получивший название «нанофильтрации» – разновидность обратного осмоса, в котором используются поры более крупного размера.

Такие поры задерживают «крупные» многовалентные ионы железа, кальция, стронция, хрома, сульфат-ионы и т.д. на 80–90%, но слабо задерживают одновалентные ионы натрия, хлорида, бикарбоната – на 30–50%.

При проведении процесса обратного осмоса растворенные вещества (ионы солей) задерживаются мембраной, а молекулы воды проникают через мембрану. Молекулы растворенной соли накапливаются у поверхности мембраны, где ее концентрация постепенно возрастает. Однако повышение концентрации соли у поверхности

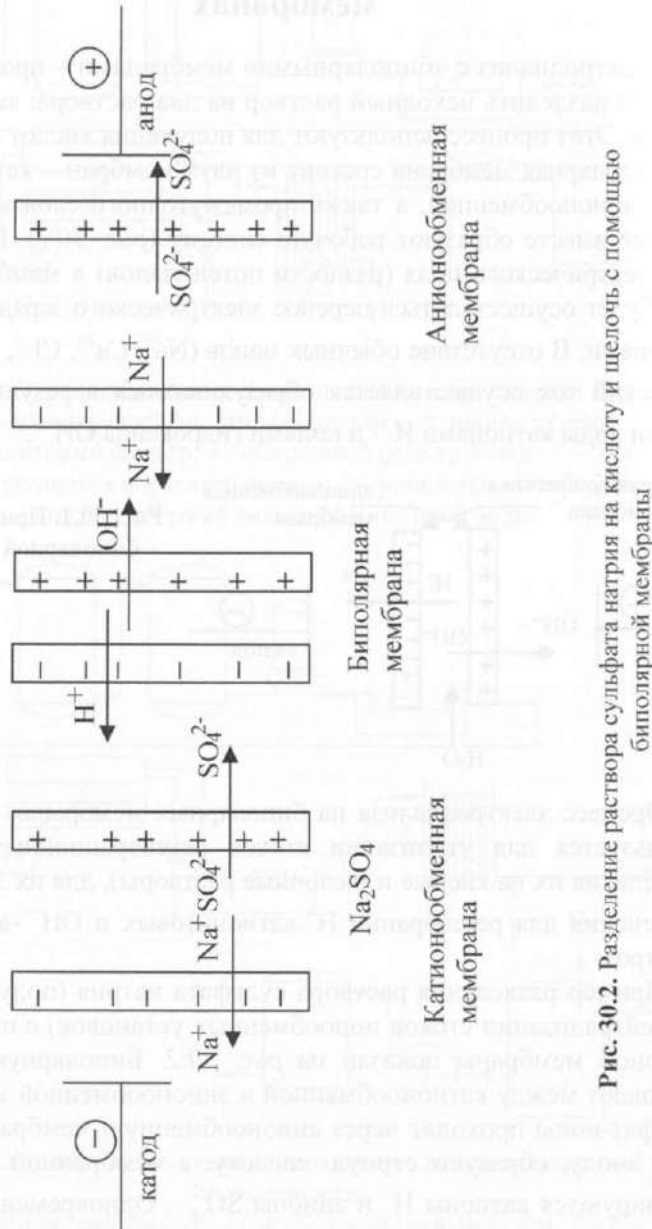


Рис. 30.2. Разделение раствора сульфата натрия на кислоту и щелочь с помощью биполярной мембраны

вызывает диффузию ионов от поверхности в объем раствора в соответствии с законом Фика. Таким образом, в системе устанавливается стационарное состояние. Конвективный поток растворенной соли к мембране уравнивается суммой потоков через мембрану и от поверхности мембраны в объем раствора. По закону Фика, чем дальше от поверхности мембраны, тем ниже концентрация соли. В результате вблизи поверхности мембраны образуется пограничный слой, в котором значение концентрации соли увеличивается по мере приближения к мембране (рис. 31.1).

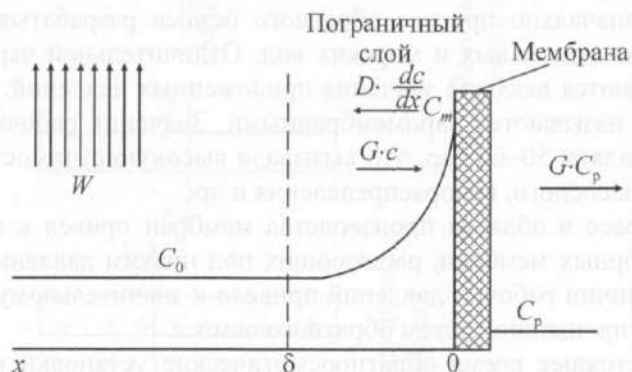


Рис. 31.1. Распределение задерживаемого мембраной вещества у поверхности мембраны

Предположим, что на расстоянии  $d$  от поверхности мембраны концентрация растворного вещества равна  $C_v$  и имеет то же значение, что и концентрация в объеме потока воды благодаря полному смешению. Вблизи поверхности мембраны образуется пограничный слой, в котором концентрация увеличивается по мере приближения к мембране, достигая максимального значения  $C_m$  у ее поверхности.

Конвективный поток соли к поверхности мембраны обозначается как

$$J \cdot C,$$

где  $C$  – концентрация соли, г/л;  $J$  – удельная проницаемость мембраны, л/с·м<sup>2</sup>.

Поскольку часть соли проходит через мембрану, поток через мембрану составляет

$$J \cdot C_\phi,$$

где  $C_\phi$  – концентрация соли в фильтрате (г/л).

Накопление солей у поверхности мембраны вызывает диффузионный поток в обратном направлении – от мембраны в раствор. Таким образом, устанавливается стационарное состояние, равновесие, при котором поток растворенного вещества к мембране равняется сумме двух потоков: потока растворенного вещества через мембрану и диффузионного потока, определяемого законом Фика, т.е.

$$J \cdot c + D \frac{dc}{dx} = J C_\phi, \quad (31.1)$$

где  $D$  – коэффициент диффузии;  $C$  – концентрации соли в потоке, изменяющиеся от  $C_v$  до  $C_m$ .

При  $x = 0$   $c = C_m$ .

При  $x = \delta$  (на расстоянии  $\delta$  от поверхности мембраны)  $C = C_v$ .

Разделяя переменные и интегрируя уравнение (31.1), получаем

$$\int_{C_m}^{C_v} D \frac{dc}{dx} = \int J (C_\phi - C), \quad (31.2)$$

или

$$\ln \frac{C_m - C_\phi}{C_v - C_\phi} = \left( \frac{J \cdot \delta}{D} \right), \quad (31.3)$$

или

$$\frac{C_m - C_p}{C_v - C_p} = \exp \left( \frac{J \cdot \delta}{D} \right). \quad (31.4)$$

Отношение коэффициента диффузии к толщине пограничного слоя  $\delta$  называется коэффициентом массопереноса  $k$ :

$$k = \frac{D}{\delta}. \quad (31.5)$$



При условии, что растворенная соль полностью задерживается мембраной ( $C_{\phi} = 0$ ), уравнение (31.4) упрощается и представляется в виде:

$$\frac{C_m}{C_b} = \exp\left(\frac{J}{k}\right). \quad (31.6)$$

Уравнение (31.6) является основным уравнением концентрационной поляризации, отражающим природу концентрационной поляризации: гидродинамика в аппарате определяется коэффициентом  $k$ , свойства мембран – величиной  $J$ .

Коэффициент массопереноса  $k$  зависит от гидродинамических условий (скорости потока на входе в мембрану  $V$ , коэффициента диффузии растворенного вещества  $D$ , вязкости, плотности), а также размеров и формы модуля.

Уровень концентрационной поляризации можно снизить двумя путями: изменить величину потока  $J$  и коэффициента массопереноса  $k$ . Коэффициент диффузии увеличить нельзя, но можно увеличить скорость движения раствора вдоль мембраны за счет изменения формы и размеров модуля, снижая длину модуля или уменьшая сечение.

Кроме увеличения скорости течения для улучшения массопереноса можно «разрушить» пограничные слои с помощью «турбулизаторов» – сетчатых вставок в канал.

### 31.2. Основные параметры процесса обратного осмоса

Поток воды через мембрану выражается уравнением

$$J_w = A(\Delta P - \Delta \pi), \quad (31.7)$$

где  $A$  – константа проницаемости;  $P$  – давление воды над мембраной;  $\Delta \pi$  – величина осмотического давления.

Поток воды через мембрану зависит от эффективной разницы давлений.

При стационарном режиме уравнения баланса масс можно записать в виде:

по воде

$$Q_n = Q_{\phi} + Q_{\text{конц}}; \quad (31.8)$$

по солям

$$Q_n \cdot C_n = Q_{\phi} \cdot C_{\phi} + Q_{\text{конц}} C_{\text{конц}}, \quad (31.9)$$

$$C_{\text{конц}} = \frac{C_n - \alpha C_{\phi}}{1 - \alpha}, \quad (31.10)$$

где  $\alpha = \frac{Q_{\phi}}{Q_n}$  – выход по фильтрату, т.е. доля, которую составляет фильтрат от всей воды, поступающей в установку (рис. 31.2).

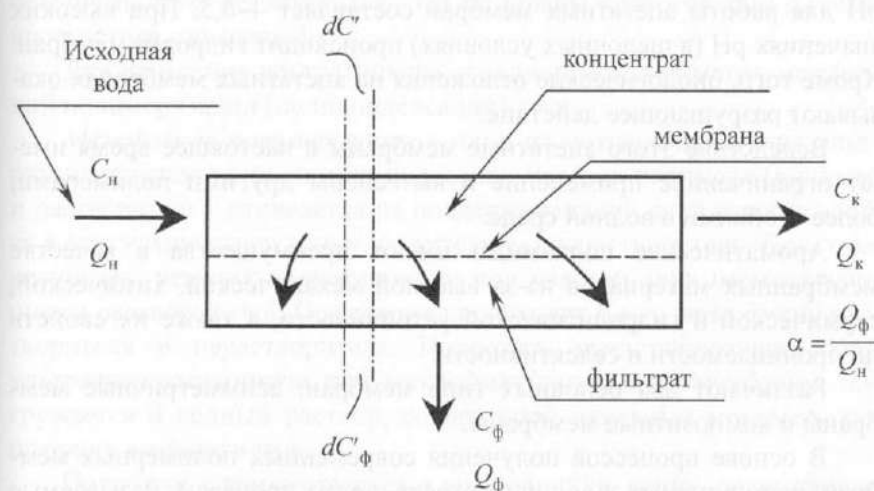


Рис. 31.2. Увеличение концентраций солей в воде, проходящей через мембранный аппарат

Из уравнения (31.10) путем записи в дифференциальной форме, разделения переменных и интегрирования для изменения концентрации солей в исходной воде от  $C_n$  до  $C_k$  и величины выхода фильтрата  $\alpha$  от 0 до  $\alpha$  получим:

$$C_k = C_n (1 - \alpha)^{-R} \quad (31.11)$$

и

$$C_{\phi} = C_n (1 - R)(1 - \alpha)^{-R}. \quad (31.12)$$

Уравнение показывает, как концентрация солей в концентрате и фильтрате зависит от выбранной величины  $\alpha$  и величины  $R$ .

### 31.3. Мембраны для обратного осмоса

Широко известным материалом мембран для обратного осмоса являются эфиры целлюлозы, в частности диацетат целлюлозы и триацетат целлюлозы.

Сложные эфиры целлюлозы подвержены разложению (деструкции) под действием высокой температуры, а также от химического или биологического воздействия. Оптимальный диапазон значений pH для работы ацетатных мембран составляет 4–6,5. При высоких значениях pH (в щелочных условиях) происходит гидролиз мембран. Кроме того, биологические отложения на ацетатных мембранах оказывают разрушающее действие.

Вследствие этого ацетатные мембраны в настоящее время имеют ограниченное применение и вытеснены другими полимерами, более стойкими в водной среде.

Ароматические полиамиды имеют преимущества в качестве мембранных материалов из-за высокой механической, химической, термической и гидролитической устойчивости, а также их свойств по проницаемости и селективности.

Различают два основных типа мембран: асимметричные мембраны и композитные мембраны.

В основе процессов получения современных полимерных мембран, используемых в водоподготовке, лежат процессы, называемые инверсией фаз и нанесением покрытий.

Инверсия фаз (фазовое разделение) – это процесс, посредством которого полимер переводится из раствора в твердое состояние.

Большинство мембран, используемых в очистке воды, получают с помощью *фазовой инверсии*, методом осаждения, путем погружения.

Метод приготовления плоских мембран состоит в следующем: подложка, представляющая собой УФ- или МФ- мембрану, погружается в водный раствор, содержащий активные мономеры, как правило, аминного типа. Раствор полимера выливается на слой поддерживающей подложки. Толщина слоя контролируется поливочным ножом (фильерой). Вязкость раствора зависит от молекулярной массы полимера, его концентрации, вида применяемого растворителя или смеси растворителей, также наличия специальных добавок. Толщина отлитого слоя может меняться от 50 до 500 мкм.

Плотные асимметричные мембраны не позволяют добиться высоких значений производительности. Толщина мембраны (20–2000 мкм) оказывает существенное гидравлическое сопротивление. Более того, при увеличении величины рабочего давления асимметричные мембраны сжимаются, что приводит к снижению производительности.

Увеличение производительности таких мембран может быть достигнуто с помощью уменьшения эффективности толщины мембраны. Однако тонкая эффективная пленка (толщиной 0,1–1 мкм) не обладает механической прочностью. Поэтому разработаны *«композитные»* мембраны, представляющие собой тонкую селективную пленку (селективный слой), нанесенную на пористую подложку обычно из того же материала. Эти мембраны приготовлены с помощью метода инверсии фаз.

Для нанесения ультратонкого слоя используется метод межфазной полимеризации (поликонденсации).

*Межфазная полимеризация* – один из методов нанесения ультратонкого слоя на пористую подложку. Раствор полимера (полимер и растворитель) отливается на поддерживающий слой и погружается в коагуляционную ванну, содержащую нерастворитель. При этом возникает реакция полимеризации при участии двух несмешивающихся растворителей. Осаждение происходит благодаря обмену растворителя и нерастворителя. Подложка, представляющая собой ультрафильтрационную или микрофильтрационную мембрану, погружается в водный раствор, содержащий активный мономер, как правило, аминного типа.

Подложка затем погружается во вторичную ванну, содержащую не смешивающийся с водой растворитель, в котором растворен другой активный мономер, часто хлорангидрид. Эти два активных мономера (амин и хлорангидрид) реагируют с образованием плотного полимерного слоя. Для полноты проведения реакции и сшивания водорастворимых мономеров применяется обработка нагреванием.

В качестве нерастворителя часто используется вода. Важное значение имеет выбор пары растворитель/нерастворитель.

### 31.4. Типы мембранных аппаратов и их конструкций

Мембраны помещают в аппарат, работающий под давлением. Основными компонентами аппарата являются:

1. Мембрана.
2. Поддерживающий слой (дренаж) для сбора и отвода очищенной воды.

3. Сепаратор-турбулизатор, помещаемый в канал для образования турбулизации потока.

4. Устройства для ввода исходной воды, отвода концентрата и очищенной воды.

5. Напорный корпус.

Аппараты типа фильтр-пресс используют плоские листовые мембраны и представляют собой первые конструкции обратноосмотических аппаратов.

Сборка фильтр-прессного аппарата состоит из нескольких плоских дренажных плит, на которые укладываются плоские мембраны, и специальных рамок, помещаемых между дренажными плитами. Рамка, помещенная между двумя мембранами, образует канал (рис. 31.3). В рамках сделаны отверстия и протоки для распределения исходной воды и сбора фильтрата. Вся конструкция собирается из чередующихся дренажных плит и рамок, которые прижимаются друг к другу с помощью стяжных болтов и фланцевых плит.

Существуют различные виды фильтр-прессных аппаратов. В аппаратах прямоугольной формы исходная вода движется вдоль камеры, поступая с одной стороны камеры и собираясь – с другой стороны. Стяжные болты располагаются по периметру фланцевой плиты.

В аппаратах круглой формы (дискового типа) стяжной болт располагается в центре круга. Исходная вода движется радиально из центра к периферии круглой камеры, выходя наружу. Вся сборка помещается в напорный корпус цилиндрической формы (см. рис. 31.3).

Такие аппараты очень дороги, что ограничивает их применение в основном в системах очистки обратного осмоса малой производительности, а чаще – в системах ультрафильтрации.

Рулонные элементы являются в настоящее время наиболее распространенной конструкцией. За многие годы конструкция многократно совершенствовалась с целью улучшить геометрию каналов и потокораспределение, испытывались новые сепараторы-турбулизаторы, дренажные материалы, клеи и т.д.

Рулонные элементы изготавливаются из плоских мембран, которые оборачиваются вокруг перфорированной трубки для сбора очищенной воды. Мембраны склеиваются в «пакеты», которые приклеиваются одной кромкой к перфорированной фильтратоотводящей трубке и оборачиваются вокруг нее. Каждый пакет состоит из двух листов мембран, между которыми проложена специальная дренажная ткань для сбора и отвода фильтрата, а края пакета проклеены специальными эпоксидным клеем. Клей наносится по краям мембран

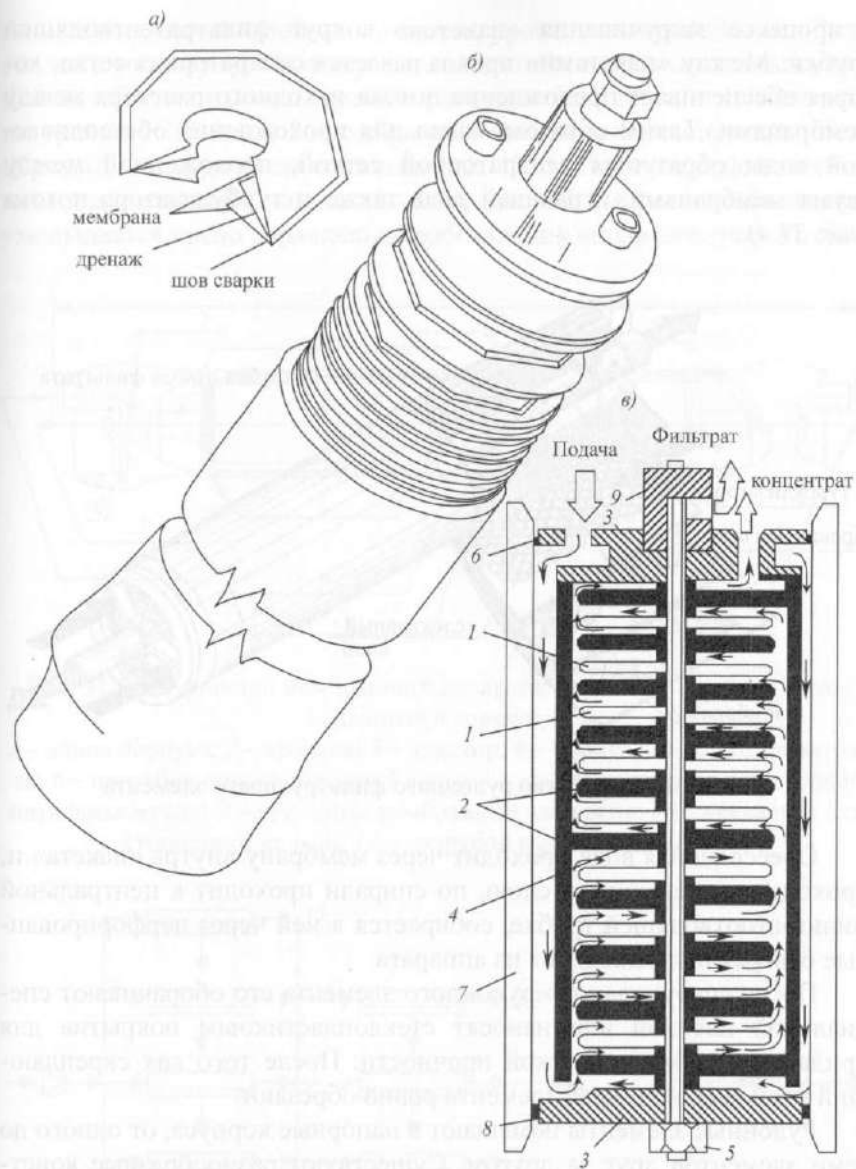


Рис. 31.3. Устройство фильтр-прессного аппарата круглой формы компании «Рокем» (США):

- а – устройство мембранного диска; б – общий вид аппарата в напорном корпусе; в – схема распределения потоков;  
1 – мембранный диск; 2 – разделительная рамка-диск; 3 – торцевая плита-кромка; 4 – сепараторный диск; 5 – стяжной болт и гайка; 6 – вход;  
7 – корпус; 8 – уплотнительное кольцо; 9 – выход фильтрата



в процессе закручивания «пакетов» вокруг фильтратоотводящей трубки. Между «пакетами» прокладывается сепараторная сетка, которая обеспечивает прохождение потока исходного раствора между мембранами. Таким образом, канал для прохождения обессоливаемой воды образуется сепараторной сеткой, проложенной между двумя мембранами, играющей роль также и турбулизатора потока (рис. 31.4).

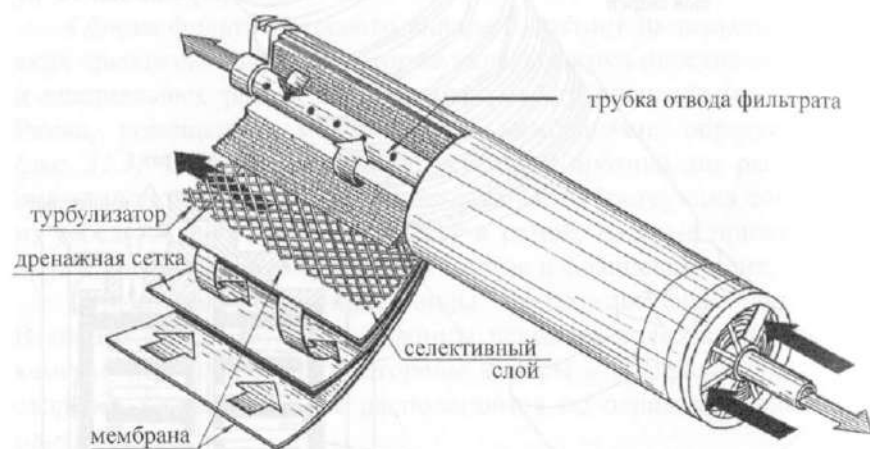


Рис. 31.4. Устройство рулонного фильтрующего элемента

Обессоленная вода проходит через мембрану внутрь «пакета» и, проходя по дренажному слою, по спирали проходит к центральной фильтратоотводящей трубке, собирается в ней через перфорированные отверстия и выводится из аппарата.

После «закручивания» рулонного элемента его оборачивают специальной пленкой или наносят стеклопластиковое покрытие для придания ему механической прочности. После того как скрепляющий клей твердеет, края элемента ровно обрезают.

Рулонные элементы помещают в напорные корпуса, от одного до семи элементов друг за другом. Существуют разнообразные конструкции для крепления элементов в напорном корпусе (рис. 31.5). Каждый отдельный элемент обычно рекомендуется помещать в корпусе установки таким образом, чтобы соотношение количества обессоленной воды, прошедшей через мембраны (фильтрата) и исходной воды, поступающей в аппарат, в единицу времени было 1:10. Это определяется гидродинамическими характеристиками мембран и явле-

нием концентрационной поляризации, уровень которой должен быть сведен к минимуму. Поэтому для того, чтобы в промышленных установках обеспечить соотношение расходов фильтрата и концентрата на уровне 1:1,5 или 1:2, мембранные аппараты komponуются таким образом, что путь воды составляет до 18 м. Такое подключение называется «елочкой», так как по мере увеличения расхода фильтрата уменьшается число параллельно работающих аппаратов (рис. 31.6).

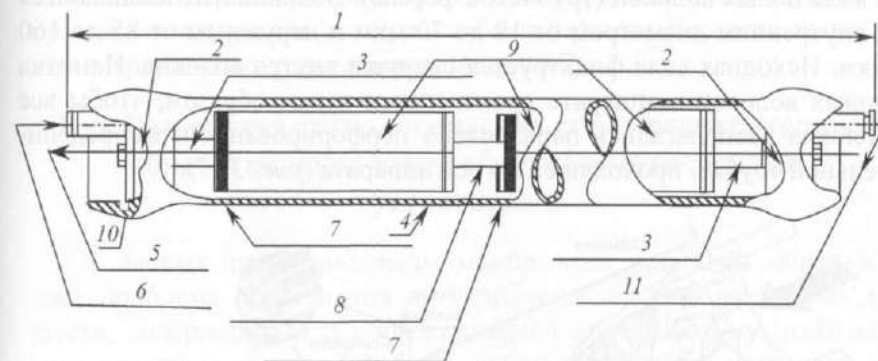


Рис. 31.5. Устройство мембранного аппарата: рулонный элемент, помещенный в корпус:

1 – длина корпуса; 2 – крышка; 3 – адаптор; 4 – корпус; 5 – выход фильтрата; 6 – патрубок подачи исходной воды; 7 – «ласточкин хвост»; 8 – соединительная муфта; 9 – рулонные мембранные элементы; 10 – «канавка» для стопорного кольца; 11 – патрубок выхода концентрата

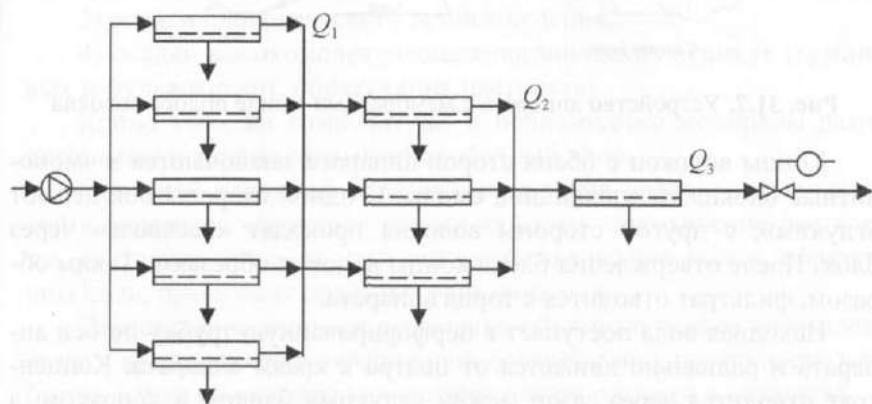


Рис. 31.6. Коническая каскадная однопроводная схема («елочка»)

Фильтрат со всех элементов собирается в общий трубопровод. Рулонные элементы оказались наиболее удобными в эксплуатации. Элементы легко подвергать химической регенерации (промывке), легко производить замену элементов в установке. Конструкции и размеры элементов унифицированы, поэтому возможно покупать элементы одинаковых типоразмеров от различных производителей.

В мембранных аппаратах могут также использоваться мембраны в виде полых волокон (трубчатой формы). Волокна изготавливаются с внутренним диаметром от 19 до 70 мкм и наружным от 85 до 160 мкм. Исходная вода фильтруется снаружи внутрь волокна. Намотка полых волокон в аппарате производится таким образом, чтобы все волокна располагались параллельно перфорированной распределительной трубке, проходящей по оси аппарата (рис. 31.7).

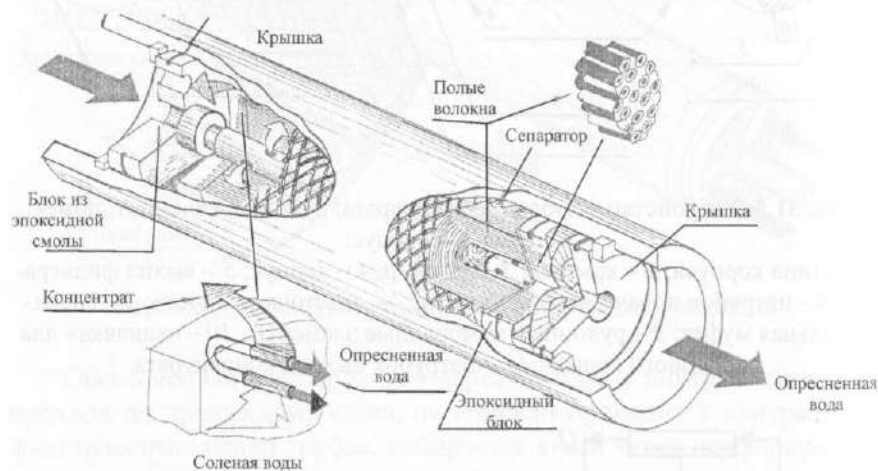


Рис. 31.7. Устройство аппарата с мембранами в виде полого волокна

Концы волокон с обеих сторон аппарата заключаются в «монолитные блоки» из эпоксидной смолы. С одной стороны блок делают «глухим», с другой стороны волокна проходят «насквозь» через блок. После отверждения блока концы волокон обрезают. Таким образом, фильтрат отводится с торца аппарата.

Исходная вода поступает в перфорированную трубку по оси аппарата и радиально движется от центра к краям аппарата. Концентрат отводится через зазор между «глухим» блоком и корпусом, а фильтрат через торец фильтратоотводящего блока собирается в пористом фильтратосборном блоке и через фильтратоотводящую трубку выводится из аппарата.

Аппарат помещается в напорный трубчатый корпус, с торцов закрытый круглыми крышками с уплотнительными манжетами. Исходная вода, фильтрат и концентрат подаются через специальные патрубки, соединенные с торцевыми крышками.

В последнее время аппараты обратного осмоса с полым волокном полностью вытеснены рулонными элементами. Однако конструкция аппаратов с полыми волокнами большого диаметра (так называемыми капиллярными) в настоящее время широко и успешно применяется в ультрафильтрации благодаря возможности проведения гидравлических промывок (см. гл. 18.7).

### 31.5. Разработка технологических схем предварительной обработки воды перед обратноосмотическими установками

С первых шагов внедрения мембранных установок обнаружилась проблема образования на мембранах осадков различных веществ, содержащихся в обрабатываемой воде. Поэтому необходимым условием надежной работы любой мембранной установки является тщательная предочистка, позволяющая предотвратить осадкообразование на мембранах.

Основными видами осадков на мембранах являются:

- 1) осадки малорастворимых в воде солей (карбонат кальция, сульфат кальция, силикат кальция);
- 2) осадки взвешенных и коллоидных веществ (гидроокись железа, частицы глины, ила, коллоидная гидроокись алюминия);
- 3) осадки биологического происхождения;
- 4) осадки высокомолекулярных органических веществ (гуминовых и фульвокислот, образующих цветность).

Кроме того, на композитные и полиамидные мембраны разрушительное действие оказывает свободный хлор.

Основной причиной образования осадков малорастворимых солей в аппаратах обратного осмоса является пересыщение раствора, т.е. состояние системы, при котором содержание ионов, образующих соль, превышает пределы растворимости.

Пересыщение раствора в процессе обратного осмоса возникает в связи с явлением концентрационной поляризации у поверхности мембраны, а также благодаря концентрированию раствора в аппаратах.

В основе механизмов образования коллоидных и органических осадков на мембранах лежат механизмы адгезии частиц к мембране, коагуляции.

Биологические загрязнения образуются на мембранах в результате адгезии микроорганизмов к поверхности мембраны. Закрепившись на поверхности, бактерии могут аккумулировать необходимые для их развития питательные вещества, постоянно поступающие с исходной водой. В дальнейшем происходит образование колоний микроорганизмов, что приводит к образованию биопленки – гелеобразному слою из бактерий и продуктов их жизнедеятельности – энзимов, полисахаридов и других веществ. Наличие этого слоя вызывает увеличение уровня концентрационной поляризации у поверхности мембраны, что ведет к снижению селективности и потере производительности.

Осадкообразование на мембранах приводит к уменьшению производительности мембран и потере ее селективных свойств.

При образовании на поверхности мембраны осадка толщина пограничного слоя увеличивается на высоту слоя осадка, поэтому перенос соли от поверхности мембраны в ядро потока за счет диффузии в таких условиях значительно затрудняется по сравнению с режимом без осадка. Уменьшение селективности происходит за счет увеличения концентрации у поверхности мембраны вследствие развития концентрационной поляризации (рис. 31.8). Увеличение концентрации солей у поверхности мембраны ведет к снижению ее производительности за счет увеличения осмотического давления раствора.

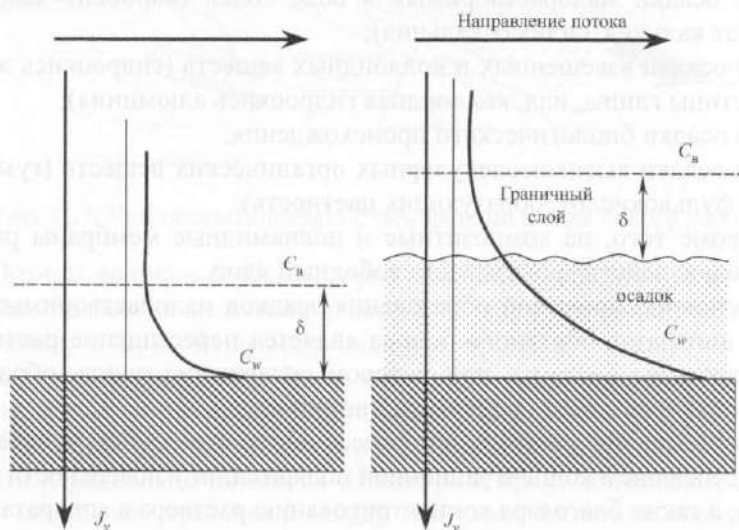


Рис. 31.8. Концентрационный профиль у поверхности обратноосмотической мембраны без осадкообразования (а) и с образованием осадка (б)

Для удаления загрязнений из воды или предотвращения их образования на мембранах используется ряд технологических процессов и соответствующих аппаратов (сооружений).

Технологическая схема предварительной очистки состоит из ряда сооружений, через которые последовательно проходит исходная вода. Основные загрязнения и методы борьбы с ними представлены в табл. 31.1. Кроме того, существует ряд индексов и критериев, по которым оценивается качество исходной воды, поступающей на обратноосмотические установки.

Уровень содержания в воде коллоидных и взвешенных веществ определяется индексом плотности осадка, называемым SDI (Silt Density Index). Индекс SDI определяется с помощью специального прибора (рис. 31.9). Значение индекса SDI определяется как отношение времени, за которое профильтруется 500 мл исходной воды через ячейку с микрофильтром с размером пор 0,45 микрона, и времени, за которое то же количество воды профильтруется через ячейку через 15 мин постоянной работы ячейки при постоянном давлении 1 бар.

Необходимое значение SDI для воды, поступающей на установку обратного осмоса, устанавливается не более 3. Эксплуатировать системы при значении индекса SDI более 5 не допускается.

Индекс SDI не учитывает образование на мембранах осадков малорастворимых в воде солей, а также растворенных органических соединений. Однако индекс SDI благодаря простоте до сих пор остается эффективной экспресс-методикой для контроля коллоидных загрязнений.

При высоких значениях мутности и цветности для эффективно-го ведения процесса коагуляции используют осветлители с взвешенным осадком. Обязательным требованием предочистки является прохождение уже очищенной воды через патронные фильтры с размером пор 5 микрон для улавливания крупных частиц перед поступлением воды в насосы высокого давления и далее – в мембранные аппараты. Коагуляционные методы, как показывает опыт, не всегда дают высокий эффект предочистки в случае обработки поверхности вод с высокой цветностью. На эффективность процесса коагуляции в значительной степени влияют сезонные колебания температуры и состава исходной воды. Проскоки непрокоагулированных органических загрязнений ведут к образованию на мембранах осадков, которые удаляются с помощью трудоемких химических промывок. Поэтому для предварительной очистки поверхностных вод перед подачей на установки обратного осмоса в современных технологических схемах используются системы ультрафильтрации.



Основные методы предварительной обработки воды

№	Проблема	Методы предочистки (первая ступень)	Цели	Основные показатели по применению	Предпочитка (вторая ступень)	Цели
1	2	3	4	5	6	7
1	Са-карбонатные осадки	а) ионообменное умягчение б) известковое умягчение в) дозирование кислот г) дозирование ингибитора	Замещает Са на Na Удаляет Са в виде карбоната кальция и Mg в виде гидроксида. Переводит карбонат-ионы в бикарбонаты Снижает скорость образования отложений	Высокое содержание вызывает прокок. Макс. содержание — 800 мг/л, очень дорогостоящий метод для промышленности более 9000 м <sup>3</sup> /сут Нецелесообразно использование при производительности ниже 5000 м <sup>3</sup> /сут Сложности работы с кислотой и высокая стоимость Другие методы считаются более надежными	Дозирование ингибитора Дозирование ингибирующих веществ или кислоты Ингибитор	Предотвращает выпадение осадка при прококе кальция Предотвращает выпадение осадка СаСО <sub>3</sub> Предохранительная мера на случай, если дозирование кислоты приостановлено

Продолжение табл. 31.1

1	2	3	4	5	6	7
2	Кристаллические осадки сульфата кальция	а) ионный обмен б) ингибитор	См. Ia См. Ig			
3	Силикатные осадки	а) повышение температуры б) известкование	Увеличивает растворимость Вызывает выпадение силикатов вместе с СаСО <sub>3</sub>	Стоимость тепла Метод неприменим для установок промышленной производительностью ниже 5000 м <sup>3</sup> /сут		
4	Осадки гидроксида железа	а) аэрация и фильтрование б) исключение влияния окислителей, например воздуха или Cl <sub>2</sub> в) дозирование кислот	Железо окисляется и задерживается в виде гидроксида Стабилизирует растворенное железо в двухвалентной форме Стабилизирует железо в растворимой форме	Присутствие в воде других окисляемых материалов, например H <sub>2</sub> S Усложняет эксплуатацию Требуется поддержание значения pH на уровне 5	Дозирование кислот Дозирование кислот	Предотвращает дальнейшее выпадение Предотвращает образование осадка коагулянта

1	2	3	4	5	6	7
5	Коллоидные осадки	а) коагулирование и фильтрование б) ионообменное умягчение	Укрупняет частицы и облегчает фильтрование  Стабилизирует раствор, предотвращая «высаливание» – коагуляцию коллоидов в концентрате установок вследствие концентрирования	Неприменимо при обработке воды с высоким солеосодержанием	Дозирование кислоты (при использовании некоторых видов коагулянтов)	Предотвращает вторичное образование осадков коагулянтов
6	Бактериальное загрязнение	Хлорирование и фильтрование	Убивает бактерии и задерживает их на фильтре		а) дозирование дехлорирующих реагентов (метабисульфита натрия) б) применение фильтров с загрузкой из активированного угля	Удаляет активный хлор

1	2	3	4	5	6	7
7	Сероводород	а) дегазация и хлорирование  б) исключение влияния окислителей, например воздуха, $Cl_2$	Удаляет $H_2S$ и окисляет его остатки до форматы сульфата  Стабилизирует сероводород в растворенном виде	При обработке вод в высоким содержанием жесткости требуется подкисление исходной воды для предотвращения карбонатных отложений в дегазаторе Присутствие бактерий	См. 6а и 6б  Требуется дегазация пермеата	
8	Хлор или другие сильные окислители	а) дозирование метабисульфита натрия  б) фильтр с загрузкой из активированного угля	Химически разрушает $Cl_2$  Адсорбирует молекулы окислителя	Опасность для мембран при установке дозирования  Фильтр становится питательной средой для развития бактерий. Требуется периодические регенерации или замены	Вторичное дозирование	Предохранительная мера. Также поддерживает стерильность мембран

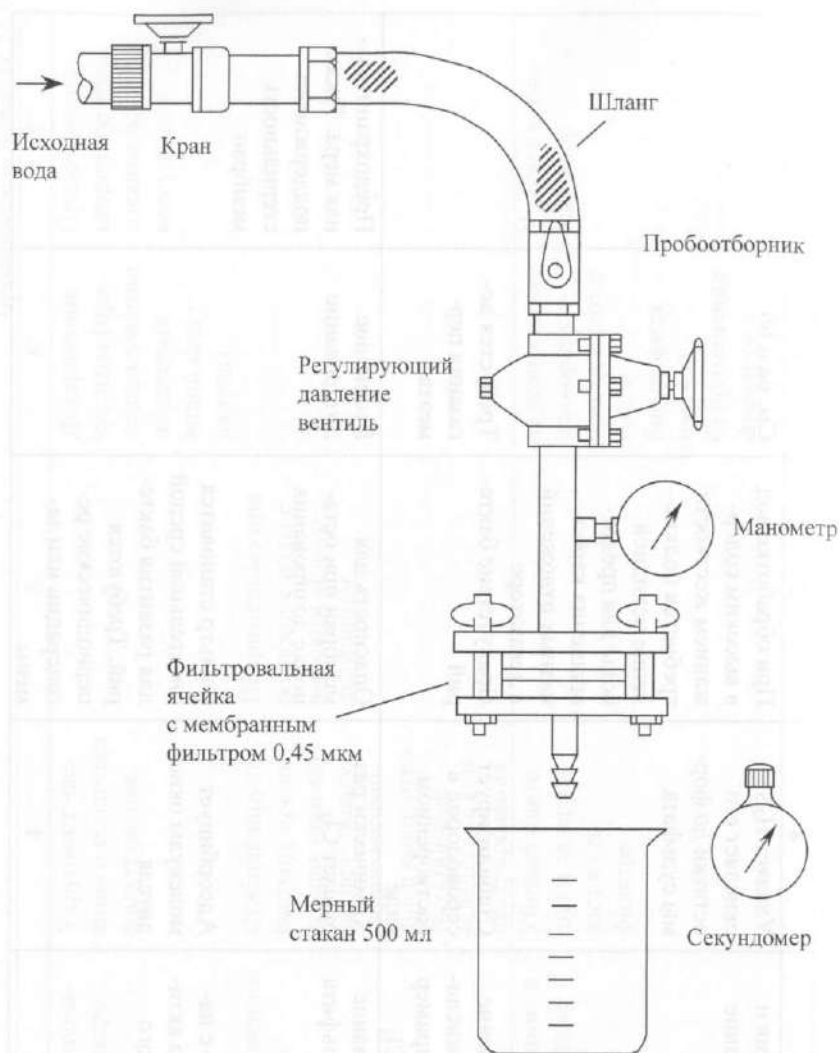


Рис. 31.9. Прибор для измерения индекса плотности осадка (SDI)

Из солей, плохо растворимых в воде, наиболее для мембран опасны (в порядке возрастания): карбонат кальция, сульфат кальция, силикатные осадки, сульфат бария, сульфат стронция, фторид кальция.

Карбонат кальция – наиболее часто встречающийся в практике обратного осмоса тип осадка. Концентрация карбоната кальция, двуокси углерода, кальций-иона и бикарбонат-иона связана следующим уравнением:



Выпадение карбоната кальция происходит при превышении концентраций ионов кальция и бикарбонат-ионов, снижение концентрации двуокси углерода, а также при увеличении значений pH.

Наиболее признанной вплоть до настоящего времени методикой оценки потенциальной возможности выпадения осадка карбоната кальция, в том числе и при обратноосмотическом опреснении воды, считается оценка по индексу Ланжелье:

$$I = \text{pH} - \text{pH}_s,$$

где  $\text{pH}_s$  – значение pH насыщенной по карбонату кальция воды (может определяться по методике и номограмме на рис 16.1 в зависимости от значений солесодержания, жесткости, щелочности, pH и температуры воды).

Условие безопасной работы обратноосмотической установки определяется значением индекса Ланжелье концентрата. Если значение индекса Ланжелье концентрата положительное, то имеется опасность образования на мембранах осадка карбоната кальция.

Предотвращение образования карбоната кальция на мембранах включает следующие мероприятия:

1. Снижение содержания бикарбонат-иона с помощью дозирования кислоты в исходную воду.
2. Снижение концентраций кальций-иона с помощью умягчения исходной воды – ионообменного или реагентного.
3. Использование ингибирующих веществ, дозируемых в исходную воду и уменьшающих интенсивность образования осадка карбоната кальция.

Выбор методов предотвращения карбонатных отложений часто зависит от типа и материала мембран, а также определяется экономическими соображениями.

При расчетах величина щелочности сконцентрированной предварительно подкисленной воды принимается равной ее величине на входе в аппарат, помноженной на кратность концентрирования. В случае использования в установках ацетатных мембран требуется поддерживать значение pH исходной воды на уровне 5,5–6 (чтобы снизить опасность гидролиза – разрушения структуры мембран в воде). Поэтому все установки с ацетатными мембранами используют подкисление исходной воды серной кислотой. Доза кислоты обычно составляет 50–150 мг/л.



Другой вид осадков малорастворимых в воде солей – сульфат кальция (гипс) представляет серьезную проблему при опреснении соленых вод с высоким содержанием сульфат-ионов. Основным требованием по предотвращению образования осадка сульфата кальция является неперевышение пределов растворимости по сульфату кальция в концентрате установок.

Условия невыпадения осадка сульфата кальция – «степень насыщения» концентрата по сульфату кальция, соответствующая квадрату значения кратности концентрирования исходной воды в аппарате, определяется уравнением

$$CH_{CaSO_4} = \frac{[Ca^{2+}] \cdot f_{Ca^{2+}} \cdot [SO_4^{2-}] \cdot f_{SO_4^{2-}}}{PR_{CaSO_4}},$$

где  $CH_{CaSO_4}$  – «степень насыщения»;  $[Ca^{2+}]$  и  $[SO_4^{2-}]$  – концентрации, соответствующие данной кратности концентрирования;  $f_{Ca^{2+}}$ ,  $f_{SO_4^{2-}}$  – коэффициент активности.

Для определения предельно допустимых концентраций ионов  $Ca^{2+}$  и  $SO_4^{2-}$  в концентрате обратноосмотических установок используется методика, описанная в гл. 25.

Как уже говорилось, существующие конструкции обратноосмотических аппаратов могут обладать рядом несовершенств (в частности, застойными зонами), влияние которых на опасность зарождения осадка оказывается намного значительнее, чем расхождения в точностях вычисления растворимостей гипса и карбоната кальция по различным методикам.

Описанные выше технологии предотвращения осадков малорастворимых в воде солей, основанные на подкислении воды и ее умягчении, требуют достаточно высоких затрат, как капитальных, так и эксплуатационных. В настоящее время проблема таких осадков решается с помощью дозирования в исходную воду ингибиторов – органических полимеров, присутствие которых в исходной воде замедляет процесс образования отложений.

Ингибиторы дозируются в очень малых количествах – от 3 до 10 мг на 1 литр исходной воды, при этом дают очень высокий эффект замедления образования осадка. При этом срок непрерывной эксплуатации мембранных установок составляет 500–2000 часов. По истечении этого срока необходимо провести химическую регенерацию мембран, заключающуюся в растворении отложений специальными растворами.

В настоящее время разработан целый ряд ингибиторов, эффективных для обратноосмотических установок. Продолжаются работы по синтезу новых ингибиторов, их подбору и испытаниям.

Основные распространенные классы ингибирующих веществ – это полифосфаты, полимеры на основе акриловой кислоты (полиакрилаты), поликарбоксилаты, фосфонаты (полимеры на основе фосфорной кислоты и ее солей), смеси поликарбоксилатов и фосфонатов, а также сополимеры сульфоновой и акриловой кислоты.

На ингибирующую способность влияет состав функциональных групп (например, у полиакриловой кислоты карбоксильные группы заменены на amino-гидроксильные, сульфонатные, соли малеиновой кислоты и др.).

Механизм действия ингибиторов основан на адсорбции полимера на поверхности и «подавлении» ингибитором активных точек роста кристаллической решетки, замедляя рост кристаллов. Любой процесс кристаллизации состоит из двух фаз: фаза образования зародышей кристаллов из пересыщенных растворов и фаза кристаллического роста. Присутствие ингибитора в исходной воде снижает скорость образования зародышей и скорость их дальнейшего роста.

### 31.6. Конструирование установок обратного осмоса

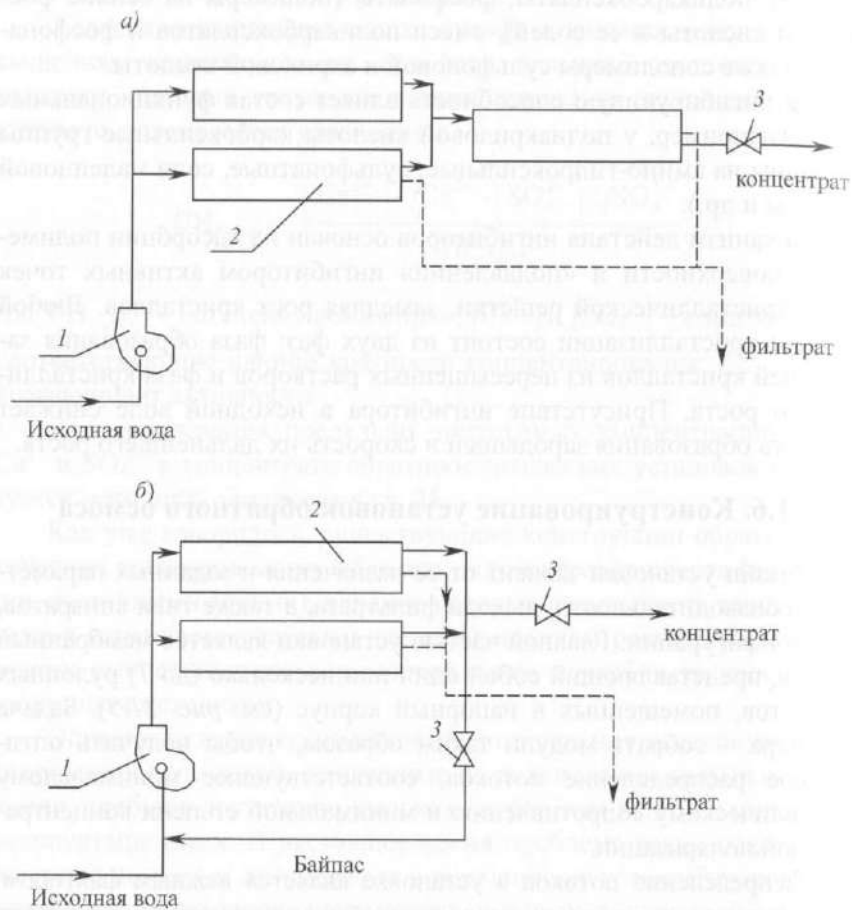
Дизайн установки зависит от ее назначения и заданных параметров: производительности, выхода фильтрата, а также типа аппаратов, и их конфигурации. Главной частью установки является мембранный модуль, представляющий собой один или несколько (до 7) рулонных элементов, помещенных в напорный корпус (см. рис. 31.5). Задача инженера – собрать модули таким образом, чтобы получить оптимальное распределение потоков, соответствующее минимальному гидравлическому сопротивлению и минимальной степени концентрационной поляризации.

Распределение потоков в установке является важным фактором, определяющим надежность последующей эксплуатации. В установках обратного осмоса используются две базовые конфигурации потоков:

- 1) прямоточная системы (рис. 31.10, а);
  - 2) система с рециркуляцией (рис. 31.10, б)
- и осадка (SDI).

В прямоточной системе очищаемая вода проходит через мембранные модули. По мере продвижения воды от входа к выходу из модуля расход транзитного потока концентрата уменьшается. Для того чтобы снизить опасность развития концентрационной поляризации, исполь-

зуется многоступенчатая схема подключения модулей «елочкой» (см. рис. 31.6). При такой конфигурации система спроектирована так, чтобы скорость потока в аппаратах была одинаковой. Для таких систем характерно то, что общая длина пути достаточно велика, что сказывается на величине гидравлического сопротивления.



**Рис. 31.10.** Схемы работы обратноосмотических установок:  
 а – прямоточная; б – циркуляционная;  
 1 – насос; 2 – мембранный аппарат; 3 – регулирующий вентиль

В случае использования рециркуляционной системы концентрат с заданным высоким расходом проходит через аппарат и основная часть концентрата возвращается в голову установки, а часть концен-

трата идет на сброс. Схема с рециркуляцией обычно используется в небольших установках, состоящих из одного-двух модулей, где невозможно организовать многоступенчатую прямоточную схему.

Современные фирмы-поставщики мембранных систем проектируют установки, основываясь на общих принципах расчета.

В расчет установки входят:

1. Определение параметров насосов высокого давления, их количество, напор, подача, мощность двигателей.
2. Определение параметров установки:  
 – качество очищенной (обессоленной) воды.

Все крупные системы обратного осмоса (25–500 м<sup>3</sup>/ч) работают в соответствии с «прямоточной» схемой: исходная вода подается рабочим насосом высокого давления в установку, где разделяется на 2 потока – фильтрат и концентрат.

Основная последовательность расчета установки состоит в следующем:

1. Исходя из заданной величины производительности установки по фильтрату  $Q_{\phi}$  (м<sup>3</sup>/ч) и величины  $\alpha$ , определяем потребность в исходной воде:

$$Q_{\text{и}} = \frac{Q_{\phi}}{\alpha}, \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Расход сбросного потока концентрата составит:

$$Q_{\text{конц}} = Q_{\text{и}} - Q_{\phi} = Q_{\phi} \frac{1 - \alpha}{\alpha}, \text{ м}^3/\text{ч}.$$

2. Зная «среднюю»  $q_{\text{ср}}$  производительность аппаратов, можно определить приблизительное количество мембранных элементов в установке:

$$N = \frac{Q_{\text{общ}}}{q_{\text{ср}}}, \text{ шт.}$$

3. Расчет мембранной установки или блока.

Мембранные установки представляют собой аппараты (корпуса с мембранными элементами от 1 до 7), уложенные на раму-стеллаж (рис. 31.11).

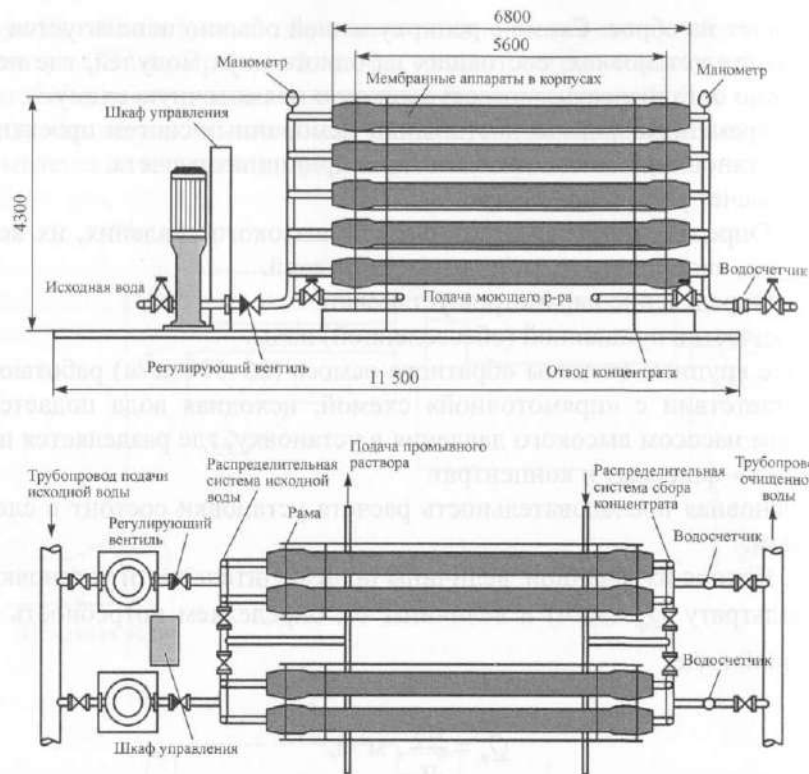


Рис. 31.11. Рама для напорных корпусов рулонных аппаратов.  
Конструкция мембранной установки

В случае большой производительности мембранной установки (250–1000 м³/ч) рекомендуется использовать несколько параллельно работающих блоков производительностью 50–100 м³/ч. Для одного блока подбираются насосные агрегаты и рассчитывается конфигурация установки (схема подключения корпусов и распределения по ним потоков воды).

4. Определяем приближенно общее солесодержание обессоленной воды  $C_{\phi}$ , общее солесодержание концентрата; исходя из значений селективности мембран  $R$ :

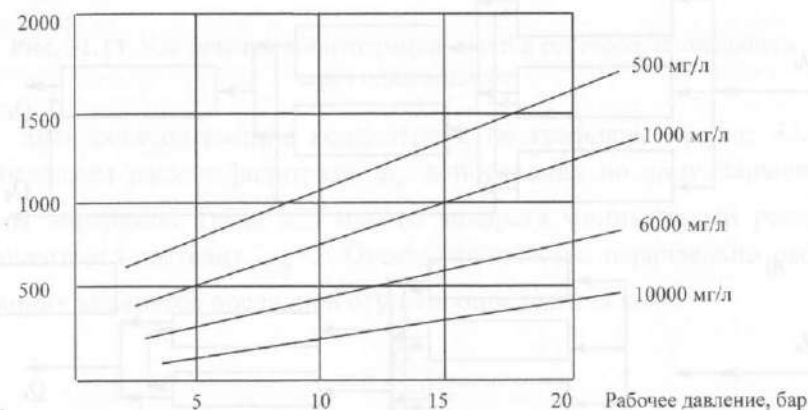
$$C_{\phi} = C_{\text{н}} (1 - R) (1 - \alpha)^{-R},$$

$$C_{\text{конц}} = \frac{C_{\text{н}} - \alpha C_{\phi}}{1 - \alpha} = C_{\text{н}} (1 - \alpha)^{-R}.$$

Значения селективности мембран  $R$  выбираются из паспортных значений. Для мембран обратного осмоса значение  $R$  составляет 98,5–99%, для нанофильтрационных мембран – 60–90%. Выбрав тип мембран, следует проверить, соответствуют ли заданные параметры качества очищенной воды полученному значению  $C_{\phi}$ .

5. Марку и тип мембранного элемента для использования в установке выбирают, используя паспортные характеристики мембранных аппаратов (площадь мембран, селективность, производительность при заданной величине рабочего давления и температуре – (рис. 31.12).

а)  $Q, \text{л/ч}$



б)

$Q, \text{л/ч}$

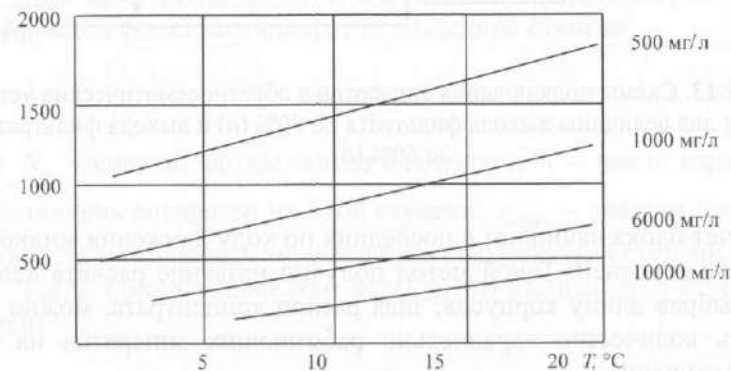


Рис. 31.12. Характеристики мембранного аппарат ESPA-8040: зависимость производительности аппарата от заданной величины рабочего давления (а) и температуры (б)



6. Расчет (подбор) конфигурации блока состоит:
- а) в определении количества ступеней (количества последовательно подключаемых групп аппаратов);
  - б) количества параллельно работающих аппаратов на каждой ступени.

Количество параллельно работающих аппаратов подбирают исходя из требуемого минимального соотношения потоков фильтрата и концентрата аппаратов 1:5. Эти требования определяются необходимостью поддержания скоростного режима в аппаратах во избежание развития концентрационной поляризации (рис. 31.13 и 31.14).

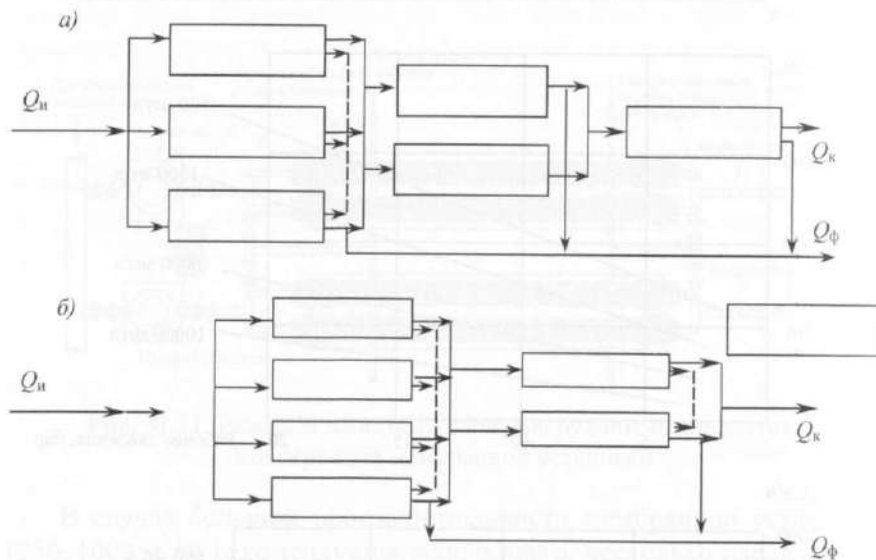


Рис. 31.13. Схемы подключения аппаратов в обратноосмотических установках для величины выхода фильтрата до 80% (а) и выхода фильтрата до 60% (б)

Расчет блока начинают с последних по ходу движения жидкости аппаратов ступеней. Такой метод получил название расчета «елочкой». Выбрав длину корпусов, зная расход концентрата, можно определить количество параллельно работающих аппаратов на последней ступени.

Обычно количество ступеней «назначают»: две для  $\alpha = 0,5$  и три для  $0,5 < \alpha < 0,75$  (см. рис. 31.13).

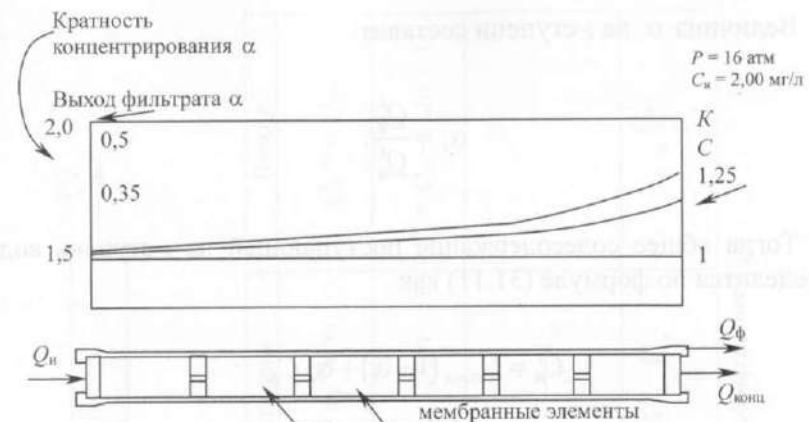


Рис. 31.14. Увеличение концентрации солей в растворе, проходящем через один аппарат

Зная солесодержание концентрата, по графикам на рис. 31.12 определяем расход фильтрата  $q_{ср}$  в последних по ходу движения воды аппаратах. Тогда для одного аппарата минимальный расход концентрата составит  $q_{ср} \cdot 5$ . Отсюда количество параллельно работающих аппаратов последней ступени определится как

$$n = \frac{Q_{конц}}{q_{\phi}^{i-1} \cdot 5}.$$

Зная количество элементов в каждом аппарате, определим общий расход фильтрата аппаратов последней ступени:

$$Q_{\phi}^i = n_i \cdot q_{\phi}^i \cdot N_a,$$

где  $N_a$  – количество элементов в аппарате;  $n_i$  – число параллельно работающих аппаратов на  $i$ -той ступени;  $q_{конц}^i$  – средняя производительность мембранных элементов в аппаратах  $i$ -той ступени.

Тогда общее количество воды, поступающей на  $i$ -ступень, составит:

$$Q_{п}^i = Q_{\phi}^i + Q_{конц},$$

где  $Q_{конц}$  определяется как  $Q_{конц} = Q_{ср} \frac{(1-\alpha)}{\alpha}$ .

Величина  $\alpha$  на  $i$ -ступени составит:

$$\alpha_i = \frac{Q_{\phi}^i}{Q_n^i}.$$

Тогда общее солесодержание поступающей на  $i$ -ступень воды определится по формуле (31.11) как

$$C_n^i = C_{\text{конц}} (1 - \alpha) + \alpha \cdot C_{\phi}$$

Определенное нами значение  $C_n^i$  является значением общего солесодержания концентрата, выходящего из предпоследней  $i-1$ -ступени. Тогда среднюю производительность мембранных элементов в аппаратах  $i-1$ -ступени определим в соответствии с таблицей на рис. 31.15.

Количество параллельно работающих аппаратов на  $i-1$ -ступени:

$$n_{i-1} = \frac{Q_n^i}{q_{\phi}^{i-1} \cdot 5},$$

а общий расход фильтрата аппаратов  $i-1$ -ступени определится как

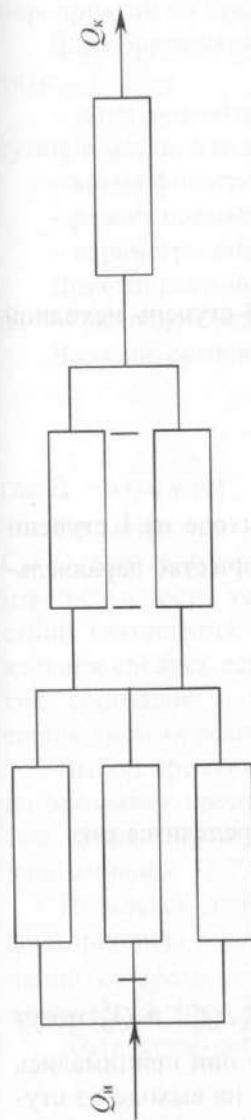
$$Q_{\phi}^{i-1} = n_{i-1} \cdot q_{\phi}^{i-1} \cdot N_a.$$

Общий расход фильтрата в аппаратах  $i$  и  $i-1$ -ступеней составит:

$$Q_{\phi} = Q_{\phi}^i + Q_{\phi}^{i-1}.$$

Если полученное значение общего расхода фильтрата больше, равняется или меньше, чем расчетное значение  $Q_{\phi}$ , на 20–30%, тогда расчет останавливается на двух ступенях.

Если требуемое значение  $Q_{\phi}$  более чем на 50–80% превышает полученное значение  $Q_{\text{общ}}$ , то требуется еще одна ступень.



Расход фильтрата	Вход	I ступень	II ступень	III ступень	Выход
Расход концентрата	—	$Q_{\phi}^1 = q_{\phi}^1 \cdot n \cdot N_1^*$	$Q_{\phi}^2 = q_{\phi}^2 \cdot n \cdot N_2$	$Q_{\phi}^3 = q_{\phi}^3 \cdot n \cdot N_3$	$Q_{\phi} = \alpha \cdot Q_{\text{нск}}$
Концентрация солей в аппаратах**	$C_n$	$Q_{\phi}^1 = Q_n - Q_{\text{н}}(\alpha - 1) - Q_{\phi}^2$ $C_k^1 = \frac{1}{1 - \alpha_1} \cdot C_n$	$Q_{\phi}^2 = Q_n - Q_{\text{н}}(\alpha - 1) - Q_{\phi}^3$ $C_k^2 = \frac{1}{1 - \alpha_2} \cdot C_n$	$Q_{\phi}^3 = Q_n - Q_{\text{н}}(\alpha - 1)$ $C_k^3 = \frac{1}{1 - \alpha} \cdot C_n$	$Q_k = Q_n - Q_{\text{н}}(\alpha - 1)$
Выход фильтрата $\alpha$	—	$\alpha_1 = \frac{Q_{\phi}^1 - Q_k^1}{Q_n}$	$\alpha_2 = \frac{Q_{\phi}^2 - Q_k^2}{Q_n}$	$\alpha = \frac{Q_{\phi}^3 - Q_k^3}{Q_n}$	$\alpha = \frac{Q_{\phi}}{Q_n}$

\* Определение величины  $q_{\phi}$  производится по графику на рис. 31.12 для величин солесодержания  $C_k$ .

\*\* Считать производительность аппаратов на 10% выше.

Рис. 31.15. Схемы подключения аппаратов и определение значений расходов и концентраций

Тогда общее количество поступающего после первой ступени концентрата на  $i-1$ -ступень определится как

$$Q_n^{i-1} = Q_{\phi}^{\text{общ}} + Q_{\text{конц}},$$

а величина  $\alpha^{i-1}$  составит:

$$\alpha^{i-1} = \frac{Q_{\phi}^{i-1}}{Q_n^{i-1}}.$$

Общее солесодержание поступающей на  $i-1$ -ступень исходной воды (концентрата I ступени) определится как

$$C_n^{i-1} = C_n^i (1 - \alpha_{i-1}) + \alpha_{i-1} \cdot C_{\phi}.$$

Средний расход фильтрата элементов на выходе из I ступени определится по таблице *рис. 31.15*, как  $q_{\phi}^1$ , а количество параллельно работающих аппаратов составит:

$$n_1 = \frac{Q_n^{i-1}}{q_{\phi}^1 \cdot N_a},$$

а общий расход фильтрата аппаратов I ступени определится как

$$Q_{\phi}^i = Q_{\phi}^{\text{общ}} - Q_{\phi}^i - Q_{\phi}^{i-1}.$$

Следует отметить, что расчетные значения  $Q_{\phi}^i$ ,  $Q_{\phi}^{i-1}$  и  $Q_{\phi}^i$  могут быть меньше, чем в действительности, поскольку они принимались исходя из значений солесодержаний концентрата на выходе из ступеней. После определения количества ступеней и аппаратов легко провести дополнительную «увязку» расходов, варьируя значениями рабочих давлений,  $P$ , от которых зависит производительность мембран (см. *рис. 31.13* и *31.15*).

## 31.7. Технологические расчеты мембранных систем

Технологические расчеты мембранной установки позволяют определить режим эксплуатации установки с учетом выполнения всех мероприятий по предотвращению осадкообразования на мембранах.

Для обратноосмотических систем расчетом необходимо определить:

– дозы реагентов, дозируемых в исходную воду, г/ч, расход в сутки, в месяц, в год;

– время фильтроцикла (время работы до промывки), ч;

– режим промывки, время, расход моющих реагентов;

– параметры контура промывки: объем бака, параметры насоса.

Доза жидкого ингибитора (ИОМС или аминат К) составляет 10 мл на 1 м<sup>3</sup> исходной воды. Плотность – 1,1 кг/дм<sup>3</sup>, концентрации – 25%.

Часовой, суточный и годовой расходы определяются по формуле

$$Q = D \cdot Q \cdot 1,1 \cdot T, \text{ кг},$$

где  $D$  – доза, мл/м<sup>3</sup>;  $T$  – время, ч;  $Q$  – расход исходной воды, м<sup>3</sup>/ч.

Несмотря на дозирование ингибитора, образование осадка СаСО<sub>3</sub> всегда имеет место, что вызывает неуклонное снижение производительности установки. Во избежание нежелательных последствий накопления и влияния кристаллических осадков карбоната кальция следует регулярно проводить профилактические мероприятия, состоящие в химических промывках мембранных элементов специальными реагентами, растворяющими отложения.

Выбор времени работы мембранных системы до их остановки на промывку производится на основании опыта эксплуатации систем. Определение протяженности фильтроцикла производится по данным *табл. 31.2*.

Пользуясь данными таблицы, определяют продолжительность фильтроцикла – периода непрерывной работы (в часах),  $T$ , по истечении которого установку необходимо остановить для проведения химической регенерации.

Количество регенерации в год может быть определено как

$$N = \frac{7500}{T},$$

где 7500 – количество рабочих часов в год для систем с круглосуточной работой.



Таблица 31.2

Определение времени работы установки в зависимости от состава исходной воды

Общее со- держание мг/л				Щелочность		
	4-6			6-8		
	Кальциевая жесткость					
	4-6	6-8	8-10	6-8	8-10	10-12
300-500	$\frac{600}{400}$	$\frac{400}{300}$	250	500	$\frac{400}{300}$	$\frac{300}{250}$
800-2000	$\frac{800}{500}$	$\frac{800}{600}$	400	$\frac{800}{600}$	$\frac{400}{300}$	—
2000-4000	$\frac{1500}{1200}$	$\frac{1000}{800}$	$\frac{500}{400}$	$\frac{1200}{800}$	$\frac{600}{500}$	—
4000-8000	$\frac{1800}{1200}$	$\frac{1500}{1200}$	$\frac{600}{500}$	$\frac{1500}{900}$	$\frac{800}{700}$	—

Регенерация производится для растворения отложений. В частности, для удаления карбоната кальция и одновременно гидроокиси железа используются комплексообразующие реагенты, например лимонная кислота и Трилон Б.

В среднем для отмывки от отложений одного аппарата модели 8040 (длина 1 м, диаметр 0,2) используется 3 кг моющей композиции. Для растворения отложений используется водный раствор с концентрацией 2%, или 2 кг/100 л.

Моющий раствор готовится в баке промывки, насосом подается в аппараты (во входной патрубке аппаратов), проходит последовательно через выходные патрубки концентрата, выводится из аппаратов и возвращается в бак. В процессе циркуляции моющего раствора кальциевые отложения растворяются и концентрация кальция в моющем растворе постоянно растет. Скорость растворения отложений зависит от скорости транзитного расхода в аппаратах и концентрации кальция в моющем растворе.

Для определения объема моющего бака можно использовать формулу

$$V_{\text{бака}} = 50 \cdot n \cdot N, \text{ л,}$$

где  $N$  — количество корпусов в блоке;  $n$  — количество аппаратов в корпусе.

Промывку проводят 3–4 раза в течение 30–60 мин для каждого цикла.

Общее количество моющей композиции для промывки всей установки определяют, умножив общее количество мембранных элементов на 3 (в кг), а годовое потребление моющей композиции — умножив это количество на  $N$  (число регенераций в год).

### 31.8. Современные технологические схемы мембранных установок

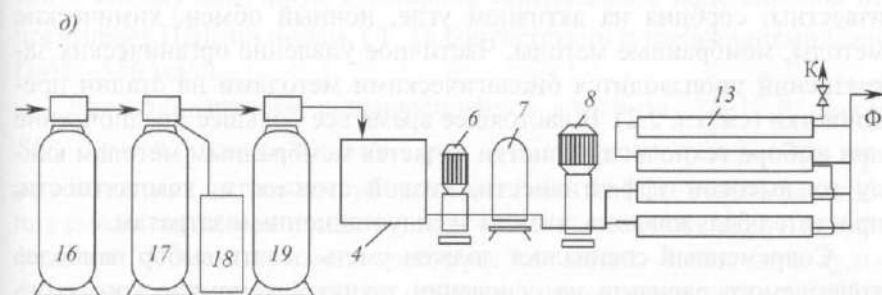
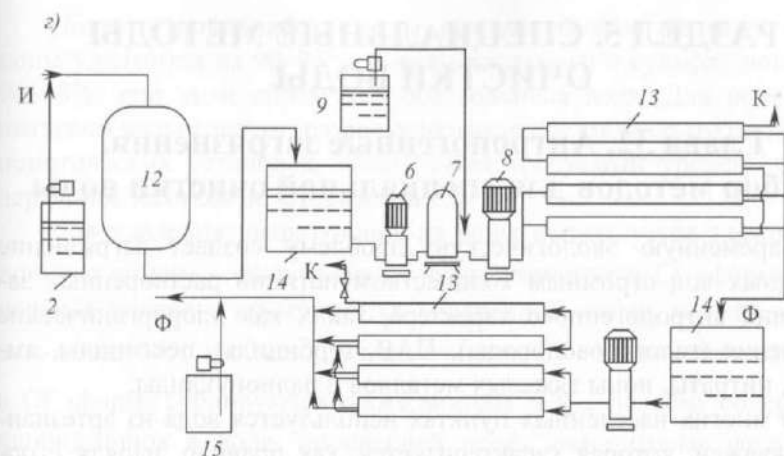
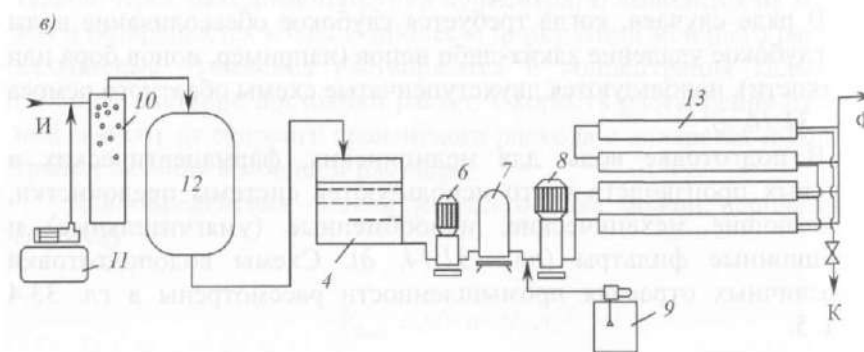
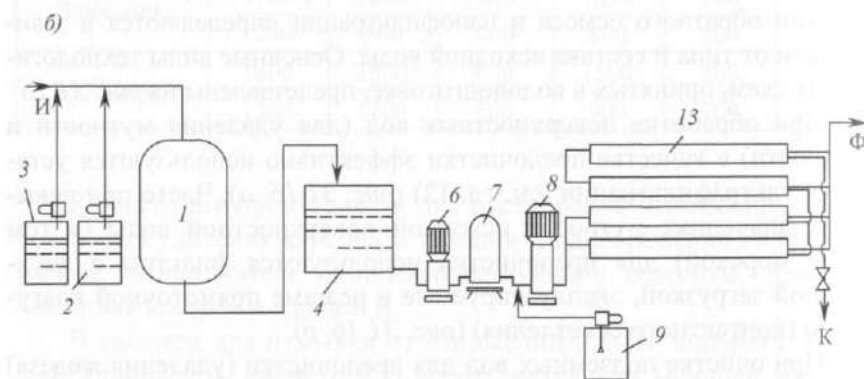
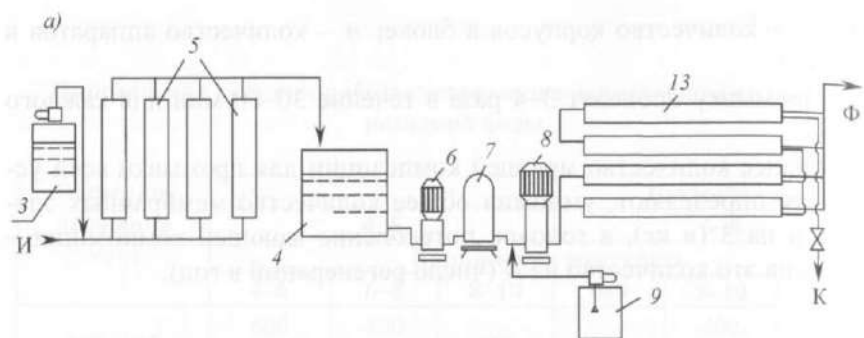
Технологические схемы предочистки перед мембранными установками обратного осмоса и нанофильтрации определяются в зависимости от типа и состава исходной воды. Основные виды технологических схем, принятых в водоподготовке, представлены на рис. 31.16.

При обработке поверхностных вод (для удаления мутности и цветности) в качестве предочистки эффективно используются установки ультрафильтрации (см. гл. 12) (рис. 31.16, а). Часто при невысоких значениях мутности исходной поверхностной воды (в том числе морской) для предочистки используются фильтры с двухслойной загрузкой, эксплуатируемые в режиме прямоточной коагуляции (контактного осветления) (рис. 31.16, б).

При очистке подземных вод для предочистки (удаления железа) используются предварительная аэрация и механическое фильтрование (рис. 31.16, в). Во всех случаях для предотвращения образования на мембранах осадков малорастворимых солей (сульфата и карбоната кальция) в исходную воду перед мембранными установками дозируется раствор ингибитора (рис. 31.16, а–в).

В ряде случаев, когда требуется глубокое обессоливание воды или глубокое удаление каких-либо ионов (например, ионов бора или жесткости), используются двухступенчатые схемы обратного осмоса (рис. 31.16, г).

В подготовке воды для медицинских, фармацевтических и пищевых производств часто используются системы предочистки, включающие механические, ионообменные (умягчительные) и сорбционные фильтры (рис. 31.14, д). Схемы водоподготовки в различных отраслях промышленности рассмотрены в гл. 33.4 разд. 5.



**Рис. 31.16.** Технологические схемы предочистки перед мембранными установками обратного осмоса и нанофильтрации:

*а* – с применением установок ультрафильтрации; *б* – с использованием двухслойных фильтров; *в* – система обезжелезивания с аэрацией; *г* – система двухступенчатого обратного осмоса; *д* – система предочистки, включающая механические, ионообменные и сорбционные фильтры; 1 – мембранная установка; 2 – рабочий насос высокого давления; 3 – патронный предфильтр; 4 – подающий насос; 5 – бак исходной воды; 6 – ультрафильтрационные аппараты; 7 – дозатор коагулянта; 8 – двухслойный фильтр; 9 – дозатор флокулянта; 10 – механический фильтр; 11 – аэратор; 12 – компрессор; 13 – дозатор извести; 14 – механический фильтр; 15 – натрий-катионитовый фильтр; 16 – солерастворитель; 17 – сорбционный фильтр; 18 – дозатор ингибитора

## РАЗДЕЛ 5. СПЕЦИАЛЬНЫЕ МЕТОДЫ ОЧИСТКИ ВОДЫ

### Глава 32. Антропогенные загрязнения.

#### Выбор методов для специальной очистки воды

Современную экологическую проблему создает загрязнение природных вод огромным количеством истинно растворенных загрязнений антропогенного характера, таких как хлорорганические соединения (галогеноводороды), ПАВ, гербициды, пестициды, аммоний, нитраты, ионы тяжелых металлов и радионуклиды.

Во многих населенных пунктах используется вода из артезианских скважин, которая характеризуется, как правило, наряду с повышенным содержанием ионов жесткости, растворенного железа, сероводорода наличием повышенных содержаний фтора, кремниевой кислоты, стронция, мышьяка.

Из существующих специальных методов очистки воды наиболее известны: сорбция на активном угле, ионный обмен, химические методы, мембранные методы. Частичное удаление органических загрязнений производится биологическими методами на стадии предочистки (см. гл. 2.2). В настоящее время все большее предпочтение при выборе технологий очистки отдается мембранным методам ввиду их высокой эффективности, низкой стоимости, компактности, простоте обслуживания, низким эксплуатационным затратам.

Современный специалист должен уметь делать выбор наиболее приемлемого варианта на основании технико-экономического сравнения вариантов. Для этого нужно знать не только стоимость установок (вид технологической схемы), но и эксплуатационных затрат на реагенты и расходные материалы. Для этого специалист должен иметь представления о технологическом процессе и его особенностях и уметь провести технологический расчет процесса в зависимости от состава исходной воды, концентраций удаляемых загрязнений, знать количество образующих отходов (стоков) и методов их утилизации.

#### 32.1. Удаление нитратов и нитритов

Очистка от нитратов и нитритов в последнее время эффективно ведется с помощью обратноосмотических установок.

Следует учитывать, что селективность обратноосмотических мембран по одновалентным нитрат-ионам даже ниже, чем по  $\text{Na}^+$ -ионам, и составляет 90–95%.

Поэтому при обработке воды методом обратного осмоса нитрат-ионы удаляются на 90–95%, а ионы жесткости и сульфат-ионы – на 96–98%, при этом образуется обессоленная вода. Для подготовки питьевой воды следует «корректировать» состав фильтрата обратноосмотических установок, обеспечивая требуемый уровень солевого содержания, жесткости, фторидов и т.д.

Для удаления нитрат-ионов из воды используется также метод ионного обмена – фильтрование через анионит в  $\text{Cl}^-$ -форме, регенерация которого производится поваренной солью, могут сорбировать ионы  $\text{NO}_3^-$  и обменивать их на ионы  $\text{Cl}^-$ . Однако на анионите в  $\text{Cl}^-$ -форме сорбируются также анионы  $\text{SO}_4^{2-}$ , поэтому содержание хлорид-ионов в воде, прошедшей через анионитовые фильтры в  $\text{Cl}^-$ -форме, будет равняться суммарному содержанию анионов  $\text{Cl}^-$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$ ,  $\text{NO}_3^-$ .

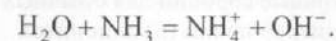
Поэтому метод ионного обмена применим для удаления нитратов в тех случаях, когда суммарное содержание в воде анионов не превышает ПДК по ионам  $\text{Cl}^-$  (в соответствии с требованиями СанПиН – 350 мг/л).

Для стандартного сильноосновного анионита АВ-17-8 анион  $\text{SO}_4^{2-}$  имеет большее сродство, чем  $\text{NO}_3^-$ , поэтому сульфат-ион может вытеснять нитрат-ион из анионита (рис. 32.1, а). После насыщения смолы по нитрат-ионам сульфат-ионы вытесняют нитрат-ионы в фильтрат. Поскольку смола сорбирует как нитрат-ионы, так и сульфат-ионы, имеющие большее сродство, емкость анионита АВ-17-8 по нитратам оказывается незначительной.

Для извлечения нитратов специально разрабатываются аниониты, селективность которых к нитрат-ионам выше, чем к сульфатам (например, А-520Е фирмы Purolite IMAK, HP555 фирмы Rohm & Haas). Выходные кривые сорбции ионов  $\text{SO}_4^{2-}$ ,  $\text{NO}_3^-$  для нитрат-селективных анионитов показаны на рис. 32.1, б. Как видно из рисунка, обменная емкость только анионита по нитратам в присутствии сульфатов существенно ниже, чему обычного.

#### 32.2. Удаление из воды аммиака и аммония

Растворенный в воде аммиак находится в равновесии с ионом аммония:





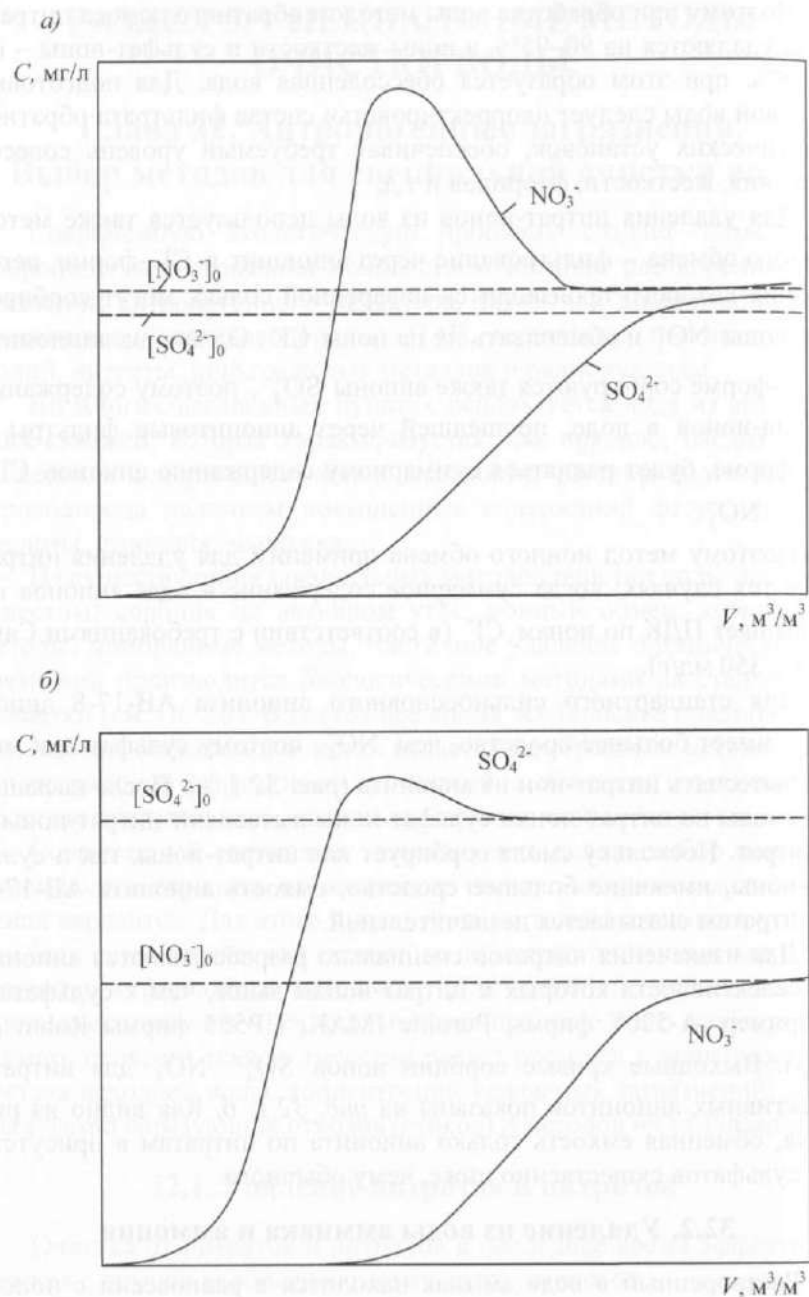


Рис. 32.1. Выходные кривые сорбции для обычных (а) и селективных к нитрат-ионам (б) анионитов

Классическим методом удаления аммиака считается отдув аммиака и уголекислоты в дегазаторе. Однако глубина удаления аммиака зависит от соотношения аммиака и аммония. Для перевода иона аммония в аммиак используется подщелачивание исходной воды. При высоких содержаниях ионов аммония в воде его удаление весьма проблематично.

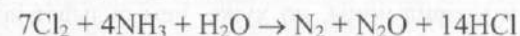
Обратноосмотрические мембраны низкого давления (10–16 бар) задерживают ионы аммония на 85–90%. Применение метода обратного осмоса для обработки вод осложняется необходимостью применения реагентов для предочистки (предотвращения образования на мембранах отложений карбоната кальция) и для удаления отложений с помощью химических регенераций. Кроме того, обратный осмос снижает солесодержание в 10–20 раз, что не всегда допустимо.

Однако в ряде случаев представляется целесообразным использование установок обратного осмоса для обработки части воды и смешение фильтра обратного осмоса и исходной воды для достижения оптимального состава. Такая мера эффективна при превышении аммония в 1,5–2 раза норматива СанПин.

Аммиак и аммонийные соли удаляются из воды различными методами. В основном принято удалять аммоний с помощью катионитов в натриевой, кальциевой или водородной форме. Для очистки от аммония часто применяют природные цеолиты – клиноптилолит и др. Регенерацию катионитов ведут растворами поваренной соли. Однако, учитывая то, что ионы аммония сорбируются катионитом хуже, чем ионы кальция и магния, удаление аммония таким способом неэкономично и требует высоких затрат на реагенты (соль). На рис 32.2 показаны выходные кривые сорбции ионов  $NH_4$  при Na-катионировании. Емкость катионита по ионам аммония оказывается незначительной.

Традиционно удаление ионов аммония из воды осуществляется хлорированием.

В зависимости от условий хлорирования в воде могут образоваться хлорамины и молекулярный азот (см. гл. 14.2). Процесс удаления аммония ведут с избытком хлора за точкой перелома (окисления монохлораминов) по реакции:



Таким образом, на 1 мг азота расходуется 7,4 мг хлора. При использовании высоких доз хлора возникает опасность образования в воде канцерогенных хлорорганических соединений, поэтому применение такого метода удаления аммония производится в ограниченных случаях.

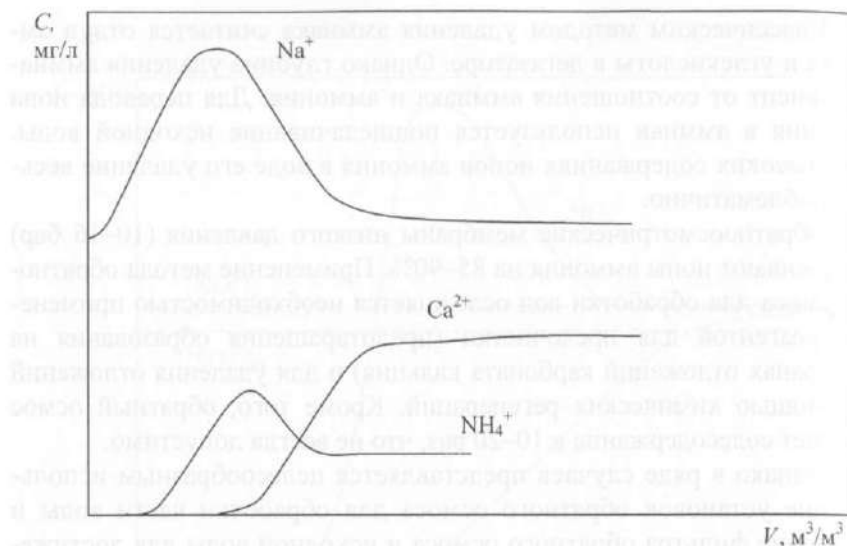


Рис. 32.2. Выходные кривые сорбции ионов  $\text{Na}^+$ ,  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{NH}_4^+$  при фильтровании воды через катионит в Na-форме

### 32.3. Удаление из воды бора и брома. Удаление бария, селена, стронция, мышьяка

В новом СанПиНе расширен перечень ингредиентов, содержание которых в питьевой воде ограничено нормами ПДК. К этим биологически активным ингредиентам относятся бор  $\text{B}^{3+}$  и бром  $\text{Br}^-$ , допустимое содержание которых в питьевой воде не должно превышать соответственно 0,5 и 0,2 мг/л.

Бор, присутствующий в природных водах в виде иона  $\text{BO}_3^{2-}$ , может быть удален с помощью специальных, селективных по борат-иону анионитов (например, S-108). Анионит применяется либо в сульфатной форме (в этом случае регенерируется серной кислотой), либо в хлоридной форме (регенерируется поваренной солью).

Бромид-ион удаляется на обычных анионитах (например, АВ-17-8), так же как и хлорид-ионы, но хуже, чем сульфат-ионы. Поэтому при фильтровании воды через анионит для снижения содержания брома обменная емкость быстро исчерпывается.

На рис. 32.3 и 32.4 показаны выходные кривые сорбции ионов  $\text{BO}_3^{2-}$  и  $\text{Br}^-$  при использовании анионитов. Для удаления ионов бора и брома наиболее эффективно использовать метод обратного осмоса.

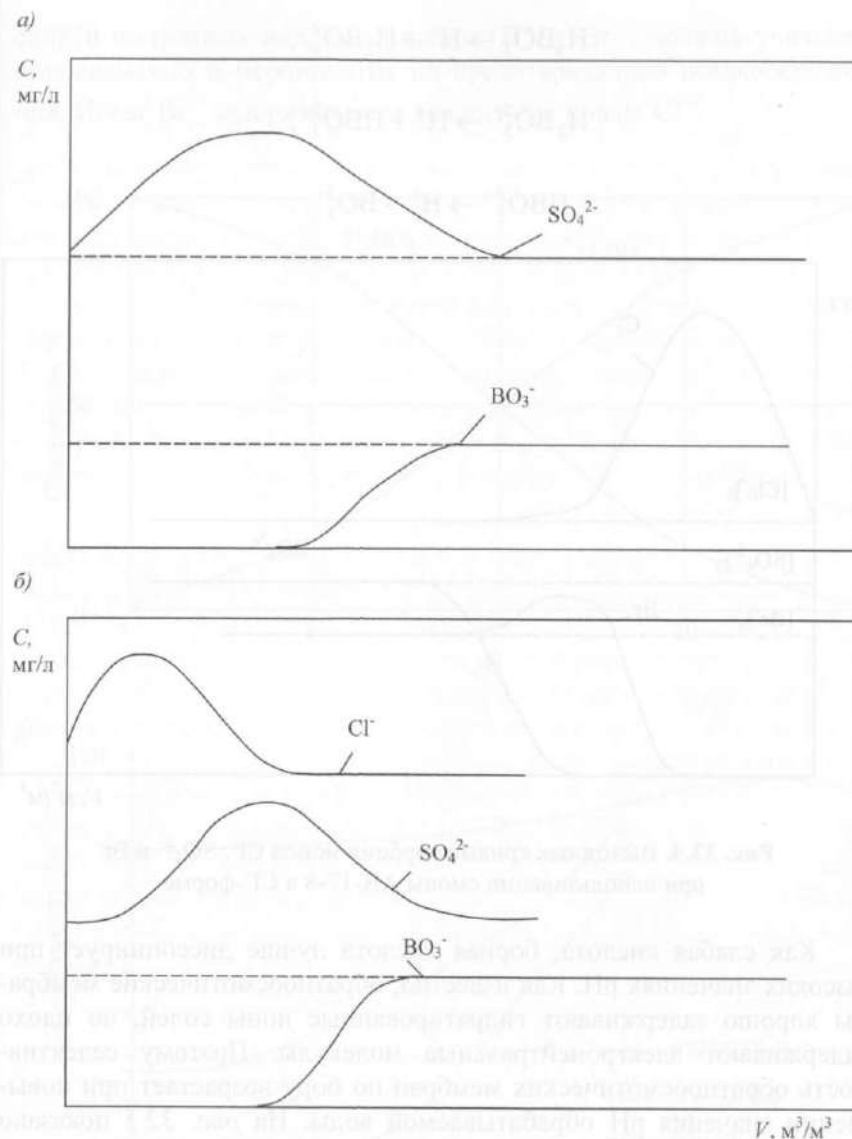


Рис. 32.3. Выходные кривые сорбции ионов  $\text{Cl}^-$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$ ,  $\text{BO}_3^{2-}$  при использовании бор-селективной смолы S-108 в  $\text{SO}_4^{2-}$ -форме (а) и в  $\text{Cl}^-$ -форме (б)

Бор содержится в воде в виде борной кислоты  $\text{H}_3\text{BO}_3$ , которая, будучи слабой кислотой, диссоциирует в три ступени:

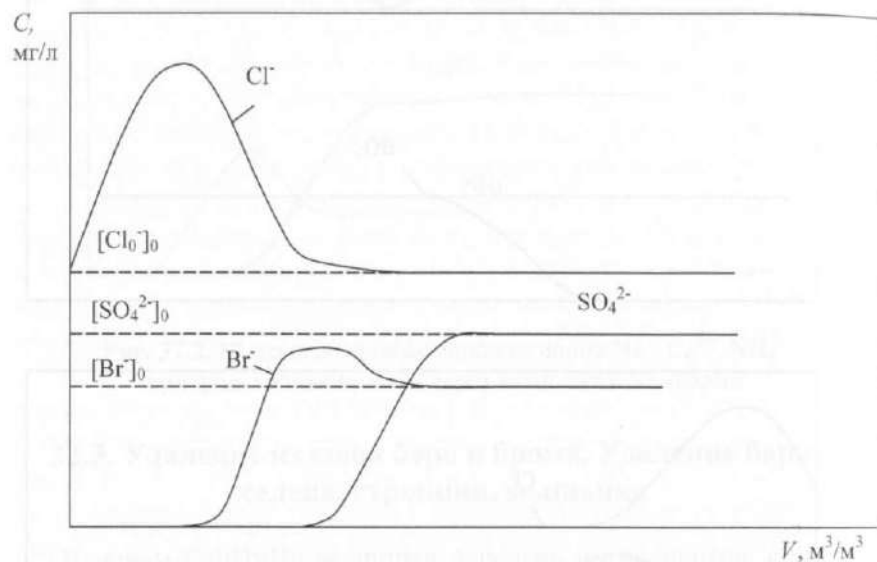
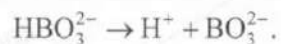
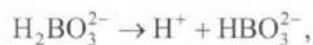


Рис. 32.4. Выходные кривые сорбции ионов  $\text{Cl}^-$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$  и  $\text{Br}^-$  при использовании смолы АВ-17-8 в  $\text{Cl}^-$ -форме

Как слабая кислота, борная кислота лучше диссоциирует при высоких значениях pH. Как известно, обратноосмотические мембраны хорошо задерживают гидратированные ионы солей, но плохо задерживают электронейтральные молекулы. Поэтому селективность обратноосмотических мембран по бору возрастает при повышении значения pH обрабатываемой воды. На рис. 32.5 показано изменение концентрации борной кислоты и ионов  $\text{HBO}_3^{2-}$  в зависимости от pH исходной воды для различных мембран. Для увеличения селективности мембран по бору используется увеличение pH исходной воды (подщелачивание с добавлением извести или щелочи). Однако такое подщелачивание может оказаться «опасным» для мембранных установок с точки зрения интенсивного образования осадка  $\text{CaCO}_3$  на мембранах. Поэтому технология обработки мор-

ских и подземных вод, содержащих  $\text{B}^-$  и  $\text{Br}^-$ , должна учитывать одновременно и мероприятия по предотвращению осадкообразования. Ионы  $\text{Br}^-$  задерживаются аналогично ионам  $\text{Cl}^-$ .

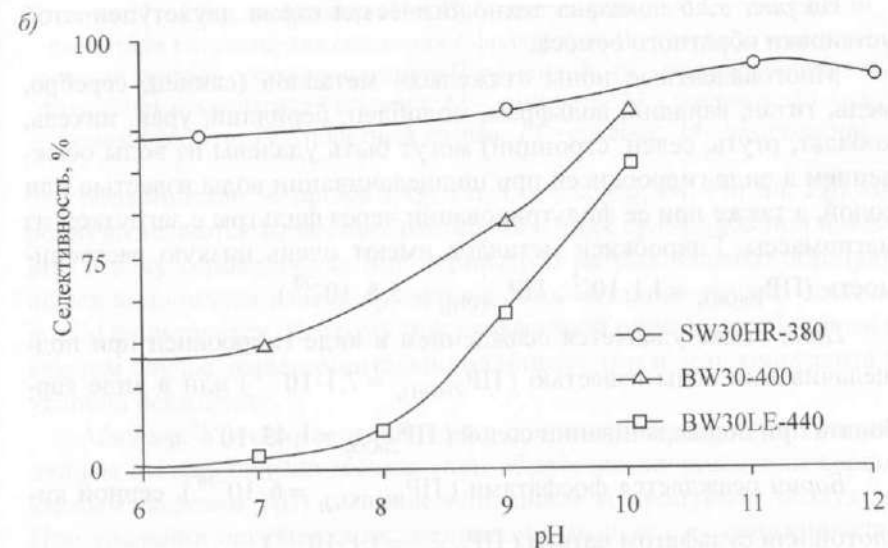
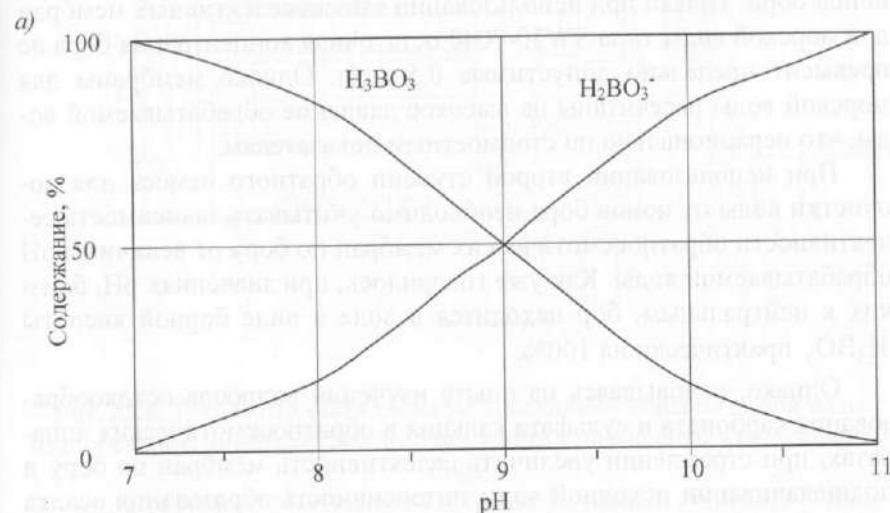


Рис. 32.5: а – отношение концентраций  $\text{H}_3\text{BO}_3/\text{H}_2\text{BO}_3^-$  как функция pH: 1 –  $\text{H}_3\text{BO}_3$ ; 2 –  $\text{H}_2\text{BO}_3^-$ ; б – изменение селективности по бору в зависимости от величины pH для различных мембран



При содержании бора в природных водах на уровне 4–5 мг/л часто одной ступени обратноосмотического обессоливания недостаточно для обеспечения требований к качеству питьевой воды, предусмотренных СанПиН 2.1.4.1074-01 по остаточной концентрации ионов бора. Только при использовании высокоселективных мембран для морской воды типа SW30-8040 остаточная концентрация бора не превысит предельно допустимые 0,5 мг/л. Однако мембраны для морской воды рассчитаны на высокое давление обрабатываемой воды, что нерационально по стоимостным показателям.

При использовании второй ступени обратного осмоса для очистки воды от ионов бора необходимо учитывать зависимость селективности обратноосмотических мембран по бору от величины pH обрабатываемой воды. Как уже говорилось, при значениях pH, близких к нейтральным, бор находится в воде в виде борной кислоты  $H_3BO_3$  практически на 100%.

Однако, основываясь на опыте изучения вопросов осадкообразования карбоната и сульфата кальция в обратноосмотических аппаратах, при стремлении увеличить селективность мембран по бору и подщелачивании исходной воды интенсивность образования осадка карбоната кальция вырастает в несколько раз.

На рис. 32.6 показана технологическая схема двухступенчатой установки обратного осмоса.

Многовалентные ионы «тяжелых» металлов (свинец, серебро, медь, титан, ванадий, вольфрам, молибден, бериллий, уран, никель, кобальт, ртуть, селен, стронций) могут быть удалены из воды осаждением в виде гидроокисей при подщелачивании воды известью или содой, а также при ее фильтровании через фильтры с загрузкой из магномассы. Гидроокиси металлов имеют очень низкую растворимость ( $PR_{Pb(OH)_2} = 1,1 \cdot 10^{-2}$ ,  $PR_{Cu(OH)_2} = 5,5 \cdot 10^{-20}$ ).

Цинк также удаляется осаждением в виде гидроокиси при подщелачивании воды известью ( $PR_{Zn(OH)_2} = 7,1 \cdot 10^{-18}$ ) или в виде карбоната при подщелачивании содой ( $PR_{ZnCO_3} = 1,45 \cdot 10^{-11}$ ).

Барий осаждается фосфатами ( $PR_{Ba_3(PO_4)_2} = 6 \cdot 10^{-30}$ ), серной кислотой или сульфатом натрия ( $PR_{BaSO_4} = 1,1 \cdot 10^{-10}$ ).

Извлечение из воды селена и стронция также рекомендуется производить сорбцией на свежесформованном гидроксиде железа (III).

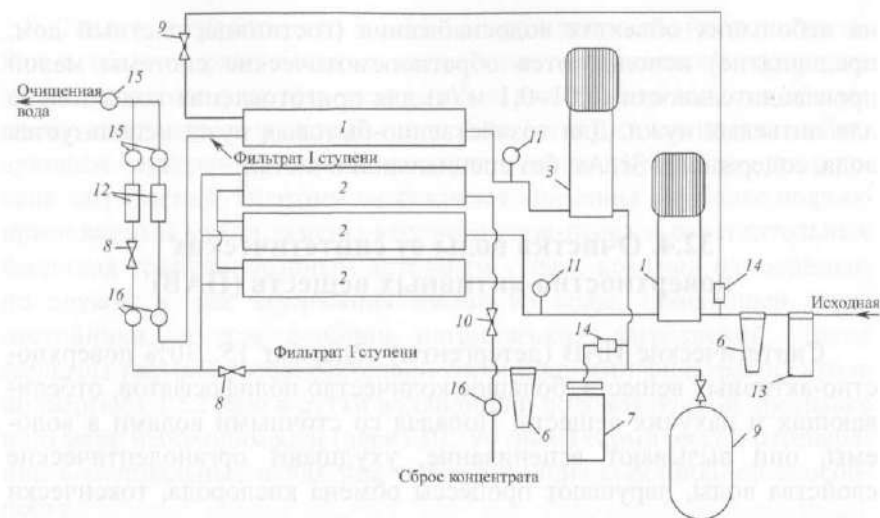


Рис. 32.6. Технологическая схема установки получения питьевой воды из подземного минерализованного источника с повышенным содержанием бора:

1 – насос I ступени; 2 – аппараты I ступени; 3 – насос II ступени; 4 – аппараты II ступени; 5 – напорный бак-гидроаккумулятор; 6 – ингибиторный патрон; 7 – блок дозирования NaOH; 8 – регулирующий вентиль подачи фильтрата I ступени для смешения с фильтратом II ступени; 9 – регулирующий вентиль сбора концентрата II ступени Ф; 10 – регулирующий вентиль сбора концентрата I ступени; 11 – манометр; 12 – ротаметр; 13 – патронный фильтр; 14 – обратный клапан; 15 – солемер; 16 – водосчетчик

Большинство металлов (Ag, Cd, Co, Cu, Hg, Ni, Pb, Sn, Zn) хорошо выделяются из водных растворов в виде сульфидов при введении в воду сероводорода или сернистого натрия. Однако образующаяся коллоидная взвесь сульфидов этих металлов трудно осаждается и фильтруется. Поэтому при сульфидной очистки необходимо в каждом случае экспериментально подбирать тип и дозу коагулянта и условия осаждения.

Мышьяк в виде неорганических соединений удаляется соосаждением с гидроокисью железа (при обработке хлорным или серно-кислым железом (III) с подщелачиванием и продувкой воздухом. При удалении органических соединений мышьяка их предварительно окисляют хлором.

Все перечисленные выше загрязнения эффективно (на 90–98%) удаляются с помощью мембранных установок обратного осмоса. Ввиду достаточно высокой стоимости обратноосмотических систем

на небольших объектах водоснабжения (гостиница, частный дом, предприятие) используются обратноосмотические системы малой производительности (0,01–0,1 м<sup>3</sup>/ч) для приготовления воды только для питьевых нужд. Для хозяйственно-бытовых нужд используется вода, содержащая Sr, As, без специальной очистки.

#### 32.4. Очистка воды от синтетических поверхностно-активных веществ (ПАВ)

Синтетические ПАВ (детергенты) содержат 15...30% поверхностно-активных веществ, большое количество полифосфатов, отбеливающих и пахучих веществ. Попадая со сточными водами в водоемы, они вызывают вспенивание, ухудшают органолептические свойства воды, нарушают процессы обмена кислорода, токсически действуют на фауну.

Очистка воды, загрязненной ПАВ, может производиться физико-химическими и биохимическими методами. Весьма эффективен метод коагуляции с применением в качестве коагулянта солей цинка. При использовании обычных коагулянтов содержание поверхностно-активных веществ уменьшается только на 20...30%. Совместное применение коагуляции и сорбции на активном угле обеспечивает почти полное изъятие ПАВ из воды.

При сорбции анионного ПАВ угли марок БАУ и АГ-5 мало отличаются по сорбционным показателям. Более высокую сорбционную емкость имеет уголь марки КАД-иодный, а уголь СКТ малоэффективен. Минимальная высота загрузки, при которой не наблюдается проскока сорбируемого вещества в фильтрат, – 0,6 м при исходной концентрации ПАВ 1...1,5 мг/л. Оптимальная скорость фильтрования при доочистке воды от ПАВ составляет 10...12 м/ч при высоте слоя угля 2,5 м для напорных фильтров и 7...8 м/ч – для открытых фильтров при высоте слоя угля 1,8...2 м. Желательно применять уголь с крупностью зерен 1...2 мм.

Рекомендуемая технологическая схема глубокой очистки природной воды от ПАВ включает коагулирование сернокислым алюминием с «оптимальной» дозой, необходимой для удаления частично ПАВ, отстаивание, фильтрование на песчаных фильтрах, сорбцию на угольных фильтрах. Результаты опытов по извлечению ПАВ сорбцией активным углем показывают, что на сорбционных фильтрах можно добиться снижения концентрации ПАВ в воде до 0,1 мг/л (при исходной концентрации 1,0...1,5 мг/л), т.е. до величины ниже ПДК.

Следует отметить, что в связи с загрязненностью водоисточников, особенно органическими веществами не природного происхождения, угольные фильтры, включенные, как описано выше, в общую схему очистных сооружений, способны быть автоматически действующим барьером для проникновения в очищенную воду органических загрязнений. Поэтому заслуживает внимания все более широко применяемый метод замены верхнего слоя песка в осветлительных фильтрах гранулированным активным углем, который одновременно служит и для задержания взвеси из воды, прошедшей через отстойники, и для сорбции органических загрязнений. Такие фильтры называют осветлительно-сорбционными фильтрами. Уголь подвергают 1...2 раза в сутки водяной или водовоздушной промывке и по мере необходимости (через 30...90 дней) термической регенерации в специальных печах для восстановления сорбционной способности.

#### 32.5. Удаление из воды пестицидов, гербицидов, ихтиоцидов и других веществ

*Пестициды* – вещества, используемые в сельском хозяйстве для борьбы с вредителями, попадают в воду открытых водоемов с дождевыми и талыми водами, смывающими ядохимикаты с растений и почвы. Даже незначительные концентрации пестицидов токсичны и придают воде неприятные привкусы и запахи. Так, воде придает запах тиофос при концентрации 0,2 мг/л, а ДДТ – при концентрации 0,07 мг/л.

*Активный порошкообразный уголь*, введенный в воду перед отстойниками, снижает содержание в ней указанных выше пестицидов до безопасных пределов, однако его расход достигает 10...15 мг на 1 мкг пестицида, содержащегося в обрабатываемой воде. Фильтрованием воды через слой активного гранулированного угля удается снизить содержание пестицидов в воде до 0,1 мкг/л (их удаление составляет около 99%).

#### 32.6. Очистка воды от радиоактивных веществ

Попадающие в природные воды радиоактивные вещества бывают природного и искусственного происхождения. Наличие в воде природных радиоактивных веществ обусловлено ее соприкосновением с минералами, содержащими радиоактивные изотопы <sup>238</sup>U, <sup>226</sup>Ra, <sup>232</sup>Th, а также взаимодействием с атмосферой, из которой в

воду попадают продукты «космического синтеза» элементов ( $^{14}\text{C}$ ,  $^{10}\text{Be}$ ,  $^3\text{H}$ ). Степень радиоактивного загрязнения воды в этом случае обычно невелика. Развитие ядерной энергетики и расширение области применения радиоактивных изотопов в различных отраслях промышленности, науки, техники, медицины сопряжено с вероятностью загрязнения природных вод радиоактивными отходами. Наиболее опасными для человека и животных являются изотопы: стронций-90, цезий-137, йод-131. Попадая в организм, они вызывают тяжелые заболевания. Активность радиоактивных отходов уменьшается только в результате естественного распада, что в случае изотопов, обладающих длительным периодом полураспада, связано с необходимостью осуществления контроля над радиоактивными отходами иногда в течение нескольких сотен лет. Радиоактивно загрязненные воды отличаются большим разнообразием содержащихся в них радиоактивных элементов. Каждый из этих элементов характеризуется двумя основными величинами: энергией радиоактивного излучения  $\alpha$ ,  $\beta$  и  $\gamma$ -лучей и периодом полураспада, т.е. промежутком времени, в течение которого распадается половина начального количества атомов. Предельно допустимые концентрации некоторых изотопов в воде открытых водоемов показаны в табл. 32.1.

Таблица 32.1

Изотоп	Предельно допустимые концентрации, кюри/л	Изотоп	Предельно допустимые концентрации, кюри/л
$\text{Na}^{24}$	$8 \cdot 10^{-9}$	$\text{Ag}^{105}, \text{Nb}^{95}$	$3 \cdot 10^{-8}$
$\text{P}^{32}$	$5 \cdot 10^{-9}$	$\text{Ce}^{144}, \text{Ca}^{45}, \text{Sr}^{89}, \text{Ru}^{105}$	$3 \cdot 10^{-9}$
$\text{Ba}^{140}, \text{Cl}^{36}$	$7 \cdot 10^{-9}$	$\text{I}^{131}$	$6 \cdot 10^{-10}$
$\text{K}^{42}$	$6 \cdot 10^{-9}$	$\text{Cs}^{137}$	$1 \cdot 10^{-9}$
$\text{Cr}^{51}$	$5 \cdot 10^{-7}$	$\text{Hg}^{197}$	$9 \cdot 10^{-8}$
$\text{Mn}^{52}$	$9 \cdot 10^{-9}$	$\text{Pb}^{210}$	$1 \cdot 10^{-11}$
$\text{Au}^{198}, \text{Pr}^{143}, \text{Cd}^{115}, \text{Fe}^{59}$	$1 \cdot 10^{-8}$	$\text{Po}^{210}$	$2 \cdot 10^{-11}$
$\text{Co}^{60}, \text{Mo}^{99}, \text{Pm}^{147}, \text{Cu}^{64}$	$6 \cdot 10^{-8}$	$\text{Ra}^{223}$	$2 \cdot 10^{-10}$
$\text{U}^{235}, \text{Sr}^{90}$	$3 \cdot 10^{-8}$	$\text{Pu}^{239}$	$5 \cdot 10^{-11}$
$\text{Nd}^{147}, \text{Sr}^{95}$	$2 \cdot 10^{-8}$	$\text{U}^{238}$	0,05 мг/л

Способы дезактивации воды подразделяют на физико-химические (дистилляция, осаждение, коагулирование, флотация, фильтрование, сорбция, ионообмен, экстрагирование, выпаривание), электролитические (электролиз, электродиализ, электроионизация), биологические или сочетание перечисленных способов.

Дезактивация воды коагулированием, отстаиванием и фильтрованием обеспечивает снижение радиоактивности воды на 50...70%. Эффективность дезактивации воды значительно повышается применением больших доз реагентов, оптимизацией коагулянтов, добавлением к воде извести или соды. Многоступенчатое осаждение известью и содой является весьма эффективным средством удаления  $^{90}\text{Sr}$  и  $^{89}\text{Sr}$  (75...84%),  $^{140}\text{Ba}$ ,  $^{140}\text{La}$ ,  $^{115}\text{Cd}$  при больших избытках реагентов.

Способ ионного обмена является наиболее эффективным методом очистки слабоактивных маломинерализованных вод, предварительно освобожденных от растворенных органических веществ. Особенно эффективно совместное Н-ОН-ионирование, но отсутствие селективных ионообменных материалов приводит к тому, что ионообмен может быть использован лишь для вод с небольшим содержанием солей. Высокая стоимость ионитов, сложность их регенерации, большое количество радиоактивных отходов усложняют процесс. Поэтому ионообмен рекомендуется применять на небольших передвижных и индивидуальных установках, а также в качестве заключительного этапа дезактивации воды как дополнение к рассмотренным выше методам. Извлечение из воды радиоизотопов сорбентами является одним из самых распространенных методов ее дезактивации. В качестве сорбентов используют природные ионообменники (глины, клиноптилолит, гидрослюды, почвы, бентонит и другие природные цеолиты и минералы); искусственные неорганические сорбенты (на основе труднорастворимых солей титана, циркония, гетерополикислот, синтетические цеолиты, силикагель, порошки металлов); природные органические сорбенты (торф, гумусовые вещества, древесину, целлюлозу, активный уголь и т.п.). Дистилляция – один из наиболее надежных методов дезактивации воды, когда радиоактивные вещества нелетучи. При наличии в воде летучих радиоактивных веществ их необходимо перед дистилляцией осадить или перевести в связанное состояние. Учитывая, что при дистилляции радиоактивность конденсата уменьшается по сравнению с исходной водой на четыре-пять порядков, сильно загрязненную воду перегоняют два раза. Из-за высокой стоимости и относи-



тельно низкой производительности дистилляторов этот метод применим преимущественно для очистки небольших количеств воды.

Для очистки воды от радионуклидов очень эффективны неорганические сорбенты (иониты). Полная обменная емкость неорганических сорбентов существенно ниже, чем у синтетических. Однако их доступность и низкая стоимость дают возможность применять их однократно на водоподготовительных станциях для очистки от радионуклидов.

В настоящее время создаются специальные синтетические неорганические иониты, высокоселективные к радионуклидам цезия и стронция. Такие иониты производятся с помощью модификации природного материала путем прививки к нему функциональных групп. Так, прививкой ферроцианидных групп к различным носителям (цеолиты, угольные волокна и т.п.) получают иониты, высокоселективные к радионуклидам  $Cs^{134,137}$ . Для извлечения радионуклидов  $Sn^{90}$  синтезированы сорбенты на основе фосфатов или гидроксидов титана и циркония, гидратированной двуокиси марганца и т.д. В настоящее время выпускаются сорбенты НЖА и НЖС на основе цеолитов, FM на основе угольных волокон, а также серия сорбентов «Термоксид» на основе оксидов и фосфатов циркония. Они обеспечивают очистку от 30 000 до 150 000 объемов воды на 1 объем сорбента от радионуклидов.

### 32.7. Доочистка сточных вод для использования в техническом водоснабжении

Доочистка сточных вод приобрела чрезвычайную актуальность в связи с непрерывным увеличением водопотребления, образованием больших количеств стоков и созданием замкнутых систем водоснабжения промышленных предприятий.

Большое значение приобретает повторное использование очищенных сточных вод для технического водоснабжения промышленности.

Для доочистки городских сточных вод применяют методы фильтрации, флотации, сорбционный, окисления, комбинированный, доочистку воды в биологических прудах и др. Так как при доочистке большое количество воды подвергают обработке, то предпочтительнее отдавать устройствам и сооружениям, которые не требуют больших давлений и отличаются простотой и надежностью, например микрофильтры и открытые фильтры с зернистой загрузкой.

В современных условиях целесообразно использовать биологически очищенные сточные воды для целей технического водоснабжения: для подпитки теплосетей, для оборотного водоснабжения и охлаждения. Биологически очищенная вода часто не соответствует требованиям по величине соледержания, содержанию колиформных бактерий, органических веществ, биогенных элементов. Для эффективной доочистки сточных вод после биологической очистки их направляют на доочистку с помощью мембранного метода обратного осмоса. Обратноосмотические мембраны позволяют задержать содержащиеся в воде бактерии, растворенные органические вещества, азотные и фосфорные соединения в ионной форме.

Пропущенная через мембраны вода соответствует самым жестким требованиям, предъявляемым к воде, сбрасываемой в водоемы рыбохозяйственного назначения (табл. 32.2).

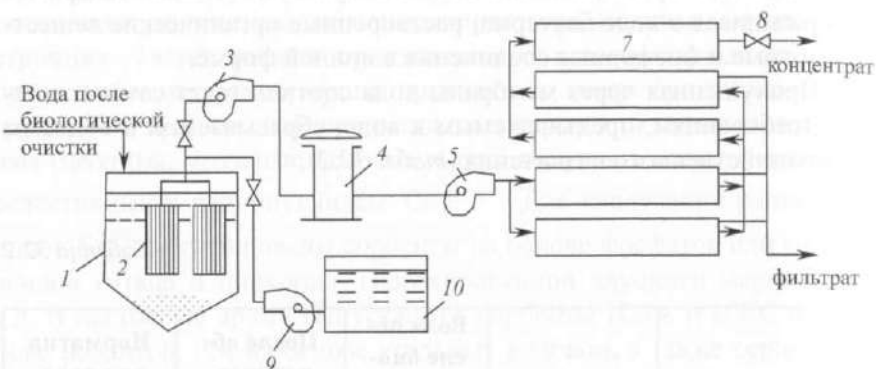
Таблица 32.2

Общее соледержание	900–1100 мг/л	Вода после биологической очистки 900–1100 мг/л	После обратного осмотической установки 50–90 мг/л	Норматив для водоемов рыбохозяйственного назначения
Колиформные бактерии	ед/100 мл	15000000		
БПК полн.		15,5	0,25	3
Общ. Азот		18	—	—
Нитраты		2	н/о	9,1
Аммоний		30	0,3–1,1	0,4
Взвешенные вещества		2,2	н/о	0,25
Силикаты		21	0,12	—
Фосфаты (PO <sub>4</sub> )		40,7	0,1	0,2

Крупнейшие в мире станции введены в строй в Сингапуре (148 000 м<sup>3</sup>/сут), США (280 000 м<sup>3</sup>/сут), Австралии (230 000 м<sup>3</sup>/сут).

Технологическая схема доочистки сточных вод представлена на рис. 32.7. Вода после вторичных отстойников станций биологической очистки направляется на установку предочистки. Для предочи-

стки перед установкой обратного осмоса используются ультра-фильтрационные мембранные аппараты погружного типа (см. гл. 12) в виде кассет с мембранами в виде полых волокон. Очищенная вода после мембран забирается вакуум-насосом и направляется в резервуар исходной воды, откуда насосами высокого давления направляется в мембранные блоки с обратноосмотическими мембранами. В исходную воду для предотвращения отложений карбоната кальция на мембранах дозируют ингибиторы и кислоты.



**Рис. 32.7.** Технологическая схема доочистки биологически очищенных сточных вод с применением установки обратного осмоса:

1 – резервуар исходной воды; 2 – полуволоконные ультрафильтрационные погружные модули; 3 – вакуум-насос; 4 – партонный фильтр (5 мкм); 5 – рабочий насос высокого давления; 6 – задвижки; 7 – мембранные обратноосмотические модули; 8 – регулирующий вентиль; 9 – насос обратной промывки; 10 – бак сбора воды после УФ-модулей

## РАЗДЕЛ 6. ОБЩИЕ ВОПРОСЫ ПРОЕКТИРОВАНИЯ ВОДООЧИСТНЫХ КОМПЛЕКСОВ

### Глава 33. Проектирование водоочистных комплексов водоподготовки

#### 33.1. Основы выбора технологической схемы, сооружений и реагентов

Полный расход воды, поступающей на комплекс водоподготовки  $Q_p$ , определяют с учетом расхода воды на его собственные нужды (приготовление пульпы, растворов и суспензий реагентов, продувка осветлителей или отстойников, удаление пены из флотаторов, промывка фильтровальных сооружений и резервуаров фильтрованной воды и др.) и дополнительного расхода воды на восполнение противопожарного запаса  $Q_{доп}$ . Следовательно, полный расход воды, поступающей на водоочистной комплекс, будет равен

$$Q_p = \alpha Q_{макс.сут.} + Q_{доп}, \quad (33.1)$$

где  $\alpha$  – коэффициент, с помощью которого определяют расход воды на собственные нужды комплекса (для комплексов осветления и обезжелезивания, обезжелезивания, сорбционного обезфторивания при обороте промывной воды – 1,03...1,04; без повторного использования – 1,1...1,14; для установок умягчения воды – 1,2...1,3).

Дополнительный расход воды на восполнение противопожарного запаса равен

$$Q = 3,6 n q_{пож} T_{пож} T_{вос}, \quad (33.2)$$

где  $n$  – число одновременных пожаров;  $q_{пож}$  – норма расхода воды при пожаре по СНиПу, л/с;  $T_{пож} = 3$  – расчетная продолжительность пожара, ч;  $T_{вос}$  – период восстановления пожарного запаса, ч (для городов и предприятий категории А, Б, В – 24 ч, для предприятий категорий Г, Д – 36 ч, для сельских населенных пунктов – 72 ч).

Водоочистные комплексы должны быть рассчитаны на равномерную работу в течение суток максимального водопотребления, при этом следует предусмотреть необходимость отключения отдельных сооружений на текущий ремонт, осмотр и т.п.

Для водоочистных комплексов производительностью до 5 тыс. м<sup>3</sup>/сут допускается организация работы в течение части суток.

При проектировании водоочистных комплексов их коммуникации необходимо рассчитывать на возможность пропуска расхода воды на 30% больше расчетного, руководствуясь соображениями интенсификации или реконструкции водоочистных сооружений.

Состав водоочистных сооружений зависит от качества воды в источнике водоснабжения, требований, предъявляемых к обработанной воде, которые обусловлены регламентами потребителя, и от производительности установки. При подготовке воды питьевого качества состав водоочистных сооружений назначается по СНиПу, а при подготовке воды для технологических нужд – в соответствии с требованиями технологии. Рассмотренные ранее технологические схемы составлены исходя из оптимальных режимов эксплуатации отдельных водоочистных сооружений и с учетом технико-экономических показателей их работы. Так, сооружения предварительной обработки воды (отстойники, осветлители со взвешенным осадком, флотаторы и др.) должны осветлять воду до 4–12 мг/л и снижать ее цветность до 25–30 град. При этом продолжительность работы между выпусками осадка должна быть не менее 12 ч для горизонтального отстойника, 6 ч – для вертикального отстойника, 3 ч – для осветлителя со взвешенным осадком.

Если мутность обрабатываемой воды больше 1,5 г/л, то необходимо предусматривать сооружения предварительного безреагентного осветления, выбор которых обусловлен характером взвеси и производительностью водоочистного комплекса. Обычно для этой цели используют горизонтальные или радиальные отстойники, осветлители – водозаборы и гидроциклоны.

Более сложным и ответственным является обоснование выбора конструкций отдельных технологических сооружений. Например, при проектировании установок с осветлителями со взвешенным осадком или с контактными осветлителями предпочтение следует отдавать вертикальным смесителям, которые обеспечивают не только требуемое смешение реагентов с водой, но и воздухоудаление, что является необходимым условием для надежной работы указанных аппаратов.

При необходимости удаления из воды планктона следует предусматривать микрофильтры или принимать технологию с флотаторами либо на первой ступени фильтровать воду через плавающую полимерную загрузку.

В случае дезодорации воды с использованием угольной пульпы или сильного окислителя в начале технологического тракта следует устраивать в качестве входного устройства контактный резервуар, а при длительном периоде дезодорации – угольные фильтры, располагаемые после осветлительных, предусматривая, если это необходимо, ввод озона или хлора в воду перед фильтрами с активным углем.

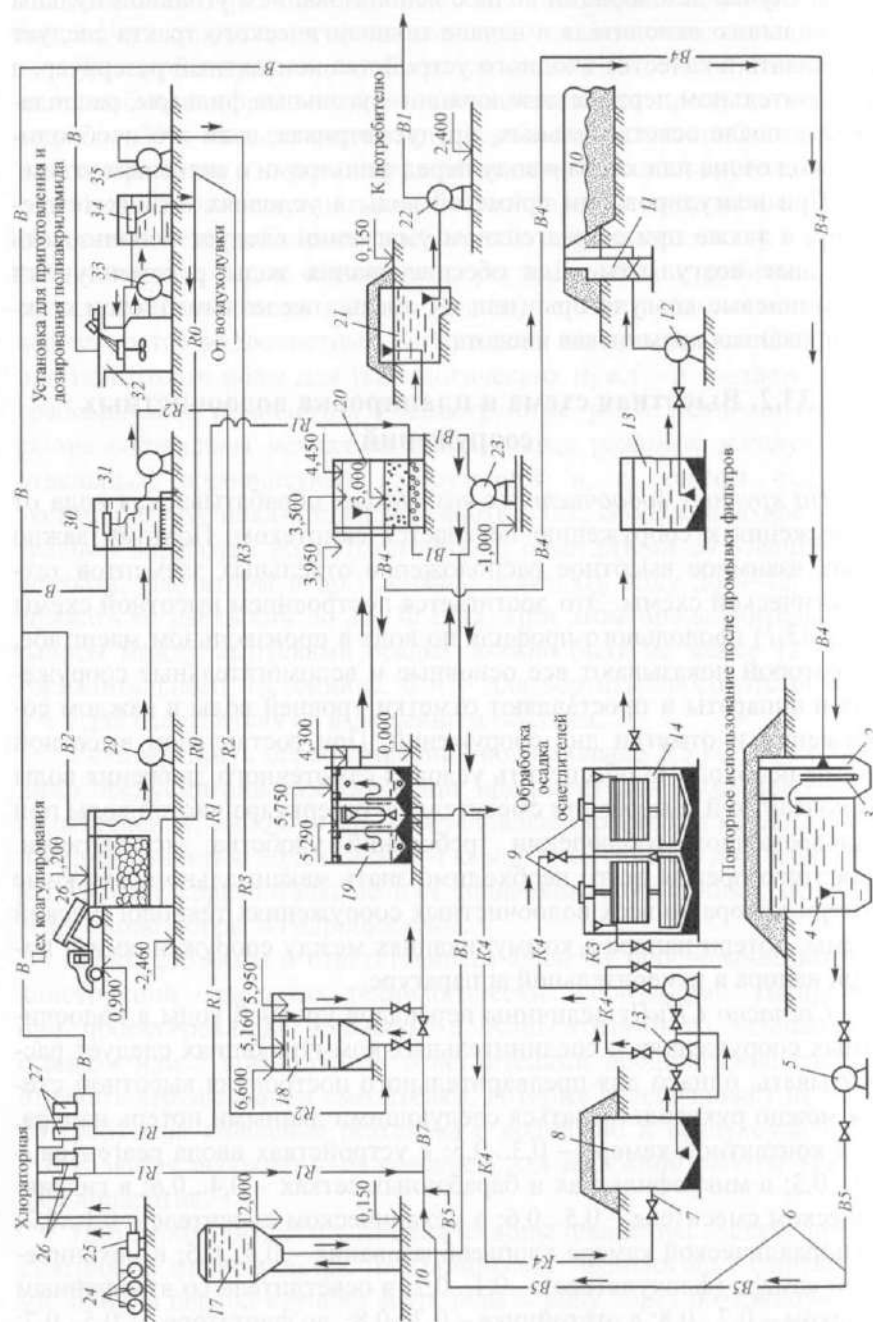
При коагулировании примесей воды в условиях низких температур, а также при ее реагентном умягчении следует использовать железные коагулянты. Для обесцвечивания воды рекомендуются алюминиевые коагуляторы (или их смесь с железными), озон и активированная кремниевая кислота.

### 33.2. Высотная схема и планировка водоочистных сооружений

На крупных водоочистных комплексах обрабатываемая вода от сооружения к сооружению передается самотеком. Поэтому важно знать взаимное высотное расположение отдельных элементов технологической схемы. Это достигается построением высотной схемы (рис. 33.1) продольного профиля по воде в произвольном масштабе, на которой показывают все основные и вспомогательные сооружения и аппараты и проставляют отметки уровней воды в каждом сооружении и отметки дна сооружений. При составлении высотной схемы необходимо обеспечить условия самотечного движения воды от контактной камеры или смесителя до резервуара чистой воды при одновременном соблюдении требований удобства эксплуатации. Для этого прежде всего необходимо знать максимально возможные потери напора во всех водоочистных сооружениях технологической схемы, потери напора в коммуникациях между сооружениями и потери напора в измерительной аппаратуре.

Согласно СНиПу величины перепадов уровней воды в водоочистных сооружениях и соединительных коммуникациях следует рассчитывать, однако для предварительного построения высотной схемы можно руководствоваться следующими данными потерь напора, м: в контактной камере – 0,3...0,5; в устройствах ввода реагентов – 0,1...0,3; в микрофильтрах и барабанных сетках – 0,4...0,6; в гидравлическом смесителе – 0,5...0,6; в механическом смесителе – 0,1...0,2; в гидравлической камере хлопьеобразования – 0,4...0,5; в механической камере (флокуляторе) – 0,1...0,2; в осветлителе со взвешенным осадком – 0,7...0,8; в отстойнике – 0,7...0,8; во флотаторе – 0,5...0,7; в скорых фильтрах – 3,0...3,5; в медленных фильтрах – 1,5...2,0;





в контактных осветлителях и префильтрах – 2,0... 2,5; в трубопроводах от резервуара чистой воды до фильтровальных сооружений – 1,0...0,5; от фильтров до осветлителей или отстойников – 0,5...0,6; от камеры хлопьеобразования до смесителя – 0,3...0,5; от осветлителя со взвешенным осадком до смесителя – 0,3...0,4; от контактного осветлителя до смесителя или входной камеры – 0,5...0,7; в измерительной аппаратуре на входе и выходе из водоочистного комплекса – по 0,5; в индикаторах расхода на отстойниках, осветлителях, флотаторах, фильтрах и контактных осветлителях – по 0,2...0,3.

При проектировании высотной схемы максимальную отметку уровня воды в резервуаре чистой воды назначают на 0,25...0,5 м выше поверхности земли и принимают как исходную минимальную. Далее путем последовательного суммирования потерь напора определяют отметки уровней воды в остальных сооружениях.

Определение потерь напора в коммуникациях связано с вычислением сечений соединительных трубопроводов и каналов между отдельными сооружениями технологической схемы. Для этого используют величины допустимых в них скоростей движения воды, м/с: от НС-1 подъема к смесителю – 1,0...1,2; от смесителя к камере хлопьеобразования или осветлителю – 0,6...1,0; от отстойников или осветлителей со взвешенным осадком к фильтрам – 0,8...1,2; от фильтровальных аппаратов к резервуарам чистой воды – 1,2...1,5; в трубопроводах подачи и отвода промывной воды – 1,5...2,0.

**Рис. 33.1.** Высотная схема водоочистного комплекса:

1 – подача промывной воды от фильтров; 2 – песколовка; 3 – гидроэлеватор; 4 – резервуар-усреднитель промывной воды; 5 – насос перекачки промывной воды; 6 – возврат промывной воды на очистную станцию; 7 – подача осадка от осветлителей; 8 – резервуар приема осадка; 9 – установка медленного перемешивания осадка; 10 – площадка обезвоживания осадка; 11 – колодец для напуска осадка; 12 – насос перекачки сгущенного осадка; 13 – емкость сгущенного осадка; 14 – осадкоуплотнитель; 15 – насосы перекачки сырого осадка; 16 – подача исходной воды; 17 – башня промывной воды; 18 – вихревой смеситель; 19 – осветлитель со взвешенным осадком; 20 – скорый фильтр; 21 – резервуар чистой воды; 22 – насос II подъема; 23 – насос подкачки промывной воды; 24 – бочки с хлором; 25 – испаритель; 26 – хлораторы первичного хлорирования; 27 – то же вторичного; 28 – растворо-хранилищный бак коагулянта; 29 – насос перекачки раствора коагулянта; 30 – расходный бак коагулянта; 31 – насос-дозатор раствора коагулянта; 32 – мешалка полиакриламида; 33 – насос для циркуляции и подачи полиакриламида в расходный бак; 34 – расходный бак раствора полиакриламида; 35 – насос-дозатор раствора ПАА



запаса на перегрузку одного фильтра при их общем количестве до двадцати. Загрузку фильтрующим материалом следует производить с помощью песковых или водоструйных насосов при скорости движения пульпы 1,2...2 м/с.

Для надежной организации работы водоочистного комплекса в его составе необходимо предусматривать лаборатории, мастерские и другие вспомогательные помещения согласно СНиПу. Диспетчерский пункт цеха водоочистки обычно устраивают совмещенным с пунктом управления насосными станциями I и II подъема.

### 33.3. Принципы компоновки водоочистных комплексов

Основополагающими при решении генплана водоочистного комплекса помимо географических, топографических и геологических условий являются его производительность и состав водоочистных сооружений. На генплане показывают блок основных водоочистных сооружений, служебный корпус, реагентное хозяйство, башню промывной воды, сооружения обработки осадка, НС II подъема, хлораторную со складом хлора, резервуары чистой воды, котельную, место песковой площадки (см. рис. 33.2).

Компактное взаимное расположение отдельных водоочистных сооружений, вспомогательных помещений и оборудования на генплане комплекса должно предусматривать минимальные капиталовложения в строительство, обеспечивать максимальные удобства и экономичность эксплуатации, минимальную протяженность трубопроводов и дорожных покрытий между ними, удобство производства ремонтных работ, надежность и бесперебойность работы комплекса, возможность планомерного расширения при росте водопотребления.

На рациональное решение генерального плана водоочистного комплекса доминирующее влияние оказывает рельеф местности. Так, в целях уменьшения объема земляных работ по выемке грунта и обсыпке отдельных сооружений рекомендуется располагать в повышенных местах сооружения с высокими отметками заложения фундамента, а с малыми – в пониженных. Все основные и вспомогательные сооружения желательно располагать в виде единого комплекса (рис. 33.3), образуемого трех-, двух- и одноэтажными зданиями. Для малых водопроводов компактность расположения водоочистных сооружений и оборудования достигается их размещением на одном участке, а иногда и в одном здании с насосными станциями I и II подъема.

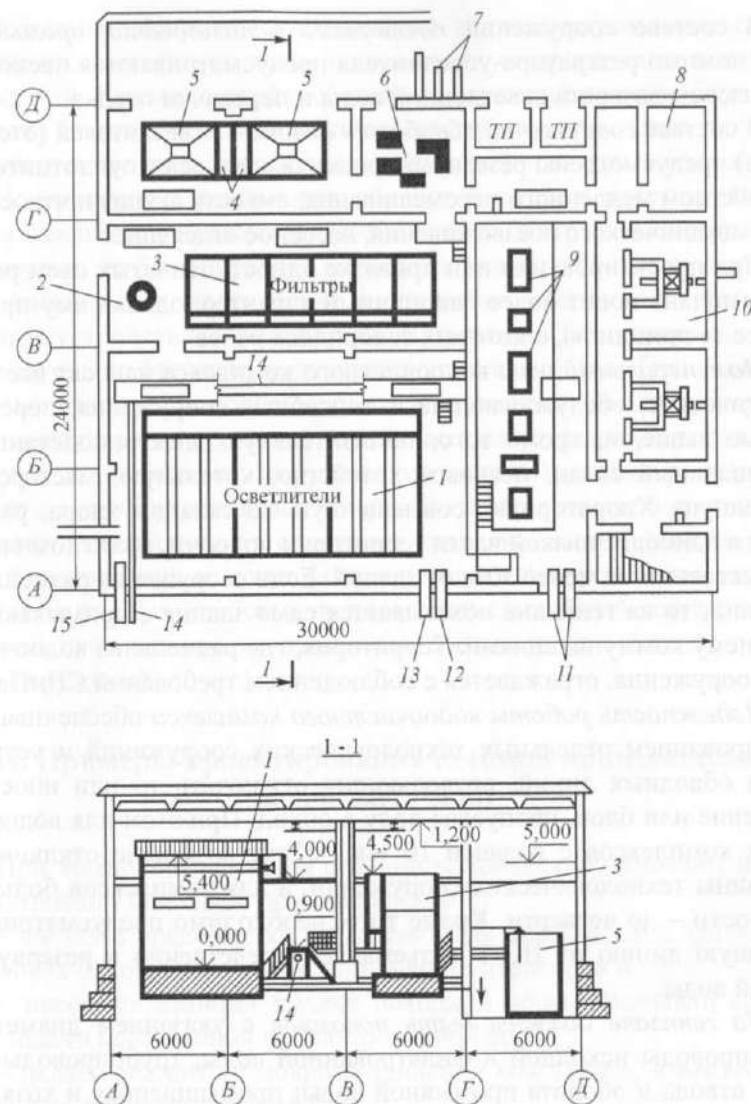


Рис. 33.3. Компоновка водоочистных сооружений:

1 – осветлители со взвешенным осадком; 2 – смеситель; 3 – скорые фильтры; 4 – расходные баки коагулянта; 5 – растворные баки-хранилища коагулянта; 6 – насосы-дозаторы и воздухоувулки; 7 – подача чистой воды потребителю; 8 – мастерские; 9 – насосная станция II подъема; 10 – бытовые помещения; 11 – всасывающие трубопроводы из резервуаров чистой воды; 12 – отвод чистой воды в резервуаре; 13 – сброс осадка из осветлителей; 14 – сброс промывной воды от фильтров; 15 – подача исходной воды



В составе сооружений *повторного использования промывной воды* помимо резервуара-усреднителя предусматриваются песколовка и насосы возврата осветленной воды и перекачки осадка.

В составе *сооружений обработки осадка* – осветлителей (отстойников) предусмотрены резервуар приема осадка, осадкоуплотнитель с устройством медленного перемешивания, емкость сгущенного осадка и его механического обезвоживания, насосное отделение.

При проектировании или привязке одноступенчатых схем решение генплана носит более лаконичный характер, однако ему присущи все те принципы, о которых говорилось ранее.

На *генеральный план* водоочистного комплекса наносят все технологические, обслуживающие и подсобные сооружения, перечисленные выше, и, кроме того, понизительную электроподстанцию, материальный склад, песковое хозяйство, котельную, мастерские, проходную. Хлораторную, совмещенную со складом хлора, размещают в наиболее низкой части территории водоочистного комплекса на расстоянии не менее 30 м от зданий. Если сооружения размещены в здании, то на генплане показывается само здание с примыкающими к нему коммуникациями. Территория, где размещены водоочистные сооружения, ограждается с соблюдением требований СНиПа.

*Надежность работы водоочистного комплекса* обеспечивается дублированием отдельных технологических сооружений и устройством обводных линий, позволяющих отключать то или иное сооружение или блок, пропуская воду в обход. При этом для водоочистных комплексов с подачей 10 тыс. м<sup>3</sup>/сут возможно отключение половины технологических сооружений, а для комплексов большей мощности – до четверти. Кроме того, необходимо предусматривать обводную линию от НС I подъема непосредственно в резервуары чистой воды.

На *генплане* должны быть показаны с указанием диаметров трубопроводы исходной и фильтрованной воды; трубопроводы подачи, отвода и оборота промывной воды; промышленная и хозяйственно-бытовая канализация, хозяйственно-противопожарный водопровод, отводной трубопровод, теплосеть, кабели и другие коммуникации.

При решении генплана водоочистного комплекса *необходимо предусматривать возможность его расширения* на расчетный период. С этой целью на генплане предусматривают площадку, обозначаемую пунктиром, при этом трассировка трубопроводов первой очереди должна непременно учитывать последующее расширение. Стороны здания, в направлении которых будет производиться при-

стройка при расширении комплекса, не должны загромождаться постройками постоянного типа, подземными сооружениями и коммуникациями. Каналы и трубы обвязки сооружений должны быть рассчитаны с запасом на возможность пропуска воды после реконструкции отдельных водоочистных сооружений или целых блоков.

Использование технологии обработки воды в осветлителях со слоем взвешенного осадка на водоочистных комплексах производительностью до 50 тыс. м<sup>3</sup>/сут позволяет разместить в одном здании все основные технологические сооружения, реагентное хозяйство, входные устройства (вариант) и НС II подъема. При этом смесители, осветлители и фильтры выделены в отдельный зал. При большей производительности водоочистного комплекса служебные помещения выносятся в двухэтажное отдельное здание, входные устройства стыкуют с основными сооружениями или размещают в отдельно стоящем здании реагентного хозяйства. В этом случае в состав реагентного цеха включают отделения коагулирования, флокулирования, фторирования и могут быть еще отделения углевания, известкования и др. Для удобства эксплуатации служебный корпус и реагентный цех проходными галереями соединяются с блоком основных сооружений.

### 33.4. Примеры проектирования станций промышленной водоподготовки

При компоновке задания станции водоочистки намечают и предусматривают основные помещения для:

- системы предочистки (отделения для осветлителей, фильтров, проемных баков, баков осветленной воды, аэраторов и т.д.);
- насосных станций подачи исходной воды, промывки фильтров, подачи осветленной и фильтрованной воды;
- склада реагентов: мокрого хранения коагулянта, известкового хозяйства, кислотного хозяйства;
- помещения для мембранного оборудования, где провести размещение фильтров предочистки, системы дозирования ингибиторов, насосов высокого давления, мембранных блоков, блоков промывки с баками и насосами.

Размещение бака промывки должно обеспечивать удобный доступ к складу реагентов для регенерации.

Размещение блоков мембранных аппаратов должно обеспечивать простор для монтажа и демонтажа соединительных трубопро-

водов, мембранных корпусов, насосных агрегатов. Помещение должно иметь достаточную высоту потолков и оборудовано кран-балкой.

Для установок большой производительности ( $500 \text{ м}^3/\text{ч}$  и выше) размещение насосных агрегатов предусматривают в отдельном помещении, обеспечивающем звукоизоляцию.

Для станций питьевого водоснабжения резервуары чистой воды обычно выполняют подземными (круглыми или квадратными в плане).

Для станций водоподготовки, обычно для энергетических объектов, баки сбора умягченной или обсоленной воды выполняют из нержавеющей стали вертикального типа и располагают в зале хим-водоочистки.

Оборудование для доочистки (дообессоливания) размещается в общем с мембранным блоками зале или в отдельном помещении.

Для ионообменных установок необходимо предусмотреть размещение блока фильтров, ФСД, дегазаторов, отдельно место расположения насосов подачи на фильтры, на регенерацию, на взрыхление. Отдельно выделить место расходных и растворных баков соли (кислоты, щелочи).

Для станций водоснабжения предусматривается отдельное помещение насосной станции II подъема, в нем же – размещение бактерицидных УФ-ламп (если необходимо).

Среди необходимых помещений указать примыкающий к залу диспетчерский пункт, механическую мастерскую, электроцех, электрощитовую.

При проектировании здания учесть входы для подвоза реагентов (ж/д пути, подъездные пути, ворота). Строительно-конструктивная часть задания должна быть грамотно проработана, указаны расстояния между колоннами, длины пролетов, уклоны кровли и т.д.

На проекте здания станции необходимо указать требуемые для понимания компоновки разрезы, показывающие уровни осей основных трубопроводов, оснований для насосов, пола в зале мембранных аппаратов, уровней воды в системах предочистки, промежуточных баках, габариты сооружений предочистки и доочистки, уровни пола и потолка.

На рис. 33.4–33.8 показаны примеры проектов станций подготовки воды для подпитки теплосетей, питания паровых котлов среднего и высокого давления с применением технологий обратного осмоса и ионного обмена для умягчения и обессоливания воды, а также с использованием технологий освещения и ультрафильтрации в качестве предочистки.

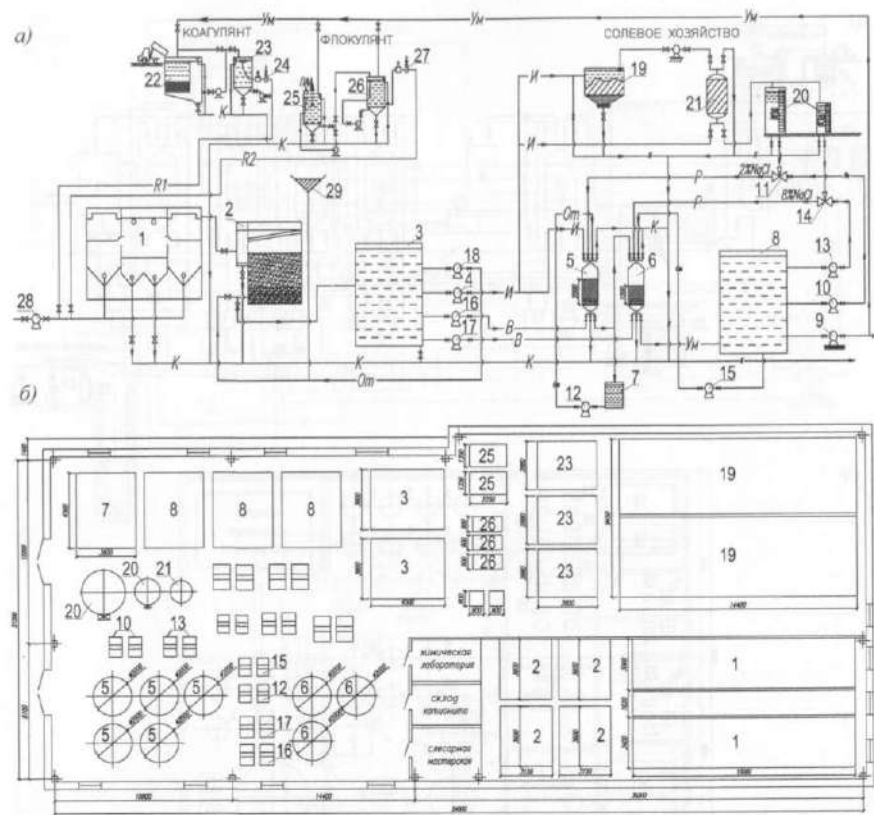
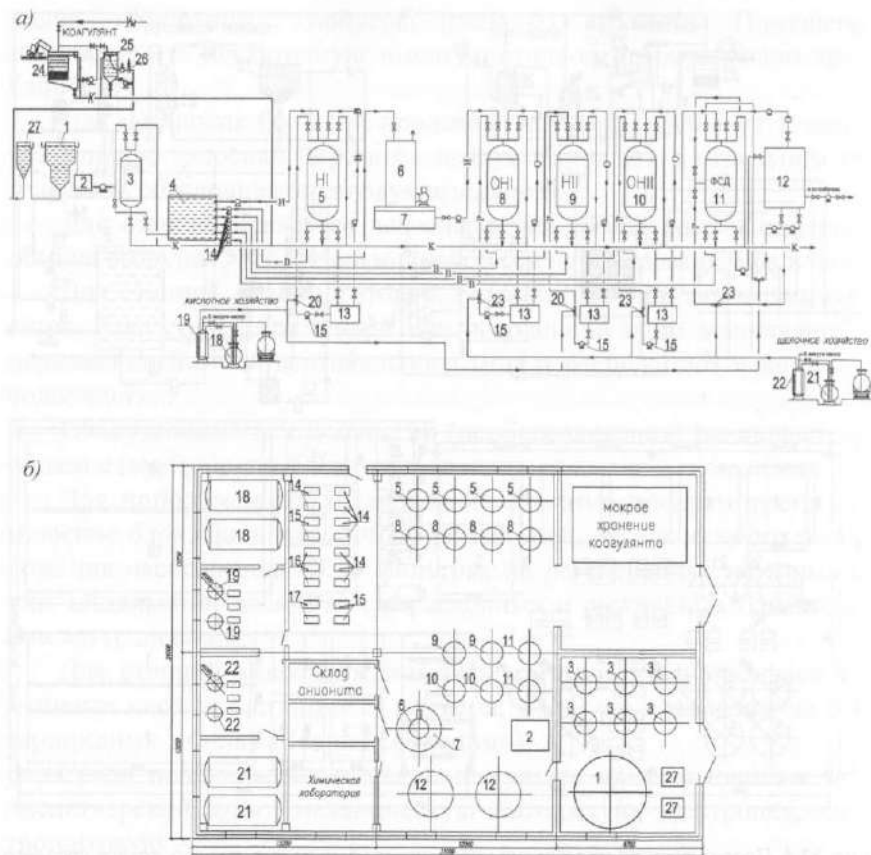


Рис. 33.4. Проект станции подготовки поверхностной воды для паровых котлов среднего давления производительностью  $150 \text{ м}^3/\text{ч}$  (схема двухступенчатого Na-катионирования):

а – высотная схема; б – компоновка оборудования.

Экспликация трубопроводов: И – исходная вода; Р – регенерационный раствор; В – взрыхление; К – канализация; Ум – умягчение; От – отмывка; R1 – раствор коагулянта; R2 – раствор флокулянта; 1 – коридорный осветлитель со взвешенным осадком; 2 – открытый скорый фильтр; 3 – бак сбора осветленной воды; 4 – насос подачи воды в Na-катионитовый фильтр I ступени; 5 – Na-катионитовый фильтр I ступени; 6 – Na-катионитовый фильтр II ступени; 7 – бак фильтрата I ступени для отмывки фильтра I ступени; 8 – бак сбора умягченной воды; 9 – насос подачи умягченной воды; 10 – насос подачи регенерационного раствора в фильтр I ступени; 11 – эжектор подачи солевого раствора в фильтр I ступени; 12 – насос отмывки фильтра I ступени; 13 – насос подачи регенерационного раствора в фильтр II ступени; 14 – эжектор подачи солевого раствора в фильтр II ступени; 15 – насос отмывки фильтра II ступени; 16 – насос взрыхления фильтра I ступени; 17 – насос взрыхления фильтра II ступени; 18 – промывной насос скорых фильтров; 19 – бак мокрого хранения соли; 20 – расходный бак-мерник солевого раствора; 21 – фильтр очистки солевого раствора; 22 – бак мокрого хранения коагулянта; 23 – расходный бак хранения коагулянта; 24 – дозатор раствора коагулянта; 25 – растворный бак ПАА; 26 – расходный бак ПАА; 27 – дозатор; 28 – насос подачи исходной воды; 29 – водонапорная башня промывной воды для скорых фильтров

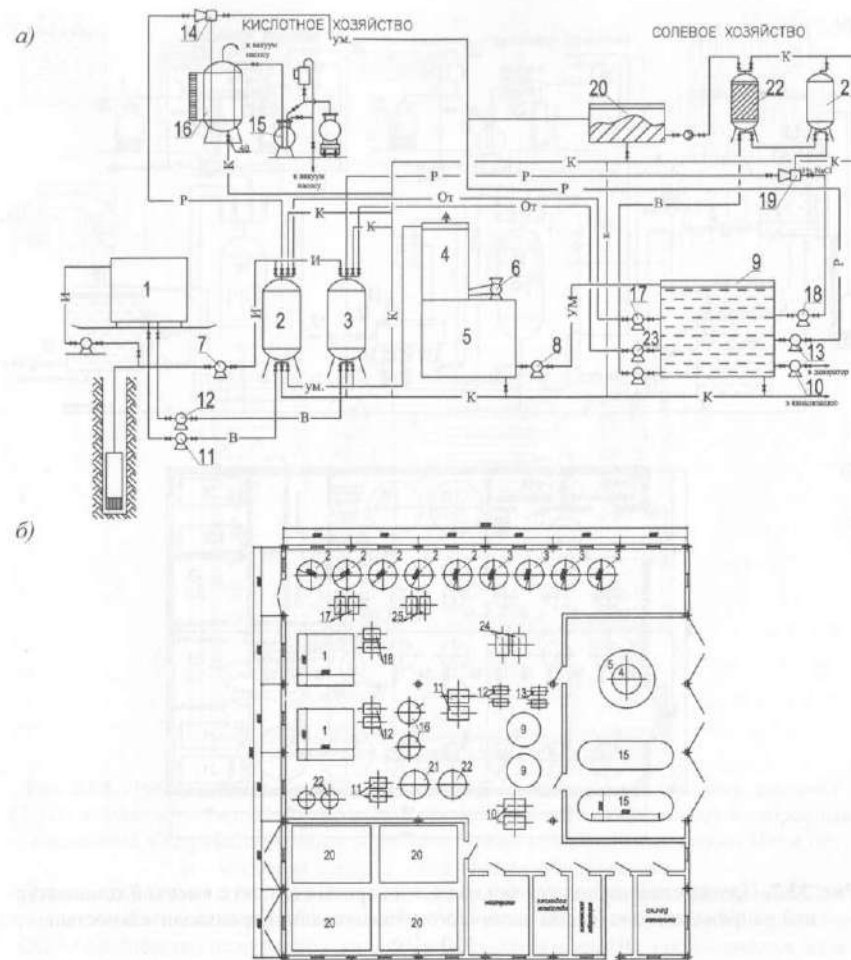


**Рис. 33.5.** Проект станции подготовки воды котлов высокого давления (схема полного обессоливания) производительностью  $10 \text{ м}^3/\text{ч}$ :

*а* – высотная схема; *б* – компоновка оборудования.

Экспликация трубопроводов: И – исходная вода; Р – регенерационный раствор; В – взрыхление; К – канализация; О – отмывка.

1 – осветлитель ЦНИИ-3; 2 – промежуточный бак осветленной воды; 3 – механический фильтр; 4 – бак сбора воды после механического фильтра; 5 – Н-катионитовый фильтр I ступени; 6 – дегазатор; 7 – бак сбора воды после дегазатора; 8 – ОН-катионитовый фильтр I ступени; 9 – Н-катионитовый фильтр II ступени; 10 – ОН-катионитовый фильтр II ступени; 11 – фильтр смешанного действия; 12 – бак сбора обессоленной воды; 13 – баки для сбора воды для взрыхления, отмывки и регенерации; 14 – насосы взрыхления; 15 – насосы подачи регенерационного раствора; 16 – насосы отмывки; 17 – насосы обратной промывки механических фильтров; 18 – цистерна хранения кислоты; 19 – мерник кислоты; 20 – эжекторы подачи кислоты; 21 – цистерна хранения щелочи; 22 – мерник щелочи; 23 – эжекторы подачи щелочи; 24 – бак мокрого хранения коагулянта; 25 – расходный бак раствора коагулянта; 26 – насос-дозатор подачи раствора коагулянта



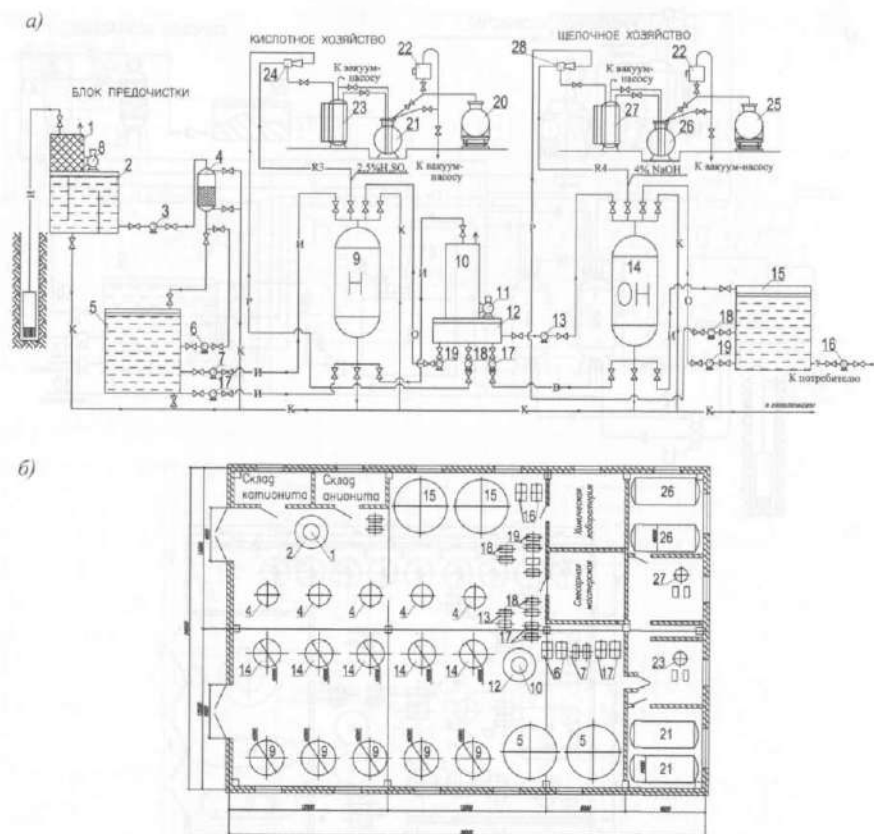
**Рис. 33.6.** Проект станции подготовки воды для подпитки теплосети производительностью  $300 \text{ м}^3/\text{ч}$  (схема параллельного Н-Na катионирования):

*а* – высотная схема; *б* – компоновка оборудования.

Экспликация трубопроводов: И – исходная вода; Р – регенерационный раствор; В – взрыхление; К – канализация; Ум – умягчение; От – отмывка.

1 – бак исходной воды; 2 – Н-катионитовый фильтр; 3 – Ка-катионитовый фильтр; 4 – дегазатор; 5 – бак сбора умягченной воды после дегазатора; 6 – вентилятор; 7 – насос подачи воды на установку; 8 – насос подачи умягченной воды в бак; 9 – бак хранения умягченной воды; 10 – насос подачи воды в деаэрактор; 11 – насос взрыхления Н-катионитового фильтра; 12 – насос взрыхления Na-катионитового фильтра; 13 – насос подачи регенерационного раствора в Н-катионитовый фильтр; 14 – эжектор подачи кислоты; 15 – цистерна с кислотой; 16 – мерник кислоты; 17 – насос отмывки Н-катионитового фильтра; 18 – насос подачи регенерационного раствора поваренной соли в Na-катионитовый фильтр; 19 – эжектор подачи соли; 20 – бак мокрого хранения соли; 21 – расходный бак раствора соли; 22 – фильтр очистки солевого раствора; 23 – насос отмывки Na-катионитового фильтра





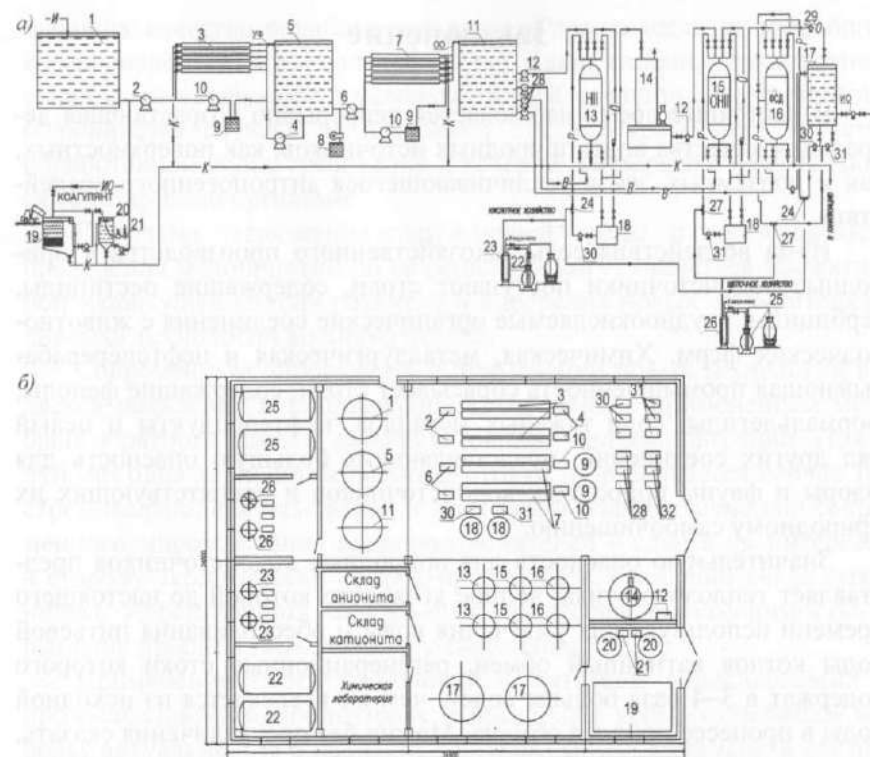
**Рис. 33.7.** Проект станции подготовки воды для паровых котлов с высокой температурной напряженностью (схема частичного обессоливания) производительностью 150 м<sup>3</sup>/ч:

*а* – высотная схема; *б* – компоновка оборудования.

Экспликация трубопроводов: И – исходная вода; Р – регенерационный раствор; В – взрыхление; К – канализация; У – умягчение; От – отмывка; Р3 – регенерация раствором кислоты; Р4 – регенерация раствором щелочи.

1 – дегазатор для азирации воды; 2 – бак дегазатора; 3 – насос подачи воды на фильтр обезжелезивания; 4 – напорный механический фильтр для обезжелезивания; 5 – бак сбора обезжелезенной воды; 6 – насос промывки фильтров обезжелезивания; 7 – насос подачи воды на Н-катионитовые фильтры; 8 – воздушодувка;

9 – Н-катионитовый фильтр; 10 – дегазатор; 11 – вентилятор; 12 – бак дегазатора; 13 – насос подачи воды на ОН-анионитовый фильтр; 14 – ОН-анионитовый фильтр; 15 – бак сбора обессоленной воды; 16 – насос подачи обессоленной воды в деаэрактор; 17 – насосы взрыхления; 18 – насосы подачи регенерационного раствора; 19 – насосы подачи воды на отмывку; 20 – ж/д цистерна с кислотой; 21 – цистерна хранения кислоты; 22 – промежуточный бак; 23 – бак-мерник с едким натром; 24 – эжектор кислоты; 25 – ж/д цистерна с едким натром; 26 – цистерна хранения щелочи; 27 – мерник щелочи; 28 – эжектор щелочи



**Рис. 33.8.** Проект станции подготовки питательной воды котлов высокого давления (ТЭЦ) из поверхностного водоисточника с использованием современных мембранных технологий ультрафильтрации и обратного осмоса производительностью 100 м<sup>3</sup>/ч:

*а* – высотная схема; *б* – компоновка оборудования.

Экспликация трубопроводов: И – исходная вода; Р – регенерационный раствор; В – взрыхление; К – канализация; О – отмывка; УФ – осветленная вода после УФ-установки; ОО – обессоленная вода после установки обратного осмоса; ИО – обессоленная вода после ионообменных фильтров.

1 – приемный резервуар исходной воды; 2 – насос подачи исходной воды на ультрафильтрационные блоки; 3 – блоки с ультрафильтрационными аппаратами; 4 – насос промывки ультрафильтрационных аппаратов; 5 – бак осветленной воды; 6 – рабочий насос обратноосмотической установки; 7 – обратноосмотические аппараты; 8 – блок дозирования ингибитора; 9 – бак промывки мембранных модулей; 10 – насос химической промывки мембранных модулей; 11 – бак сбора фильтрата обратноосмотической установки; 12 – насосы подачи воды на установку ионного обмена; 13 – Н-катионитовый фильтр II ступени; 14 – дегазатор; 15 – ОН-анионитовый фильтр II ступени; 16 – фильтр смешанного действия; 17 – бак сбора обессоленной воды; 18 – бак для взрыхления и приготовления регенерационных растворов; 19 – резервуар мокрого хранения коагулянта; 20 – расходный бак раствора коагулянта; 21 – блок дозирования коагулянта; 22 – цистерна с кислотой; 23 – мерник кислоты; 24 – эжекторы подачи кислоты; 25 – цистерна с щелочью; 26 – мерник щелочи; 27 – эжектор подачи щелочи; 28 – насос взрыхления; 29 – насос отмывки; 30 – насос подачи регенерационного раствора кислоты; 31 – насос подачи регенерационного раствора щелочи; 32 – насос подачи воды на отмывку

## Заключение

В настоящее время наблюдается непрерывно возрастающая деградация качества воды природных источников, как поверхностных, так и подземных, из-за увеличивающегося антропогенного воздействия.

Из-за воздействия сельскохозяйственного производства в природные водоисточники поступают стоки, содержащие пестициды, гербициды, трудноокисляемые органические соединения с животноводческих ферм. Химическая, металлургическая и нефтеперерабатывающая промышленность сбрасывает стоки, содержащие фенолы, формальдегиды, соли тяжелых металлов, нефтепродукты и целый ряд других соединений, представляющих большую опасность для флоры и фауны природных водоисточников и препятствующих их природному самоочищению.

Значительную опасность для природных водоисточников представляет теплоэнергетика, водное хозяйство которой до настоящего времени использует для умягчения воды и обессоливания питьевой воды котлов катионный обмен, регенерационные стоки которого содержат в 3–4 раза больше солей, чем их извлекается из исходной воды в процессе ионного обмена. Можно без преувеличения сказать, что все количество технической поваренной соли, кислот и щелочей, закупаемое для регенерации ионообменных установок, в конечном счете попадает в природные водоисточники, как поверхностные, так и подземные.

До сих пор вопрос чистой воды не стоял так остро, как сейчас, и мало кому приходило в голову сомневаться в «совершенстве» и «прогрессивности» современной технологии и методов очистки воды, которые, казалось, идут «в ногу» со временем. Между тем анализ современной обстановки в области развития новых технологий очистки воды показывает, что это не так.

Традиционные методы очистки питьевой воды – коагуляция с отстаиванием и последующем фильтрованием и обеззараживанием хлором – предназначены для удаления взвешенных и коллоидных веществ и бессильны в отношении истинно растворенных веществ – минеральных солей и продуктов антропогенного воздействия. В некоторых случаях повышение эффективности очистки воды на традиционных сооружениях достигается включением в существующую технологическую схему дополнительных способов очистки, таких как озонирование и сорбция на активном угле, незначительно улуч-

шающих качество обработанной воды и практически не меняющих ее микроэлементный и солевой состав. Такие сложные технологические схемы удорожают и усложняют эксплуатацию сооружений и в большинстве случаев не позволяют достичь требуемого качества обработанной воды, требования к которой непрерывно ужесточаются санитарными органами.

Проблема загрязнения окружающей среды и необходимость проведения мероприятий по ее решению могут оказаться эффективной «движущей силой» развития и внедрения новых «экологически чистых» технологий водоподготовки.

Современным «прорывом» в применении новых технологий является появление и продвижение технологий с применением мембран обратного осмоса, нанофильтрации, ультрафильтрации. Пожалуй, ни одна технология водоподготовки не развивается сейчас так стремительно, как мембраны, и этим они обязаны изменению современного мировоззрения водопроизводителей – сдвига их интересов в сторону экологически чистых производств. Особенно когда выяснилась эффективность мембранных процессов, «незаменимость» в решении проблем питьевого водоснабжения.

Применение таких технологий в питьевом водоснабжении и промышленной водоподготовке в настоящее время становится все более актуальным, а в некоторых случаях и необходимым, в связи с ухудшающимся качеством воды в природных водоисточниках, сильно подверженных антропогенному воздействию, в результате которого в них растут концентрации солей, ядохимикатов, солей тяжелых металлов, радионуклидов и других веществ, удаление которых с помощью традиционных методов водоочистки малоэффективно, а в некоторых случаях просто невозможно.

К этому стоит добавить, что дезинфекция воды после традиционной очистки с использованием в качестве окислителя газообразного хлора в последние годы все более подвергается пересмотру и ограничению в связи с побочными эффектами – образованием токсичных тригалогенметанов, а также недостаточной эффективностью против некоторых патогенов. В настоящее время все большее предпочтение отдается применению гипохлорита натрия и озона. Мембранная очистка с применением обратноосмотических и ультрафильтрационных мембран наряду с удалением из воды токсичных органических и неорганических загрязнений гарантирует и ее обеззараживание.

Существующие ионообменные технологии также находятся в постоянном развитии. Совершенствуются ионообменные материалы

и технологии их применения, совершенствование направлено на снижение потребления реагентов и соответственно уменьшение солевых сбросов. В области водоподготовки на объектах теплоэнергетики ведется модернизация существующих схем ионного обмена. Осуществляется переход систем умягчения и обессоливания на использование технологии противоточной регенерации, что позволяет в 2 раза и более сократить потребление реагентов. Для продления срока службы ионитов в схемах ионообменного обессоливания начинают широко использовать органопоглотители (скавенджеры). В современной водоподготовке уже наметился переход к «экологически чистым» технологиям XXI в.: вместо «классических» технологий осветления в предочистке применяются мембранные технологии ультрафильтрации; в схемах обессоливания классические технологии ионного обмена уступают место мембранным технологиям обратного осмоса и электродеионизации.

Современные мембранные технологии обратного осмоса позволяют осуществлять эффективную доочистку биологически очищенных стоячих вод и использовать их в техническом водоснабжении.

Современный специалист должен держаться в курсе новых разработок и технологий. Для эффективного применения новых технологий необходимо уметь правильно оценить их преимущества.

## Литература

1. Алексеев Л.С., Гладков В.А. Улучшение качества мягких вод. – М.: Стройиздат, 1994.
2. Алферова Л.А., Нечаев А.П. Замкнутые системы водного хозяйства промышленных предприятий, комплексов и районов. – М., 1984.
3. Аюкаев Р.И., Мельцер В.З. Производство и применение фильтрующих материалов для очистки воды. – Л, 1985.
4. Вейцер Ю.М., Минц Д.М. Высокомолекулярные флокулянты в процессах очистки воды. – М., 1984.
5. Егоров А.И. Гидравлика напорных трубчатых систем в водопроводных очистных сооружениях. – М., 1984.
6. Журба М.Г. Микроорошение. Проблемы качества воды. – М.: Колос, 1994.
7. Журба М.Г. Очистки воды на зернистых фильтрах. – Львов, 1980.
8. Запольский А.К., Баран А.А. Коагулянты и флокулянты в процессах очистки воды / л/о Химия, 1987.
9. Карелин Ф.Н. Обработка воды обратным осмосом. – М.: Стройиздат, 1988.
10. Когановский А.М. Адсорбция и ионный обмен в процессах водоподготовки и очистки сточных вод. – Киев, 1983.
11. Коростелев Д.П. Обработка радиоактивных вод и газов на АЭС. – М.: Энергоатомиздат, 1988.
12. Кульский Л.А. Теоретические основы и технология кондиционирования воды. – Киев, 1983.
13. Кургаев Е.Ф. Осветлители воды. – М.: Стройиздат, 1987.
14. Лапотышкина Н.П., Сазонов Р.П. Водоподготовка и водно-химический режим тепловых сетей. – М., 1982.
15. Линевиц С.Н. Комплексная обработка и рациональное использование сероводородсодержащих природных и сточных вод. – М.: Стройиздат, 1987.
16. Мельцер В.З. Фильтровальные сооружения в коммунальном водоснабжении. – М.: Стройиздат, 1995.
17. Минц Д.М. Теоретические основы технологии очистки воды. – М.: Стройиздат, 1964.
18. Николадзе Г.И., Сомов М.А. Водоснабжение: Учебник для вузов – М.: Стройиздат, 1995. – 688 с.
19. Николадзе Г.И. Улучшение качества подземных вод. – М.: Стройиздат, 1989.



20. Николадзе Г.И. Технология очистки природных вод. – М.: Высшая школа, 1987.
21. Пааль Л.Л., Кару Я.Я. и др. Справочник по очистке природных и сточных вод. – М.: Высшая школа, 1994.
22. Пособие по проектированию сооружений для очистки и подготовки воды (к СНиП 2.04.02-84). – М.: ЦИТП, 1989.
23. Стерман Л.С., Покровский В.Н. Физические и химические методы обработки воды на ТЭС. – М.: Энергоатомиздат, 1991.
24. Тешаев А., Сайдаминов И., Шоимов Ш. Справочник по очистке природных и сточных вод. – Д.: Ирфон, 1985.
25. Фрог Б.Н. Особенности эксплуатации водоподготовительного оборудования предочисток. – М.: МИСИ, 1989.
26. Шевченко М.А., Таран П.Н., Гончарук В.В. Очистка природных и сточных вод от пестицидов / л/о Химия, 1989.
27. Энциклопедия «Инженерное оборудование зданий и сооружений». – М.: Стройиздат, 1994.
28. Яковлев С.В., Красноборожье И.Г., Рогов В.М. Технология электрохимической очистки воды / л/о Стройиздат, 1987.
29. Яковлев С.В., Ласков Ю.М., Николадзе Г.И., Сомов М.А. и др. Российская архитектурно-строительная энциклопедия, том 3, 1996.
30. Лифшиц О.В. Справочник по водоподготовке котельных установок. – М.: Энергия, 1976. – 288 с.
31. Клячко В.А., Апелцин И.Э. Очистка природных вод. – М.: Издательство литературы по строительству, 1971.
32. Апелцин И.Э., Клячко В.А. Опреснение воды. – М.: Издательство литературы по строительству, 1968.
33. Рябчиков Б.Е. Современные методы подготовки воды для промышленного и бытового использования. – М.: Де Липриот, 2004. – 328 с.
34. Сомов М.А., Журба М.Г. Водоснабжение, том 2. Улучшение качества воды: Учебник для вузов – М.: Издательство АСВ, 2008. – 544 с., 295 илл.
35. Дитнерский Ю.И. Процессы и аппараты технической технологии: Учебник для вузов, изд. 2-е. В 2-х кн. – М.: Химия, 1995. – 400 с.
36. Драгинский В.Л., Алексеева Л.П., Гетманцев С.В. Коагуляция в технологии очистки природных вод: Науч. изд. – М.: 2005 – 576 с.
37. Первов А.Г. Современные высокоэффективные технологии очистки питьевой и технической воды с применением мембран, обратный осмос, нанофильтрация, ультрафильтрация: Монография. – М.: Издательство АСВ, 2009. – 282 с.

## Об авторах



**Фрог Борис Николаевич**, доктор химических наук, кандидат технических наук, профессор. Окончил Московский государственный строительный институт им. В.В. Куйбышева по специальности инженер-строитель (водоснабжение и канализация) в 1966 году.

Работал на крупных объектах энергетики: Киришская ГРЭС, Эстонская ГРЭС, Прибалтийская ГРЭС, Тольяттинская ТЭЦ, Саратовская ТЭЦ, Молдавская ГРЭС. Руководил реконструкцией очистных и гидротехнических сооружений на

Архангельском целлюлозно-бумажном комбинате, Котласском целлюлозно-бумажном комбинате, Сыктывкарском лесопромышленном комплексе, Усть-Илимском ЛПК и других объектах.

Работал в экспертной комиссии Минприроды РФ по авариям на Архангельском и Котласском ЦБК. Выполнял работы по мониторингу рек Северная Двина, Вычегда, Сухона и Ангара, изучая влияние выбросов ЦБК на восстановительные процессы этих рек.

Работал в «Центре подготовки и реализации международных проектов технического содействия» Всемирного банка реконструкции и развития в группе реализации этих проектов.

Более двадцати лет руководил научной лабораторией «Интенсификация процессов водоподготовки» в МГСУ, которую сам создал.

С 1961 по 2012 г. работал в Московском Государственном Строительном Университете (МГСУ), являлся заведующим кафедрой «Охрана водных ресурсов» с 2003 по 2011 г. В настоящее время заведующий кафедрой «Строительство систем и сооружений водоснабжения и водоотведения» в Российском Государственном Геологоразведочном Университете имени Серго Орджоникидзе.

Награжден: Дипломом Ломоносовского фонда за разработки в области охраны водных ресурсов, Золотой и серебряной медалями ВВЦ, грамотами ЦК и МГК ВЛКСМ, грамотой МИНВУЗА РФ, медалями: «За доблестный труд» в ознаменование 100-летия рождения В.И. Ленина, «За освоение целинных и залежных земель», «Ветеран труда», «В память 850-летия Москвы», Почетный работник высшей школы РФ, Почетный строитель РФ.

Член Диссертационного Совета МГСУ, имеет более 150 опубликованных работ.



**Перлов Алексей Германович**, доктор технических наук, профессор. Окончил Московский государственный строительный институт им. В.В. Куйбышева (МИСИ) в 1982 году.

В период с 1982 по 2004 г. работал во ВНИИ ВОДГЕО в лаборатории Улучшения качества воды, где в 1989 г. защитил кандидатскую, а в 1997 г. – докторскую диссертацию.

В 1996 г. в качестве руководителя творческого коллектива ВНИИ ВОДГЕО стал Лауреатом Премии Правительства РФ за «Разработку и внедрение

мембранных технологий в практику подготовки питьевой и технической воды». С 2004 г. работает на кафедре Водоснабжения в МГСУ в должности профессора. Основные преподаваемые им курсы: «Технологии очистки природных вод», «Водоснабжение промышленных предприятий» и «Комплексное использование водных ресурсов».

Автор 4 книг и более 350 научных статей и докладов, опубликованных в журналах и материалах научно-технических конференций по очистке воды. Является действительным членом российской академии проблем водохозяйственных наук и российской академии естественных наук.

Основная научная деятельность А.Г. Перлова связана с исследованиями и разработками новых технологий очистки воды, использующих мембранные методы обратного осмоса, нанофильтрации и ультрафильтрации. Под его руководством ведутся работы по созданию систем очистки природных вод, их опреснению и обессоливанию, а также по очистке и повторному использованию сточных вод.

## Оглавление

<b>Предисловие</b> .....	4
<b>Введение</b> .....	6
<b>Раздел 1. Оценка качества природной воды и основных методов ее обработки</b> .....	10
<b>Глава 1. Выбор метода водоподготовки</b> .....	10
1.1. Влияние примесей воды на ее качество .....	10
1.2. Требования к качеству воды, предъявляемые различными потребителями .....	21
1.3. Классификация основных методов водоподготовки, их назначение и области применения .....	26
1.4. Выбор метода водоподготовки. Технологические схемы и сооружение .....	32
<b>Раздел 2. Сооружения станций водоподготовки из поверхностных водоисточников</b> .....	36
<b>Глава 2. Предварительная обработка воды</b> .....	36
2.1. Фильтрация через сетки и ткани .....	36
2.2. Использование биологических процессов в водоподготовке: биореакторов и биосорберов. Конструкции, технологические схемы, расчет .....	42
2.3. Осаждение в поле центробежных сил. Гидроциклоны .....	47
<b>Глава 3. Удаление мутности и цветности. Коагулирование примесей воды</b> .....	54
3.1. Коагуляция. Физико-химические основы коагулирования примесей воды. Регулирование оптимальных условий коагуляции .....	54
3.2. Реагенты, используемые при водоподготовке для коагулирования примесей воды .....	64
3.3. Реагентное хозяйство. Системы хранения, приготовления и дозирования реагентов .....	71
3.4. Контактная коагуляция .....	75
<b>Глава 4. Смешение реагентов с водой. Смесители</b> .....	78

<b>Глава 5. Хлопьеобразование. Камеры хлопьеобразования ...</b>	<b>84</b>
<b>Глава 6. Осветление воды осаждением.</b>	
Теоретические основы. Виды отстойников, конструкции и их расчет .....	92
<b>Глава 7. Осветление в слое взвешенного осадка.</b>	
Осветлители. Конструкции и расчет .....	106
<b>Глава 8. Обработка воды фильтрованием.</b>	
Теоретические основы. Конструкции и расчет фильтров .....	121
8.1. Теоретические основы очистки воды фильтрованием через зернистые материалы .....	121
8.2. Фильтрующие материалы .....	125
8.3. Распределительные системы фильтровальных аппаратов .....	129
8.4. Расчет скорых фильтров .....	131
8.5. Промывка фильтровальных аппаратов .....	135
8.6. Современные конструкции фильтровальных аппаратов. Фильтры с плавающей загрузкой .....	138
<b>Глава 9. Контактные осветлители, их конструкции и расчет .....</b>	<b>145</b>
<b>Глава 10. Флотация. Теоретические основы. Конструкции и расчет флотаторов .....</b>	<b>151</b>
<b>Глава 11. Электрокоагуляция. Теоретические основы. Аппаратное оформление процесса .....</b>	<b>156</b>
<b>Глава 12. Мембранная микроультрафильтрация для очистки природных вод .....</b>	<b>158</b>
12.1. Типы мембран и мембранных аппаратов .....	158
12.2. Теоретические основы процесса ультрафильтрации .....	160
12.3. Конструирование и расчет мембранных установок ультрафильтрации .....	168

<b>Глава 13. Проектирование систем оборота промывной воды скорых фильтров, контактных осветлителей и систем ультрафильтрации, обработка осадка ....</b>	<b>175</b>
13.1. Оборот промывных вод очистных сооружений .....	175
13.2. Обработка и утилизация осадка промывных вод .....	175
<b>Глава 14. Обеззараживание воды .....</b>	<b>179</b>
14.1. Классификация методов обеззараживания воды .....	179
14.2. Хлорирование воды сильными окислителями .....	180
14.3. Обеззараживание воды бактерицидными лучами (ультрафиолетовое обеззараживание) .....	193
<b>Глава 15. Дезодорация воды. Удаление из воды растворенных органических веществ .....</b>	<b>198</b>
15.1. Привкусы и запахи воды .....	198
15.2. Дезодорация воды аэрацией .....	200
15.3. Удаление из воды привкусов и запахов с помощью окислителей .....	202
15.4. Дезодорация воды сорбцией .....	206
15.5. Окислительно-сорбционный метод обработки воды .....	209
<b>Глава 16. Борьба с застарением и коррозией труб и оборудования систем водоснабжения. Стабилизационная обработка воды .....</b>	<b>212</b>
16.1. Стабильность воды по карбонату кальция. Углекислотные равновесия .....	212
16.2. Индексы стабильности (Ланжелье, Ризнера, и Сноинка-Джексона) .....	213
16.3. Коррозия труб. Борьба с коррозией .....	217
16.4. Стабилизационная обработка воды (ингибирование, подкисление, подщелачивание, контактная стабилизация, магнитная и ультразвуковая обработка) .....	218
<b>Раздел 3. Сооружения станции водоподготовки из подземных источников .....</b>	<b>225</b>
<b>Глава 17. Удаление железа и марганца .....</b>	<b>225</b>
17.1. Теоретические основы удаления из воды железа .....	225



17.2. Классификация методов обезжелезивания и их описание .....	228
17.3. Деманганация воды .....	237
<b>Глава 18. Удаление из воды растворенных газов (углекислоты, кислорода, сероводорода) .....</b>	<b>244</b>
<b>Глава 19. Фторирование и дефторирование воды .....</b>	<b>257</b>
<b>Глава 20. Удаление из воды кремниевой кислоты .....</b>	<b>265</b>
<b>Раздел 4. Умягчение, опреснение и обессоливание воды .....</b>	<b>269</b>
<b>Глава 21. Теоретические основы умягчения воды, классификация методов .....</b>	<b>269</b>
<b>Глава 22. Реагентные и термохимические методы умягчения .....</b>	<b>272</b>
<b>Глава 23. Ионнообменные методы умягчения .....</b>	<b>280</b>
23.1. Теоретические основы процесса ионного обмена .....	280
23.2. Характеристики ионитов .....	281
23.3. Основные закономерности процесса ионного обмена .....	289
23.4. Регенерация ионитовых фильтров .....	295
23.5. Схемы установок ионнообменного умягчения воды .....	302
23.6. Оборудование ионнообменных установок .....	307
23.7. Технологические расчеты ионнообменных фильтров в различных схемах умягчения воды .....	315
<b>Глава 24. Опреснение воды, обессоливание воды, классификация методов и технологий опреснения .....</b>	<b>326</b>
<b>Глава 25. Выпаривание (дистилляционные методы) .....</b>	<b>330</b>
25.1. Теоретические основы опреснения воды методом дистилляции .....	330
25.2. Классификация, принципы работы и схемы опреснительных дистилляционных установок .....	332
25.3. Накипеобразование в испарителях. Методы предотвращения накипеобразования .....	343

25.4. Общие принципы теплового расчета испарителей .....	352
25.5. Последовательность расчета многоступенчатых дистилляционных установок .....	356
25.6. Кондиционирование воды, полученной на дистилляционных установках .....	363
<b>Глава 26. Ионный обмен. Ионнообменные методы опреснения и обессоливания воды .....</b>	<b>364</b>
26.1. Теоретические основы. Аниониты .....	364
26.2. Технологические схемы и оборудование для обессоливания воды методом ионного обмена .....	369
26.3. Технологические расчеты ионнообменных установок для обессоливания воды .....	380
26.4. Технологические схемы опреснения воды методом ионного обмена .....	384
<b>Глава 27. Мембранные методы умягчения, опреснения и обессоливания воды. Баромембранные и электромембранные методы .....</b>	<b>388</b>
<b>Глава 28. Электродиализ .....</b>	<b>391</b>
28.1. Теоретические основы мембранного переноса. Параметры процесса .....	391
28.2. Мембраны для электродиализа .....	395
28.3. Устройство электродиализных аппаратов .....	398
28.4. Схемы электродиализных опреснительных установок .....	403
28.5. Расчет электродиализных опреснительных установок .....	405
<b>Глава 29. Электродеионизация .....</b>	<b>413</b>
<b>Глава 30. Электродиализ на биполярных мембранах .....</b>	<b>421</b>
<b>Глава 31. Обратный осмос и нанофильтрация .....</b>	<b>423</b>
31.1. Теоретические основы процесса .....	423
31.2. Основные параметры процесса обратного осмоса .....	426
31.3. Мембраны для обратного осмоса .....	428
31.4. Типы мембранных аппаратов и их конструкций .....	429
31.5. Разработка технологических схем предварительной обработки воды перед обратноосмотическими установками .....	435

31.6. Конструирование установок обратного осмоса.....	445
31.7. Технологические расчеты мембранных систем.....	455
31.8. Современные технологические схемы мембранных установок.....	457

## Раздел 5. Специальные методы очистки воды .....460

### Глава 32. Антропогенные загрязнения. Выбор методов

для специальной очистки воды .....	460
32.1. Удаление нитратов и нитритов .....	460
32.2. Удаление из воды аммиака и аммония .....	461
32.3. Удаление из воды бора и брома. Удаление бария, селена, стронция, мышьяка .....	464
32.4. Очистка воды от синтетических поверхностно-активных веществ (ПАВ) .....	470
32.5. Удаление из воды пестицидов, гербицидов, ихтиоцидов и других веществ .....	471
32.6. Очистка воды от радиоактивных веществ.....	471
32.7. Доочистка сточных вод для использования в техническом водоснабжении .....	474

## Раздел 6. Общие вопросы проектирования

### водоочистных комплексов.....477

### Глава 33. Проектирование водоочистных комплексов

водоподготовки .....	477
33.1. Основы выбора технологической схемы, сооружений и реагентов .....	477
33.2. Высотная схема и планировка водоочистных сооружений .....	479
33.3. Принципы компоновки водоочистных комплексов .....	484
33.4. Примеры проектирования станций промышленной водоподготовки.....	487

## Заключение.....494

## Литература .....497

## Об авторах .....499