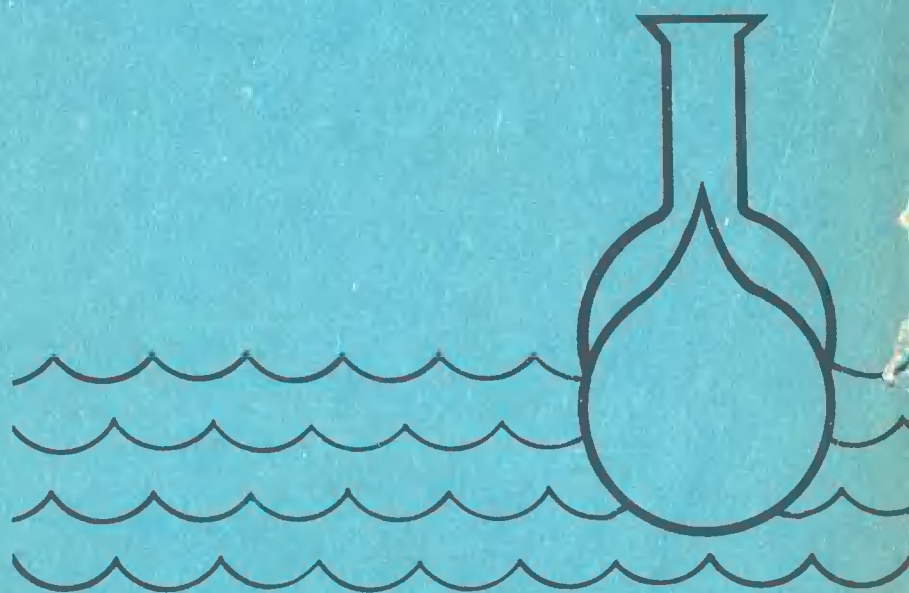


В.Н.Слесаренко

ОПРЕСНЕНИЕ морской ВОДЫ



В.Н.Слесаренко

ОПРЕСНЕНИЕ морской воды



МОСКВА
ЭНЕРГОАТОМИЗДАТ
1991

ББК 31.55
С47
УДК 628.165

Рецензент А. Ю. Дыхно

Редактор издательства М. И. Кузнецова

Слесаренко В. Н.

С 47 Опреснение морской воды.— М.: Энергоатом-издат, 1991.—278 с.: ил.

ISBN 5-283-00115-6

Освещены современные способы опреснения морской воды: термическая дистилляция, обратный осмос, электродиализ, химическое вымораживание и др. Рассмотрены наиболее распространенные конструктивные решения. Приведена методика определения технико-экономической эффективности различных методов опреснения. Широко освещен зарубежный опыт.

Для инженерно-технических работников электростанций и отраслей промышленности, занятых вопросами получения пресной воды для жилищно-коммунального хозяйства и технологических нужд.

С $\frac{2203060000-090}{051(01)-91}$ 160-90

ББК 31.55

ISBN 5-283-00115-6

© Автор, 1991

ПРЕДИСЛОВИЕ

Совершенствование производства во всех отраслях народного хозяйства в значительной степени зависит от рационального использования воды. Водопотребление в СССР за последние три десятилетия увеличилось почти в 4 раза и к 2000 г. достигнет примерно 800—900 км³ в год. Покрытие таких расходов возможно только на основе научно обоснованного, технически грамотного подхода к проблеме реализации и воспроизводства воды. Малоотходные технологические процессы, повторное использование воды, бессточные системы водоснабжения, применение минерализованных вод для охлаждения, восполнение потребностей за счет опреснения морских, солоноватых и сточных вод — вот пути экономии и сохранения пресноводных ресурсов.

Опреснение и обессоливание воды при создании высокоэффективных агрегатно-технологических схем могут в большой степени способствовать решению водохозяйственной проблемы. На современном этапе водоснабжение энергетики, промышленных предприятий, сельского хозяйства только за счет естественных природных пресноводных источников нельзя признать оправданным, оно слишком расточительно. Целесообразнее для этих целей получать воду по оборотной системе или за счет неограниченных запасов морской воды.

Развитие опреснительной технологии на базе широкого комплекса научных исследований достигло высокой степени совершенства. Опреснительные комплексы позволят при их многоцелевом назначении и малых энергозатратах не только производить пресную воду, пригодную как для коммунального, так и для технического использования, но и получать различного рода побочные продукты (поваренную соль, известь, хлор и др.). Это снижает общие затраты на производство воды. Экономическая оценка опреснения как дорогостоящего процесса, в настоящее время не может быть признана правильной, так как за последние годы стоимость получения воды на наиболее совершенных установках составляет 0,3 руб/м³.

Анализ показывает, что в мировой практике используется до 3000 км³ воды в год. Дефицит в воде вызывает наблюдаемое

в наше время возрастание содержания минеральных солей в природных водоемах за счет сброса в них отходов промышленных стоков.

Среди многочисленных путей, по которым идет развитие новой отрасли науки — опреснения морских и соленых вод, можно выделить несколько сложившихся направлений.

Во-первых, это совершенствование организующей структуры рабочего процесса в дистилляционных термических опреснительных установках и создание на этой основе новых конструкций испарительных аппаратов. Основная задача, которая решается в этом случае, — значительное сокращение удельных расходов теплоты и топлива на выработку дистиллята, уменьшение габаритов и массы установок, что снижает расход дорогостоящих металлов, устранение накипеобразования, обеспечение высоких технологических и биологических качеств получаемой воды.

Во-вторых, это разработка технологии опреснения на основе обратного осмоса — процесса, характеризующегося достаточной простотой и низкой себестоимостью производимой пресной воды. Исследования последних лет были направлены на создание мембранных материалов, обладающих по своим физико-химическим свойствам хорошей селективной избирательной способностью и водопроницаемостью при одновременной высокой механической прочности и возможности повышения исходной концентрации опресняемой воды, поступающей в установку, а также обеспечения ее высокой производительности.

Применение для обессоливания обратного осмоса позволяет решить ряд вопросов: получить воду, пригодную для питьевых целей; без дополнительной обработки получить особо чистую умягченную воду для нужд промышленности, а также проводить обработку сбросных стоков.

Развитие промышленных отраслей ведет к возрастанию потребления воды и требует разработки оборотных схем водоснабжения, рациональное решение которых достигается при включении в их цикл опреснительной установки. Основой появления наряду с обратным осмосом такого научного направления, как деминерализация и концентрирование растворов путем электролиза, служит включение работающих на этом принципе установок в схему оборотных систем водоснабжения.

Продолжаются изыскания экономически и термодинамически эффективных методов опреснения, таких, как вымораживание, экстракция, газогидратизация, в которых внимание привлечено к вопросам технологии отмывки кристаллов льда, теплообмену и разделению сред, участвующих в процессе.

Научные достижения в решении проблемы опреснения морских и соленых вод за последние годы весьма значительны, на что указывают такие данные: число дистилляционных опреснительных установок большой производительности в мире достигло

примерно 1000, обратноосмотических — 350, электродиализных — 100, а химического вымораживания — 25, их общая выработка по пресной воде превысила 9,3 млн. м³/сут.

Научный и практический интерес к решению проблемы опреснения и обессоливания резко возрастает, чему способствуют результаты работ Б. Н. Ласкорина, Ю. И. Дытнерского, Л. А. Кульского, Г. А. Ягодина, В. Д. Грибенюка, К. М. Салдадзе, Е. И. Таубмана, В. П. Дубяга, Ф. Н. Карелина, сотрудников СвердНИИхиммаша (В. Г. Шацилло, В. Б. Чернозубова, В. Л. Подберезного и др.).

К настоящему времени достижения по разработке теоретических положений процессов опреснения и их реализации в действующих установках весьма значительны, и поэтому автор ставил цель систематизировать и обобщить те результаты, которые получены при решении непростых задач, касающихся проблемы опреснения. На основе опыта создания отечественных и зарубежных типов опреснительных установок, работающих по различному принципу (термическая дистилляция, обратный осмос, электродиализ, вымораживание, экстракция и др.), мы стремились показать читателю положительный опыт, полученный в этой важной народнохозяйственной проблеме, и привлечь внимание к дальнейшему расширению фундаментальных поисковых исследований в этом направлении.

Автор выражает глубокую благодарность кандидату технических наук А. Ю. Дыхно за все замечания, высказанные им при рецензировании книги.

Вопросы, излагаемые в монографии, весьма разнородны и многоплановы, что, естественно, может вызвать замечания и пожелания со стороны читателей, их автор примет с большой благодарностью по адресу: 113114, Москва, Шлюзовая наб., 10, Энергоатомиздат.

Автор

ЗНАЧЕНИЕ И ЦЕЛЕСООБРАЗНОСТЬ ВОДОСНАБЖЕНИЯ ЗА СЧЕТ ОПРЕСНЕННЫХ ВОД

1.1. ПРИРОДНЫЕ ЗАПАСЫ ВОД ПРЕСНОВОДНЫХ И МОРСКИХ ИСТОЧНИКОВ

Научно-технический прогресс во всех отраслях народного хозяйства выдвинул ряд проблем, решению которых десятилетиями не уделялось должного внимания. Это прежде всего относится к вопросам рационального использования природных ресурсов, экономии всех видов энергии, охраны окружающей среды. Существующая в природе самовосстанавливающаяся система жизнеобеспечения может успешно функционировать лишь при условии, что человек будет правильно взаимодействовать с ней. Однако если в настоящее время мы сконцентрировали свое внимание на экономии топлива, охране водного и воздушного бассейнов от загрязнений, то почти полностью упускаем вопрос о расходах такого бесценного дара природы, как вода. Вода — незаменимый продукт природы, от которого зависит жизнь и деятельность людей, поэтому необходим правильный, продуманный подход к использованию водных ресурсов.

Быстрый рост городов, предприятий и развитие сельского хозяйства привели к резкому возрастанию потребления воды на технические и бытовые нужды, которое за последние 25 лет увеличилось в 3,5 раза и составило около 400 тыс. м³ в год. По среднему многолетнему стоку (табл. 1.1) пресноводных источников СССР занимает второе место в мире. С учетом поступлений с территорий прилегающих стран этот сток составляет 4700 км³/год — это примерно 12% мирового речного стока.

Таблица 1.1. Водобеспечение крупнейших стран мира

Страна	Средний многолетний сток, км ³	Удельный расход воды на одного жителя, тыс. м ³ /год	Страна	Средний многолетний сток, км ³	Удельный расход воды на одного жителя, тыс. м ³ /год
СССР	4384*	17,1	Канада	2740	128
Китай	2880	3,8	Бразилия	5668	59,5
США	2345	11,4	Индия	1586	2,9

* Собственная территория

Территориальный разброс основных водных артерий страны приходится на восточные районы, сосредоточившие 80% водных ресурсов, в то время как большая часть населения проживает в европейской части, где доля речного стока равна 20%. Водообеспеченность для всей территории СССР составляет около 200 тыс. м³ на 1 км².

Резкий рост выпуска продукции во всех сферах производства, в особенности в целлюлозно-бумажной и химической промышленности, привел к возрастанию потребления воды. Предприятия целлюлозно-бумажной промышленности по отношению ко всем другим отраслям расходуют до 70% воды. На производство 500 т целлюлозы в сутки необходимо затратить 100 тыс. м³ воды, что равноценно водообеспечению города с населением в 500 тыс. человек.

Значительный водоотбор в местах разработки полезных ископаемых (угля, руды) вызвал существенное изменение в дебете пресноводных источников. Искусственное заводнение нефтеносных и газовых пластов потребовало больших расходов воды и снизило качественные характеристики водоносных подземных горизонтов.

Особое место в потреблении воды занимает сельское хозяйство: на орошение земель расходуется 50—60% объема, необходимого всему народному хозяйству, что составляет примерно 2100 тыс. м³ в год. Дефицит в воде усугубляет деградацию качества ее в пресноводных источниках промышленными и бытовыми стоками. Промышленные отходы, сбрасываемые различными производствами во всем мире на водоаккумулирующие пространства и поверхность земли, достигли 34 млрд. м³/год. Объем сточных вод к 2000 г. возрастет примерно в 16 раз, что приведет к повышению минерализации пресноводных водоемов. В таких реках, как Северный Донец, Волга, Кама, в настоящее время содержание солей колеблется от 1100 мг/л до 2—3 г/л [44].

Показательным является засоление вод Днепра предприятиями Западного Донбасса и Криворожского бассейна, которые сбрасывают свои стоки в количестве до 3 млн. м³. Открытые способы добычи угля приводят к резкому возрастанию загрязнения пресноводных источников и вскрытию подземных водоносных слоев, вызывая значительные утечки ее из мест потребления, что особенно сказывается на водоснабжении сельскохозяйственных районов. На качество природных вод оказывают влияние промышленные, сбросные воды, которые без соответствующей обработки на очистных сооружениях поступают на пресноводные акватории. Минерализация таких промстоков доходит до 5,5 г/л, что делает источники, в которые они сбрасываются, непригодными к последующему использованию. Засолению водоемов способствуют сбросы вод сельскохозяйственных угодий с большим

количеством химических удобрений. Так, в районах Средней Азии содержание воды выросло до 1 г/л и более.

Необходимо отметить, что водозабор на орошаемое земледелие растет, что приведет к значительному ее дефициту во многих районах страны. Так, только по Украинской ССР он в ближайшее время составит около 30 км³ в год. Расчеты показывают, что исходя из запасов воды на планете на одного ее жителя приходится 350 млн.м³ соленых и солоноватых вод и около 30 тыс. м³ пресных. Резкими темпами растет промышленное водопотребление, которое к концу века составит почти 32% общего; в 10—12 раз увеличится ее расход в сельском хозяйстве.

Удельные расходы воды в мире (м³/чел.) в год можно характеризовать следующими значениями соответственно в 1980 и 2050 гг.: бытовые — 47, 113; промышленные — 207, 517; сельскохозяйственные — 524, 772. Суммарное водопотребление на одного жителя земли за 100 лет возрастет с 780 до 1670 м³. Приведенные данные позволяют сказать, что к концу XX века 13% суммарного годового стока рек земного шара составит общий расход воды в мире. Около половины потребляемой на хозяйственные нужды воды в настоящее время теряется [17]. Проблема воды стала столь значительной, что к ее решению следует относиться с большим вниманием, чем это делается по отношению к топливу, так как вода сегодня более дефицитна. Ниже приведены данные годового потребления воды по районам:

Район	Потребление, тыс. м ³ /год
РСФСР	16,4
Южные районы УССР	2,8
Казахстан	35,9
Узбекистан	14,2
Молдавия	0,2
Туркмения	29,5

Ряд районов нашей страны способен покрывать дефицит в водоснабжении за счет подземных и морских вод повышенной минерализации, которые совместно с традиционными пресноводными источниками способны стать значительным резервом восполнения запасов воды.

Потенциальные ресурсы подземных вод повышенной минерализации весьма велики. Так, для южных районов СССР на площади 3,6 млн км² они составляют 3 тыс. м³/с, при наличии пресных вод — около 2 тыс. м³/с. По данным М. Р. Никитина на территории Амударьинского, Прикаспийского, Днепро-Донецкого, Северо-Аральского, Мангышлак-Устаргского и ряда других гидрогеологических районов СССР горизонты солоноватых и подземных вод от 4 до 20 раз превышают запасы пресных вод [22]. В этих районах опреснение воды — единственный источник водоснабжения.

При разработке эффективной и экономической технологии переработки возможно их рациональное использование в промышленности и сельском хозяйстве. Техническое водоснабжение промышленности в силу сложности проводимых процессов приводит к значительному росту количества сточных вод, очистка которых требует создания сложных сооружений или разработки специальных систем безотходной технологии водоснабжения. Так, предприятия нефтеперерабатывающей промышленности в течение года сбрасывают в водоемы до 220 млн. м³ стоков с концентрацией около 10 г/л.

Из систем водоподготовки тепловых станций в естественные водоемы поступает примерно 160 млн. м³/год, соленых вод с количеством выносимых солей — до 2 млн. т/год.

Уменьшение загрязнений водоемов промышленными стоками может быть успешно решено при создании замкнутых систем потребления воды, в состав которых войдут установки для деминерализации. При таких условиях некоторая часть (0,2—0,3% расхода оборотной воды) подвергается опреснению, что при годовом обороте воды в промышленности 300 млрд. м³ потребует создания опреснительных установок с производительностью до 1 млрд. м³/год.

Стоимостные затраты на очистку сточных вод различными способами, включая опреснение, можно представить следующими данными: при ионном обмене себестоимость очистки составляет 0,5 руб/м³, при кристаллизации — 10 руб/м³. Удельные капитальные затраты составляют 50—1800 руб/м³ для установок с производительностью 100—900 м³ воды в сутки. Высокой себестоимостью характеризуются такие методы очистки, как окисление, восстановление, нейтрализация, химическое осаждение, значение которой достигает 0,2—1,5 руб/м³ при затратах 40—700 руб/м³ при относительно малых производительностях (100—200 м³/сут), в то время как для опреснительных установок большой производительности себестоимость равна 0,3—0,65 руб/м³.

Сооружение протяженных водопроводов от пресноводных водохранилищ экономически малоэффективно, если удельные затраты достигают 25—70 коп/м³. Удельные капитальные затраты на строительство водопроводов в 2—5 раз больше (300—4500 руб/м³), чем на сооружение опреснительной станции (150—800 руб/м³), при многократной экономии металла.

В ряде районов СССР при особо сложных метеорологических и естественных природных условиях доставка воды осуществляется различными видами транспорта, что влечет к расходу больших денежных средств. Так, подвозка воды транспортным флотом колеблется от 7 до 20 руб/м³, автотранспортом — 15—20 руб/м³, авиацией — 150—250 руб/м³.

Интенсификация промышленного производства и сельского

хозяйства на период до 2000 года потребует значительных расходов пресной воды, что приведет к возрастанию ее дефицита. Если в настоящее время на одного жителя земли мы располагаем 29 тыс. м³ пресной воды, то к 2050 году ее доля сократится в 2—3 раза. Из-за отсутствия достаточных количеств пресной воды сдерживается освоение ряда перспективных в промышленном и сельскохозяйственном отношении районов.

Воды повышенной минерализации используются и без соответствующей обработки. Эта проблема требует дальнейшего внимания и разработки новых сфер привлечения морских, соленых и солоноватых вод к производству. Опыты П. П. Ступаченко [46] по упрочению бетона при замесах на морской воде подтвердили существенное возрастание его долговечности; подобный опыт имеется во Франции, Бельгии, Англии. Большая роль такой воде отводится в энергетике, где уже сегодня она используется при охлаждении конденсаторов, а также при транспортировке сырья и различных отходов, обогащении полезных ископаемых в горнорудной и металлургической промышленности. Особый интерес представляют исследования и практика привлечения соленых и солоноватых вод для сельскохозяйственного производства. Так, в некоторых районах эффективным оказывается полив культур водой с минерализацией до 5—6 г/л.

Расширение исследований по рациональному применению минерализованных вод в народном хозяйстве приведет к значительному сокращению возрастающего дефицита в пресной воде. Расчеты показывают, что на его покрытие в настоящее время суммарная производительность установок переработки морских, промышленных сточных, подземных соленых и солоноватых вод составляет около 3 млрд. м³ в год. Растущий дефицит в пресной воде на всех уровнях ее потребления может быть ликвидирован, если проблему водоснабжения решать комплексно за счет правильного использования ресурсов пресных вод с созданием систем безотходной технологии очистки, переброски ее из районов, обладающих значительными избытками, а также с опреснением минерализованных вод, как подземных, так и поверхностных, запасы которых практически неограниченны.

Природа щедро одаряет нас там, где в трудных испытаниях при освоении ее природных богатств мы ищем все новые и новые ключи к ее тайнам. Человек пока не сумел полностью раскрыть секрет, как извлечь из неограниченных запасов морских и соленых вод ту ее часть, которая так нужна ему сегодня и в будущем.

Любые природные воды по своему составу не являются абсолютно чистыми и содержат растворенные в них солевые компоненты, газы и примеси, при этом содержание их в воде различно, что и определяет степень минерализации. В основу классификации природных вод можно положить границы пре-

дельно допустимой концентрации солей, присутствующих в воде. В соответствии с таким подходом приведена возможная оценка вод нашей планеты.

Вода	Предельная степень минера- лизации, г/л
Пресная	До 1
Слабосоленоватая	1—3
Среднесоленоватая	3—5
Сильносоленоватая	5—10
Слабосоленая	10—15
Соленая и морская	15—45
Рассол	Свыше 45

Минерализованные воды в естественном виде находят различное применение, что зависит от общего количества находящихся в них солей. Для питьевых и хозяйственных нужд, коммунального хозяйства, орошения допустимо использование слабосоленоватых вод без их специальной подготовки, остальные воды, кроме морских и соленых, — только в особых случаях. При соответствующей технологической подготовке все соленоватые, соленые и морские воды становятся доступными для любого целевого назначения.

Большой опыт прямого использования соленоватых и даже морских вод в сельском хозяйстве накоплен рядом засушливых районов зарубежных стран. Такие сельскохозяйственные культуры, как некоторые злаки, томаты, капуста и ряд других, имеют высокую степень выживания всходов до 70—90% при их поливе водой с содержанием солей до 8—10 г/л. Сочетание песчаных грунтов и полив соленой водой позволяет в несколько раз повысить урожайность традиционных культур. Так, в Индии при орошении песчаных земель с площади 8,6 млн. га получают 2—2,5 млн. зерна при концентрации солей в воде до 20 г/л. По данным Р. А. Крыжановского в СССР ведутся работы по обработке почв и растений минерализованными водами применительно к прибрежным районам Эстонии, Азербайджана, Дагестана.

Наибольшее потребление вод с повышенным солесодержанием приходится на долю промышленности и коммунального хозяйства. Так, только теплоэнергетическими установками ТЭЦ, КЭС, АЭС расходуется 75% общего объема всего их водопотребления. Естественно, что покрытие возрастающего дефицита в пресной воде частичным прямым расходом соленоватой и морской воды не решает проблемы водообеспечения.

Перспективная оценка потребностей в воде на земном шаре к 2000 г. указывает, что годовая ее необходимость возрастет в 2 раза и составит около 15 000 км³, что равно примерно 1/3 всех запасов планеты, а при имеющем место невозобновляемом водопотреблении к 2230 г. человечество может исчерпать пресно-

водные ресурсы. Восполнение неуклонно увеличивающегося дефицита в воде возможно на базе разработки эффективной как в технологическом, так и в экономическом отношении техники опреснения воды с одновременным созданием систем безотходной переработки.

Если привести в систему факторы, определяющие необходимость привлечения минерализованных вод к использованию во всех сферах деятельности человека как без, так и с последующей обработкой, то они заключаются в следующем.

1. Полное или частичное отсутствие пресноводных источников водоснабжения.

2. Рост народонаселения и коммунальных потребностей в воде.

3. Развитие отраслей промышленности с повышенным расходом воды.

4. Интенсификация сельского хозяйства и перевод его на промышленную основу с широким применением орошаемого земледелия.

5. Охрана окружающей среды в связи с возрастающими количествами сточных вод промышленного и сельскохозяйственного производства.

6. Увеличение числа районов с отсутствием возможности строительства пресноводных аккумуляторов воды.

7. Высокая стоимость строительства водохранилищ и водоводов из-за их отдаленности от источника водоснабжения.

8. Исключение зависимости водоснабжения от метеорологических условий местности.

9. Комплексное безотходное извлечение побочных компонентов с последующей переработкой и созданием агротехнических производств.

Как видно из такой систематизации, при наличии высокоэффективных технологических схем, способных очищать, опреснять воду и доводить ее до состояния, свойственного пресной воде, или более высокого качества, растущий дефицит исчезнет.

Решение проблемы воспроизводства запасов пресной воды должно осуществляться на основе создания систем очистки сточных вод, опреснения солоноватых, соленых и морских, а также разработки экономически оправданных безотходных технологий, включающих в себя схемы как первого, так и второго назначения. Современные достижения науки и техники способны сегодня решать задачи, выдвигаемые этой проблемой.

1.2. СПОСОБЫ ПОЛУЧЕНИЯ ПРЕСНОЙ ВОДЫ И ИХ КЛАССИФИКАЦИЯ

Создание экономически обоснованной агрегатно-технологической системы использования минерализованных вод требует

рассмотрения таких методов их переработки, которые были бы целесообразны для реализации в народном хозяйстве. Из анализа технологии приготовления пресной воды из вод повышенной минерализации следует прежде всего выделить те технологии, которые нашли реальное применение и дают ощутимый эффект в покрытии возрастающего дефицита. К ним относятся дистилляция, обратный осмос, электродиализ, ионный обмен, гелио-опреснение. Эффективность опреснительных установок этой группы определяется количеством производимой воды, затратами энергии на ее получение и себестоимостью. Совершенствование возможно за счет улучшения конструктивных и технологических решений при разработке устройств опресняющих воды. При реализации этих методов достигнуты значительные успехи, что позволило довести выработку пресной воды до $2,7 \text{ км}^3/\text{год}$ при суточной производительности $9,3 \text{ млн. м}^3$. Этому способствовал принципиально новый способ организации поступления исходной воды в дистилляционных установках — плёночное течение. Этот способ позволил применить трубные поверхности со специальным профилем, снизить накипеобразование, заменить дорогостоящие цветные металлы в конструктивных элементах на алюминиевые сплавы.

В электродиализных и обратноосмотических установках достигнуто значительное увеличение их производительности на один агрегат, увеличена механическая прочность мембран за счет более совершенной технологии их изготовления, что позволило поднять допустимые пределы давления подаваемой исходной воды. Появилась возможность комбинирования дистилляционного и мембранного способов опреснения, что дает определенное снижение себестоимости получаемой воды. Предложены схемы по комплексной выработке электрической, тепловой энергии и опреснению воды с последующим извлечением из рассолов отдельных химических элементов, что исключает сброс больших концентрированных масс воды и загрязнение окружающей природной среды.

Наряду с созданием установок промышленного значения, вырабатывающих значительное количество пресной воды, ведется освоение таких методов, как экстракция, кристаллогидратные процессы, замораживание.

Исследование и опытно-промышленное решение показали, что в перспективе будут созданы более надежные в эксплуатации технологические схемы, которые станут конкурентоспособными с действующими установками, обеспечив более низкую стоимость опресненной воды.

Установлено, что по техническим (слабая коррозия, отсутствие накипеобразования, исключение предварительной обработки воды), экономическим (малые поверхности нагрева, простота и дешевизна конструктивных элементов) и энергетическим

показателям (низкие удельные расходы энергии на собственные нужды, незначительное потребление тепловой энергии) химические методы обладают преимуществами по сравнению с термическими [15].

Технология опреснения воды этими методами имеет ряд недостатков, устранение которых требует дальнейших экспериментальных и теоретических исследований, а также новых достижений в технике изготовления отдельных элементов. Так, не решены вопросы эффективной промывки и плавления льда, конденсации химических агентов участвующих в процессе опреснения, удаления их остатков, влияния исходной концентрации воды на экономичность. Для доведения результатов до промышленного уровня потребуются длительный срок и большое внимание исследователей.

Стремление подойти к решению проблем опреснения воды другими методами породило ряд новых идей, которые пока не вышли за пределы лабораторных результатов. К ним можно отнести биологические, физические, химические, электрохимические пути воздействия на минерализованную воду. Так, рассматривается осаждение солей различными химическими агентами, взаимодействие электромагнитного поля и излучения с опресняемой водой, электрохимическая адсорбция и ряд других [33].

В современной технологии опреснения сточных, солоноватых и соленых подземных вод, вод морей и океанов можно выделить классификационную структуру, построение которой определяется следующими признаками:

I. По характеру процесса.

1. С изменением агрегатного состояния опресняемой воды: термическое (дистилляция, гелиоопреснение); с использованием холода (естественное и искусственное вымораживание).

2. Без изменения агрегатного состояния:

химическое (ионный обмен, осаждение солей с помощью реагентов, электролиз);

мембранное (электродиализ, обратный осмос);

экстракционное и адсорбционное (экстракция органическими растворителями, газогидратная экстракция, адсорбция на пористых электродах);

биологическое (с использованием водорослей, живых организмов, бактерий).

II. По потребляемой энергии.

1. От тепловых источников (ТЭЦ, КЭС, АЭС, котельные, ДВС, компрессорные, газовые турбины).

III. По назначению и использованию.

1. Одноцелевые (получение пресной воды опреснением, очистка сточных вод).

2. Многоцелевые (выработка электроэнергии, теплоты, воды и извлечение побочных продуктов).

3. Сфера использования (промышленное, коммунальное, сельскохозяйственное).

IV. По конструктивному использованию.

1. Построенные на основе одного метода опреснения.

2. Комбинированные.

3. Одноступенчатые, многоступенчатые, однорядные, многорядные, вертикальные, горизонтальные.

Значение проблемы опреснения минерализованных вод подтверждается постоянным увеличением суммарной производительности действующих установок в мире с наблюдаемыми значительными темпами роста:

Год	Производительность, млн. м ³ /сут	Год	Производительность, млн. м ³ /сут
1960	0,24	1980	7,5
1970	1	1985	10
1975	2	1990	15

Все большее количество стран вводит в эксплуатацию опреснители больших мощностей. В табл. 1.2 приведены суммарные производительности различного типа установок, опресняющих воду. При этом они в большей своей части работают на морской воде (90%), соленых и солоноватых подземных водах (5—7%), а также сточных и дренажных водах промышленных предприятий.

Основной причиной, сдерживающей широкое использование морских и минерализованных вод, является высокая стоимость получения конечного продукта — пресной воды.

Наряду с этим стоимость воды пресноводных источников за последние годы существенно возросла. Достаточно сказать, что для отдельных районов нашей страны она колеблется в интервале 3—70 коп/м³, т. е. становится сопоставимой со стоимостью опреснения морской воды.

Совершенствование технологии опреснения, создание новых типов установок, разработка новых принципов и более совершенных схем способствуют неуклонному росту экономической эффективности. Если в 1969 г. стоимость 1 м³ опресненной воды составила 1—1,5 руб., то в настоящее время — 0,65 коп.

Это обусловлено рядом технологических и конструктивных факторов: высокая единичная производительность установок, повышение степени использования энергии, многоцелевое назначение, взаимодействие с АЭС. Рост объемов опресненной воды и дефицит органического топлива при наличии избытков теплоты на АЭС делают их наиболее перспективным типом энергоисточника для опреснительной установки. Это подтверждается строительством в ряде стран установок большой производительности при АЭС: СССР — 600 000 и 1 150 000 м³/сут, США — 570 000 и 3 780 000 м³/сут, Израиль — 141 000 м³/сут, Греция —

Таблица 1.2. Производительность опреснительных установок мира, м³/сут

Страна	Процесс			
	Дистилляция	Обратный осмос	Электро-диализ	Суммарная производительность, м ³ /сут
Бахрейн	21 474	4739	10 722	36 935
Иран	269 040	26 076	4308	299 424
Ирак	12 003	17 700	12 696	42 399
Кувейт	493 471	8112	3281	504 864
Ливан	1821	227	—	2048
Оман	25 496	3275	908	29 679
Катар	211 632	273	—	211 905
Саудовская Аравия	2 316 730	333 938	55 266	2 705 934
Объединенные Арабские Эмираты	694 675	10 186	3484	708 345
Алжир	61 600	64 615	7448	133 633
Египет	5037	4120	3164	12 321
Ливия	287 833	20 673	49 780	358 286
Судан	976	—	—	976
Тунис	3398	383	2816	6597
Гонконг	181 680	1651	—	183 331
Индонезия	20 657	—	—	20 657
Малайзия	4845	682	—	5527
Сингапур	6004	4420	—	10 424
СССР	249 600	—	50 000	299 600
Таиланд	2351	2066	—	4417
Мексика	34 004	21 619	—	55 623
Перу	13 195	114	—	13 936
Италия	143 492	8051	23 288	174 831
ФРГ	13 936	—	—	13 936
Нидерланды	61 350	10 400	—	71 750
Испания	37 950	—	—	37 950
Австралия	51 780	—	—	51 780
Венесуэла	—	7560	—	7560
Греция	—	—	15 000	15 000
Израиль	37 850	—	—	37 850
Антильские острова	89 268	—	—	89 268
США	233 000	265 200	540 530	1 038 730
Япония	100 000	13 400	12 000	125 400
Итого	6 686 075	1 774 740	892 112	9 353 022

190 000 м³/сут. Прогнозы показывают, что стоимость получаемой пресной воды к 2000 г. может составить 5 коп. за м³. Такая оценка позволяет сказать, что в ближайшей перспективе затраты при получении воды как от пресноводных источников, так и на опреснительных установках станут сопоставимыми.

Опреснение — сложный и энергоемкий процесс. При разработке систем для его реализации требуется решать большое количество весьма сложных задач: снижение накипеобразования, исключение коррозионного износа оборудования, переработка или удаление остаточных рассолов.

Последняя из этих задач имеет большое значение, так как при выбросе рассола на морскую акваторию или земельные территории наносится ущерб экологическим системам. Природные зоны не способны восстановить первоначальное равновесие, что вызывает серьезные отклонения в развитии флоры и фауны в тех районах, где возможны выбросы рассола. Эта проблема должна находить комплексное решение за счет создания агропромышленных комплексов с безотходной технологией опреснения воды.

При современном состоянии вопроса для захоронения рассолов потребуется значительная территория суши или прибрежная зона морей. Так, по данным Р. А. Крыжановского для опреснительной установки производительностью $5000 \text{ м}^3/\text{сут}$ площадь отторжения составит 7,5 га, а при $100\,000 \text{ м}^3/\text{сут}$ — 150 га.

Прибрежные акватории, на которые производится сброс рассола, страдают от теплового и солевого загрязнения, что приводит к уменьшению кислорода в воде и гибели растительного и животного мира. Из-за вредного влияния рассола на экосистемы требуется соблюдение температурных режимов, которые допускаются в пределах $28\text{—}30^\circ \text{C}$.

Допустимая соленость воды в зонах выброса рассола должна учитываться в зависимости от пород рыб, мигрирующих в этом районе, так как проводимые оценки показывают, что для каждой породы она различна [17].

Схема опреснительной установки должна учитывать и рациональный водозабор исходной воды, поступающей с морской акватории, так как вода содержит большое количество зоо- и фитопланктона, икринки и молодь рыб.

Важной особенностью получаемой в процессе опреснения воды является ее дальнейшая практическая пригодность. Многолетний опыт эксплуатации опреснительных установок показывает, что наилучшими качествами характеризуется вода, вырабатываемая при термической дистилляции с полной деминерализацией и обеззараживанием, что позволяет в последующем готовить из нее воду питьевого качества. После опреснения воды на электродиализных установках в ее составе содержатся повышенные количества бора и брома, вредных для здоровья человека, что не позволяет использовать ее для питьевых нужд. При обратноосмотической технологии опреснения обеззараживание воды достаточно высокое, однако задержание такого элемента, как бор, составляет не более $10\text{—}20\%$, что приводит к необходимости усложнения опреснительной установки для доведения получаемой воды до нужного качества.

Проблема опреснения требует комплексного и всестороннего анализа, так как решает не только задачи воспроизводства пресной воды, и поэтому должна рассматривать энергетические, технологические, экологические и гигиенические аспекты.

ТЕРМИЧЕСКАЯ ДИСТИЛЛЯЦИЯ МОРСКОЙ ВОДЫ

2.1. ТЕРМОДИНАМИКА ПРОЦЕССА ОПРЕСНЕНИЯ

Процесс опреснения морской воды в значительной степени определяется затратами энергии, участвующими в превращении исходного рабочего тела в конечный продукт. Расход энергии зависит от потерь, которые возникают при создании «движущих сил» процесса: разности температур, разности давлений и т. п. Чем меньше их доля, тем совершеннее опреснительная установка. Извлечение пресной воды из морской осуществляется при их разделении, оцениваемом минимальной работой в обратимом изобарно-изотермическом процессе:

$$E_{\text{мин}} = - \frac{RT_0}{n_2 - n_1} \int_{n_1}^{n_2} \ln a_v dn, \quad (2.1)$$

где n_1 , n_2 — начальное и конечное числа молей раствора; T_0 — температура, при которой протекает процесс, К; a_v — активность воды.

Минимальная энергия, затрачиваемая при разделении воды и солей, увеличивается при повышении температуры и концентрации исходной воды. При приближении температуры процесса к температуре окружающей среды затраты расходов энергии (эксергии) уменьшаются, что позволяет поднять энергозначимость принятого способа опреснения. Критерием термодинамической эффективности различных опреснительных установок может служить эксергетический коэффициент полезного действия

$$\eta_e = E_{\text{мин}} / (\Delta e_0 + \Delta e_n - \Delta e_m), \quad (2.2)$$

где Δe_0 — убыль эксергии исходного энергоресурса; Δe_n — затраты эксергии на привод насосов; Δe_m — повышение термохимической эксергии опресняемой воды.

Этот показатель наиболее полно позволяет сравнивать между собой различные способы опреснения.

Оценка термодинамического совершенства процесса опреснения требует знания термодинамических параметров морской воды различной концентрации и температуры. Уравнение состояния морской воды выражается в виде

$$\hat{f}(\rho, p, T, N) = 0, \quad (2.3)$$

где ρ — плотность; p — давление; T — температура; N — число различных веществ в единице объема.

Если принять гипотезу О. И. Мамаева о постоянстве солевого состава, то морскую воду можно моделировать бинарным раствором, подчиняющимся законам сильно разбавленных электролитов,

в котором растворителем является чистая вода, а растворенным веществом — морская соль. Тогда уравнение состояния для бинарного раствора $j(p, p, T, b) = 0$, где $b = G''/(G' + G'')$ — содержание соли в растворе в весовых долях; G' — количество растворителя, кг; G'' — количество растворенного вещества, кг.

Содержание солей в исходной воде в мольных долях, с весовой, мольной и массовой концентрацией соответственно находится по формуле

$$n_c = \frac{G''/\mu''}{G'/\mu' + G''/\mu''}; \quad n_b = 1 - n_c,$$

где n_c , μ'' — мольная доля солей в растворе и условный молекулярный вес морской соли; n_b , μ' — мольная доля и условный молекулярный вес чистой воды;

$$b_g = \frac{G''}{v}; \quad b_\mu = \frac{\mu''}{v}; \quad b_m = \frac{g}{v},$$

где v — объем смеси, м^3 ; g — масса вещества в 1 м^3 смеси.

Чтобы рассчитать значения энтропии и энтальпии термодинамической системы, достаточно рассмотреть изменение парциального потенциала i -го компонента раствора:

$$\bar{F}_i + \bar{F}'_i = RT \ln a_i, \quad (2.4)$$

где $\bar{F}'_i$ — значение изобарно-изотермического потенциала при стационарном состоянии; a_i — активность i -го компонента в растворе.

$$\left[\frac{\partial (\bar{F}_i - \bar{F}'_i)}{\partial T} \right] = \frac{F_i - F'_i}{T} - RT \left(\frac{\partial \ln a_i}{\partial T} \right)_p.$$

Принимая

$$(\partial F / \partial T)_p = S; \quad (\partial \ln a / \partial T)_p = (h' - h) / RT^2,$$

где $h' - h$ — приращение энтальпии вещества при изотермическом расширении, получаем для приращения энтропии

$$\Delta S = -R (n_b \ln a_b + n_c \ln a_c) - RT \left(n_b \frac{\partial \ln a_b}{\partial T} + n_c \frac{\partial \ln a_c}{\partial T} \right) \quad (2.5)$$

и энтальпии

$$\Delta h = -RT^2 \left(n_b \frac{\partial \ln a_b}{\partial T} + n_c \frac{\partial \ln a_c}{\partial T} \right), \quad (2.6)$$

где a_b , a_c — активность чистой воды и морской соли; R — газовая постоянная.

Значение активности растворителя по данным А. С. Штым при аппроксимации результатов Ч. Гастальдо [6] степенным многочленом определяется так:

$$\ln \frac{a_b}{1 - n_c} = \alpha_0 + \alpha_1 n_c + \alpha_2 n_c^2 + \alpha_3 n_c^3,$$

где $\alpha_0, \alpha_1, \alpha_2, \alpha_3$ — коэффициенты, зависящие от температуры.

Активности солей с достаточной точностью находятся из уравнения

$$\ln \frac{a_c}{n_c} = \ln \frac{a'_c}{n'_c} - \int_{n'_c}^{n_c} \frac{1-n_c}{n_c} d \ln \frac{a_b}{1-n_c}.$$

И так как

$$d \ln \frac{a_b}{1-n_c} = d(\beta n_c^2),$$

то

$$\ln \frac{a'_c}{n'_c} = \int_0^{n_c} \frac{1-n_c}{n_c} d(\beta n_c^2) = -\beta n_c (2-n_c) \Big|_0^{n_c} = 0,0055 \beta, \quad (2.7)$$

где a'_c — активность солей в начальном растворе при $n_c \rightarrow 0$.

Данные, полученные на основании зависимости (2.7), при изменении температуры и концентрации позволяют сделать вывод, что с ростом концентрации $\ln a_i$ для солей возрастает, а для воды падает, в то время как с ростом температуры происходит снижение a_c . Расчет термодинамических параметров с учетом значений изобарной теплоемкости целесообразно проводить по уравнениям

$$S = \int_{n_{c0}}^{n_c} \int_{T_0}^T C_p \frac{dT}{T} dn_c; \quad (2.8)$$

$$h = \int_{n_{c0}}^{n_c} \int_{T_0}^T C_p dT dn_c. \quad (2.9)$$

Значения S и h для концентраций $b=9\%$ и температур 363 К практически совпадают, а при $b=12\%$ и $T=399$ К эти значения различаются примерно на 12%.

Процесс дистилляции морской воды осуществляется при изменении ее агрегатного состояния, сопровождаемого разделением на дистиллят и концентрированный раствор. При этом изменение эксергии в таком изобарно-изотермическом процессе принимает вид

$$de = \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) dq + RT \frac{da}{a}, \quad (2.10)$$

где dq — количество подведенной (отведенной) теплоты; a — активность чистой воды; T_0 — температура окружающей среды.

С учетом фазовых превращений значение эксергии

$$e = \int_1^2 \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) C_p dT + \int_2^3 \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) dh + \int_2^3 T \frac{da}{a}. \quad (2.11)$$

Первое слагаемое характеризует количество теплоты, которое необходимо для нагревания морской воды от температуры окружающей среды до температуры насыщения при неизменной концентрации. Если принять, что теплоемкость воды не зависит от концентрации и температуры, то

$$\int_T^{T'_n} C_p \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) dT = C_p \left(T'_n - T_0 - T'_n \ln \frac{T'_n}{T_0}\right), \quad (2.12)$$

при этом температура насыщения исходной воды

$$T'_n = \frac{T_{н.р}}{r_{н.р} - 2RT_{н.р}^2 b},$$

где $T_{н.р}$, $r_{н.р}$ — температура насыщения чистого растворителя и его скрытая теплота парообразования. При меньшей начальной концентрации морской воды ($b \approx 20\%$) наблюдается снижение эксергии, затраченной на нагревание раствора, так как при этом снижается значение физико-химической депрессии. Если учесть зависимость теплоемкости от температуры и концентрации, то уравнение (2.12) приведет к виду

$$e_n = \int_{T_0}^{T'_n} C_p \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) dT = A \left(T'_n - T_0 - T'_n \ln \frac{T'_n}{T_0}\right) + B (T'^3_n - T_0^3) - C (T'^2_n - T_0^2) + D (T'_n - T_0) - F \ln \frac{T'_n}{T_0}. \quad (2.13)$$

Коэффициенты уравнения (2.13) соответственно равны: $A = (4,18 \div 50,75) \cdot 10^{-4} b^2 - 14 \cdot 10^{-6} b^3$; $B = 2,82 \cdot 10^{-6}$; $C = 2,86 \times 10^{-4} + 4,23 \cdot 10^{-6} T_0$; $D = 9,64 \cdot 10^{-3} + 0,57 \cdot 10^{-3} T_0$; $F = 9,64 \times 10^{-3} T_0$. При учете изменения теплоемкости расход эксергии на нагревание уменьшается примерно на 40% по сравнению с расчетами по уравнению (2.12).

Эксергия, затрачиваемая на испарение, запишется в виде

$$e_n = \int_2^3 \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) dh \approx \frac{1}{2} \left[\left(1 - \frac{T_0}{T'_n}\right) r'_n + \left(1 - \frac{T_0}{T''_n}\right) r''_n \right], \quad (2.14)$$

где T'_n , T''_n и r'_n , r''_n — температуры кипения и соответствующие значения скрытой теплоты парообразования при начальной b и конечной b_k концентрациях исходной воды.

С увеличением кратности концентрирования морской воды наблюдается рост эксергии e_n , что можно учесть введением этой величины в уравнение (2.14):

$$e_n = r_n^0 \left(1 - \frac{T_0 R}{T_{н.р} r_{н.р}} \ln \omega \right), \quad (2.15)$$

где $\omega = b_k/b$ — кратность концентрирования. Минимальная работа разделения, характеризуемая значением $\int_2^3 RT \frac{da}{a}$, вычисляется из соотношения

$$e_{мин} = - \frac{RT_0}{n_k - n_0} \int_{n_0}^{n_k} \ln a_n. \quad (2.16)$$

Это уравнение получено для условий, когда процесс разделения происходит при параметрах, близких к окружающей среде. Как показано О. А. Кардасевичем [12], для реальной установки более рационально рассчитывать по уравнению

$$e_{мин} = \frac{\iint \left\{ 2RT \left[\frac{C_p(T_{н.р} - T_0) T'_n}{r T_0} - 1 \right] b \right\} dT db}{(T'_n - T_0)(b_k - b)}. \quad (2.17)$$

Если учесть при этом, что теплоемкость морской воды зависит от температуры и концентрации, то выражение (2.17) приводится к виду

$$\begin{aligned} e_{мин} = & \left[2,8 \cdot 10^{-6} (T_n'^3 - T_0^3) - 33,7 (T_n'^2 - T_0^2) - 25,4 \cdot 10^{-4} b^2 \left(\frac{1 - \omega^2}{\omega^2} \right) - \right. \\ & - 4,7 \cdot 10^{-6} b^3 \left(\frac{1 - \omega^3}{\omega^3} \right) \left(T'_n - T_0 - T_0 \ln \frac{T'_n}{T_0} + 2R \frac{T_n'^2}{r'_n} \right) - \\ & \left. - b^2 \left(\frac{1 - \omega^2}{\omega^2} \right) \left(\frac{1}{2} T_0 \ln \frac{r'_n + 2RT'_n}{r'_n} - 4,18 \frac{RT'_n}{r'_n} \right) \right]. \quad (2.18) \end{aligned}$$

Результаты, полученные А. С. Штым для отдельных составляющих процесса термического опреснения морской воды, показали, что на нагревание расходуется от 2,5 до 9,7% затраченной эксергии. Наиболее энергоемким является парообразование, потребляющее 63,3—89% эксергии, в то время как работа разделения отнимает 1,3—35,2%. Эти значения получены для температур от 0 до 100° С, концентрацией 2—16% при степени концентрирования 2—4.

Тепловая схема термической опреснительной установки состоит из значительного числа теплообменников (испарители, подогреватели, конденсаторы и др.), взаимодействующих между собой в процессе получения конечного продукта. В целях постоянного совершенствования установок необходимо знать, какой из

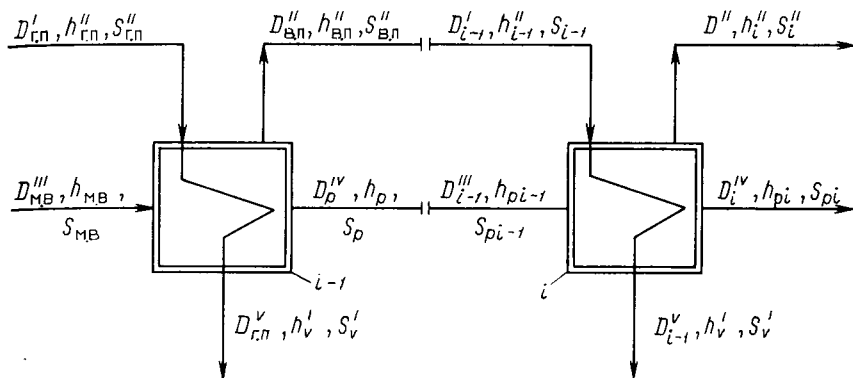


Рис. 2.1. Схема потоков в i -й ступени испарителя

этих аппаратов характеризуется наибольшими тепловыми потерями. Такая оценка возможна при эксергетическом анализе тепловой схемы с учетом материально-солевого и энергетического балансов. Так как агрегатно-технологическая схема установки комплектуется из отдельных ступеней, то анализ целесообразно проводить применительно к ним. Общий материальный баланс (рис. 2.1) можно записать в виде $D_{м.в} = D_p + D_d$, где $D_{м.в}$ — количество морской воды, входящей в ступень испарения; D_p — количество выходящей воды; D_d — количество полученного дистиллята, кг/ч.

Солевой баланс $b_1 D_{м.в} = b_2 D_p$, где b_1, b_2 — начальное и конечное содержание солей в растворе, г/кг. Откуда материально-солевой баланс ступени равен:

$$(1 - b_1) D_{м.в} = D_p (1 - b_2) + D_d. \quad (2.19)$$

Принимая $D_d/D_{м.в} = d$, $b_1/b_2 = \varphi$, получаем, что

$$D_p/D_{м.в} = 1 - d; \quad d = (b_2 - b_1)/b_2; \\ \varphi = 1 - d.$$

Величина d представляет собой удельную производительность ступени. Достижимое увеличение концентрирования при этом $m = (1 - \varphi)/\varphi$ или $m = (1 - d)/d$.

Чем выше кратность концентрирования, тем меньший расход морской воды необходим для заданной производительности. Данные, приведенные ниже, показывают, что для получения 1 кг/ч дистиллята при разных m потребуется различное количество исходной воды.

Увеличение кратности концентрирования m	0,01	0,05	0,1	0,5	1	1,5
Количество исходной воды $D_{м.в}$	101	21	11	3	2	1,7

Современные термические установки мгновенного вскипания работают в пределах $m < 0,05$, тонкопленочные $0,05 < m \leq 0,05$,

многоцелевые при $m > 1,7$. Этот технологический показатель в явном виде не оказывает влияния на термодинамическую эффективность процессов, протекающих в элементах установки, но так как его значение определяет расход теплоты на установку и долю сопровождающих потерь, то требуется учитывать допустимые и приемлемые кратности концентрирования в процессе термической дистилляции. Количество теплоты для получения дистиллята в отдельной ступени находится как

$$D'_{г.п} h'_{г.п} + D'''_{м.в} h_{м.в} - D^V_{г.п} h'_V - (D'''_{м.в} - D''_{в.п}) h_p - D_{в.п} h''_{в.п} = 0. \quad (2.20)$$

В случае многоступенчатого испарения имеем

$$\sum_{i=2}^n D'_{i-1} h''_{i-1} + \sum_{i=2}^m D''_{i-1} h_{i-1} - \sum_{i=1}^n D'_i h'_i - \sum_{i=1}^n D^V_i h'_V - \\ - \sum_{i=1}^n (D''_{i-1} - D'_i) h_{pi} = 0,$$

но так как

$$\sum_{i=2}^n D'_{i-1} h''_{i-1} + \sum_{i=2}^n D''_{i-1} h_{pi-1} = \sum_{i=1}^{n-1} D'_{i-1} h''_{i-1} - \sum_{i=1}^{n-1} (D''_{i-2} - D''_{i-1}) h_{pi-1},$$

то уравнение (2.20) примет вид

$$D'_{г.п} h''_{г.п} + D'''_{м.в} h_{м.в} - \sum_{i=1}^n D^V_{г.п} h'_V - D''_п h''_п - (D_{м.в} - D_y) h = 0, \quad (2.21)$$

где i — число ступеней; $1 - V$ — номер потока в каждой ступени; $D'_{г.п}$, $h''_{г.п}$ — количество греющего пара и его энтальпия, поступающие в первую ступень установки; $D_{м.в}$, $h_{м.в}$ — расход морской воды на установку и ее энтальпия, кг/ч и кДж/кг;

$\sum_{i=1}^n D^V_{г.п} h'_V$ — количество теплоты, покидающее испарительные ка-

меры с конденсатом; $D''_п h''_п$ — количество теплоты, уходящее из последней ступени со вторичным паром; $(D_{м.в} - D_y) h$ — количество теплоты, теряемое установкой с рассолом, Вт.

Уравнение (2.21) позволяет определить основные параметры по ступеням опреснительной установки. Для качественного анализа следует составить уравнение баланса потоков энтропий, определяющее степень необратимости процессов, протекающих в любой i -й ступени.

Для многоступенчатой установки потери эксергии от необратимости определяются как

$$П = T_0 D_y \left[d_{г.п1} \frac{r_1}{T_{п1}} - d_{г.пн} \frac{r_n}{T_{пн}} - C_p \left(n \ln \frac{T_i}{T_n} - \frac{1}{d} \ln \frac{T_1}{T_n} \right) \right]. \quad (2.22)$$

Удельная потеря эксергии на 1 кг получаемого дистиллята составит

$$\mu = T_0 \left[d_{в.п1} \frac{r_1}{T_{п1}} - d_{в.пn} \frac{r_n}{T_{пn}} - C_p \left(n \ln \frac{T_i}{T_n} - \frac{1}{1-\varphi} \ln \frac{T_i}{T_n} \right) \right], \quad (2.23)$$

где $d_{г.п1}$, $d_{г.пn}$ — удельные расходы греющего пара первой и последней ступеней; $d_{в.п1}$, $d_{в.пn}$ — удельные производительности первой и последней ступеней по вторичному пару, кг/кг; r_1 , r_n , $T_{п1}$, $T_{пn}$ — скрытая теплота парообразования при соответствующих температурах насыщения в первой и последней ступенях; $T_i = (T_1 + T_n)/2$ — среднее значение температуры конденсата; T_1 , T_n — температура морской воды на входе в первую ступень и раствора на выходе из последней. Эксергетический коэффициент полезного действия принято представлять в виде

$$\eta_e = e_{отв}/e_{подв} = 1 - \Pi/e_{подв},$$

или

$$\eta_e = e_{мин}/e_{подв}. \quad (2.24)$$

В первом случае при таком подходе к оценке эффективности установки не учитывается полезная целевая затрата эксергии в процессе разделения. Во втором в знаменатель включены все потери, в том числе и та часть эксергии, которая отводится и может быть полезно использована. Очевидно, что такой показатель эффективности не может стимулировать проектировщиков к рациональному использованию энергии во всех элементах установки.

Более оправданным можно признать представление эффективности опреснительной установки в виде

$$\eta'_e = e_{мин}/\Pi. \quad (2.25)$$

Основными составляющими, определяющими суммарные потери эксергии, являются потери при разделении исходной воды Π_p , гидродинамике Π_r и теплообмене Π_t .

Так, применительно к основному элементу установки — испарительному аппарату — можно записать

$$\Pi = e_{мин} + \Pi_p + \Pi_t + \Pi_r. \quad (2.26)$$

Каждая из входящих в уравнение (2.26) величин дает возможность установить степень их влияния на эффективность работы опреснительной установки и выявить те ее элементы, в которых суммарные потери эксергии наибольшие. Такой анализ позволяет при создании новых схем больше внимания уделять их совершенствованию.

В наиболее удобной форме эти потери следует выражать как их доли от необратимости в отдельных процессах;

$$\mu_p = \Pi_p/(e_n - e_0); \mu_t = \Pi_t/(e_n - e_0); \mu_r = \Pi_r/(e_n - e_0), \quad (2.27)$$

где e_n , e_0 — подводимая и отводимая в ступени эксергии.

Чем меньше оказывается μ , тем совершеннее протекающий процесс. На основе положений эксергетического анализа для каждого из входящих в схему опреснительной установки теплообменников составляются соответствующие зависимости для нахождения значений μ .

Так, для приведенной на рис. 2.1 ступени доля потерь в испарительном аппарате находится так:

$$\left. \begin{aligned} P_p &= T_0 D''' [\varphi(S_{pi} - S'_{Vi}) + (S'_{Vi} - S_{pi-1})]; \\ P_\tau &= T_0 \left(\frac{r_1 D'}{T_1} - \frac{r_2 D''}{T_2} \right); \\ P_r &= T_0 \sum_{i=1}^n \left[D_{i\text{вх}} \left(p_{i\text{вх}} + \frac{W_{i\text{вх}}^2 \rho_{i\text{вх}}}{2} \right) - D_{i\text{вых}} \left(p_{i\text{вых}} + \frac{W_{i\text{вых}}^2 \rho_{i\text{вых}}}{2} \right) \right]; \\ e_n - e_0 &= D'_{i-1} [(h'_{i-1} - h'_V) - T_0 (S'_{i-1} - S'_V)] + \\ &+ D''_{i-1} (h_{pi-1} - h_{pi}) - T_0 (S_{pi-1} - S_{pi}) - D'''_{i-1} [(h''_{i-1} - h_{pi}) - \\ &- T_0 (S''_{i-1} - S_{pi})], \end{aligned} \right\} (2.28)$$

где S'' , S' , S_p , h'' , h' , h_p — энтропии и энтальпии пара, конденсата и рассола; $W_{\text{вх}}$, $W_{\text{вых}}$ — скорости движения воды; $\rho_{\text{вх}}$, $\rho_{\text{вых}}$, $p_{\text{вх}}$, $p_{\text{вых}}$ — давление и плотность морской воды на входе и выходе испарительного аппарата.

При расчете потери испарительного аппарата необходимо отнести к соответствующим потокам. В процессе разделения участвуют потоки II, III и IV, при этом из потока III выделяются II и IV и их потери вычисляются пропорционально массовым расходам. Потеря P_τ относится к потоку V, так как теплота, вносимая паром (поток I), передается потоку II и частично теряется. Значение P_r находится для всех потоков. Так как тепловая схема кроме испарительных аппаратов содержит подогреватели, охладители и другие элементы, то при определении η'_e всей установки подводимую эксергию рекомендуется считать равной:

$$e_n = \sum_{i=1}^n (P_{ti}'' + P_{ri}'' + P_p) + \sum_{i=1}^n (P_{ti}'' + P_{ri}'') + P_n + P_k + P_{p.c}, \quad (2.29)$$

где первый член характеризует потери в ступенях испарительных аппаратов, второй — в подогревателях; P_n — эксергия, подведенная к насосам; P_k — потери в компрессоре; $P_{p.c}$ — эксергия, теряемая со сбрасываемым рассолом.

Сравнительный анализ по значению η'_e выполнен для нескольких разновидностей тепловых схем термических опреснительных установок с аппаратами мгновенного вскипания, горизонтально трубного тонкоплочного типа, а также комбинированной, в которой первые ступени приняты вертикально-трубными, а по-

следние — мгновенного вскипания при однозначных условиях: производительность 320 т/ч, температура греющего пара 86,6° С, концентрация исходной воды 3,3%, ее температура 20° С при числе ступеней, равном 9.

В установках мгновенного вскипания при условии оптимального распределения параметров по ступеням в целях снижения расхода греющего пара и при минимальных приведенных затратах наблюдается скачкообразное изменение КПД.

Более низкие значения имеют первые ступени установки, в то время как работающие при низких параметрах и повышенных кратностях концентрирования последние ступени дают достаточно высокие значения η_e . Это положение указывает на целесообразность создания комбинированных установок, «хвостовая» часть которых формируется из аппаратов мгновенного вскипания, а первые ступени выполняются на основе высокоэффективных тонкопленочных аппаратов. Для комбинированной установки потери в подогревателях составляют 6—22% (большие относятся к последним ступеням при КПД испарительных аппаратов 92—98%).

Показатель эффективности процесса опреснения η_e имеет более высокие значения для пленочных ступеней. Для горизонтально-пленочной установки достигаемые η_e изменяются по ступеням в пределах 92—95% при доле потерь в подогревателях от 2—26%; минимальные значения характеризуют головной подогреватель и первые ступени.

Потери от необратимости в отдельных процессах, установленные при расчете горизонтально-пленочной установки, показывают, что наибольшая их доля приходится на теплообмен, что требует значительного внимания к этой составляющей [38].

2.2. ПРИНЦИПИАЛЬНЫЕ И КОНСТРУКТИВНЫЕ СХЕМЫ ТЕРМИЧЕСКИХ ОПРЕСНИТЕЛЬНЫХ УСТАНОВОК

Технологические достоинства процесса термической дистилляции определили преимущественное использование опреснителей этого типа при производстве пресной воды в больших масштабах [3, 4]. Их доля в общем процессе опреснения наибольшая, так как по принципу действия и конструктивному исполнению они отличаются наибольшей простотой изготовления. Качество получаемой воды соответствует медико-биологическим требованиям. Отсутствие сложного оборудования позволяет обеспечить высокую надежность в эксплуатации и автоматизации рабочих процессов. Вносимые изменения в конструкции отдельных элементов опреснительной установки способствуют постоянному снижению стоимости получаемой воды. Это достигнуто благодаря созданию новых агрегатно-технологических схем, которые характеризуются минимальными расходами теплоты, поступаю-

щей в цикл, высокой интенсивностью рабочего процесса за счет организации принципиально новых способов подачи опресняемой воды на поверхности нагрева, повышением верхнего предела температуры нагрева поступающей воды при одновременном исключении накипеобразования, более значительной кратностью концентрирования.

Классификация современных дистилляционных опреснительных установок может быть проведена по следующим основным признакам:

1) принципу действия — испарительные, мгновенного вскипания, пленочным способом организации течения опресняемой воды, с промежуточным теплоносителем, с кипением в псевдоожиженном слое;

2) гидродинамике режима — с естественной и принудительной циркуляцией исходной воды;

3) способу использования теплоты вторичного пара — с регенерацией и без нее, парокомпрессионные;

4) роду теплоносителей, обогревающих поверхности, — с паровым, газовым и электрическим обогревом, а также нагревом жидкометаллическими, масляными, гидрофобными средами и нагретыми механическими телами;

5) конструктивному исполнению — трубчатые, пластинчатые, с ребристой волнистой и желобчатой поверхностями; вертикальные, горизонтальные, одно- и многоступенчатые, однорядные и многорядные, башенного типа;

6) способу контакта поверхности нагрева с жидкостью — погруженными в большой объем с полностью заполненными водой трубами и пленочным ее омыванием; струйно-ударными, гравитационными, центробежными и с завихренными потоками.

Стремление создать установки с термическим способом получения пресной воды из морской привело к разработке оригинальных принципиальных и конструктивных схем, отличающихся высокой эффективностью [36]. При этом основное внимание уделяется вопросам значительной интенсификации рабочих режимов, замене дорогостоящих конструкционных материалов, трубных поверхностей другими конфигурациями нагревателей, снижению накипеобразования при одновременном увеличении начальной температуры нагрева опресняемой воды, уменьшению расходов тепловой и электрической энергии на получение конечного продукта, достигаемым использованием низкопотенциальной и сбросной теплоты. Строительство крупных дистилляционных установок прежде всего связывают с энергообеспечивающим источником, что определяет стоимость воды, получаемой в процессе опреснения. Это привело к сооружению установок, работающих по одноцелевому и многоцелевому принципам.

В последнем случае установка оценивается не только как производитель пресной воды, но и как элемент в общей системе

энергообеспечивающей схемы, где вырабатывается электроэнергия, теплота, вода и химическая продукция при переработке сбрасываемых рассолов высокой концентрации. Такой подход позволяет снизить удельный расход первичной энергии на производство электроэнергии в 1,5 раза и на опреснение в 2 раза при одновременном росте термодинамического КПД [14].

Эффективность установок термической дистилляции возрастает при объединении их с атомными станциями. Это достигается за счет отбора избытков тепловой энергии реактора на процесс опреснения при снижении энергетической нагрузки при одновременном накоплении воды, что обеспечивает равномерный график расхода энергии. В современной технологии опреснения дистилляционные опреснительные установки играют основную роль, так как производят примерно 76% общего количества пресной воды, а число их превысило 1000. Резкий рост производительности, уменьшение расхода теплоты до 230 на одноцелевых и 140 МДж/м³ на двухцелевых установках, разработка эффективных способов подготовки исходной воды, поступающей на опреснение,— вот те причины, которые позволяют занимать им ведущее место.

На основе принципа мгновенного вскипания японскими фирмами в Аль-Джубайл (Саудовская Аравия) закончено в 1984 г. сооружение крупнейшего в мире опреснительного завода, состоящего из 40 установок производительностью 23 690 м³/сут каждая, что обеспечит получение почти 945 тыс. м³/сут пресной воды. В Доха Вест (Кувейт) в 1985 г. построена станция, единичная мощность каждой из 12 установок составляет 32 800 м³/сут.

Высокой степени автоматизации с привлечением ЭВМ достигли итальянские специалисты для установки в Порто-Торрес, производящей 26 000 м³/сут воды.

Установка большой мощности работает в Сянгане (Гонконг), на которой вырабатывается 182 тыс. м³/сут агрегатами производительностью 30 340 м³/сут [15]. Резко возросла единичная мощность тонкопленочных опреснительных установок. Так, фирма «Бавекс» (ФРГ) ввела в эксплуатацию вертикально-пленочную установку на 10 000 м³/сут, состоящую из 75 ступеней, смонтированную на площади 20 м² при высоте 35 м. Горизонтально-пленочная установка на 20 000 м³/сут опресненной воды построена в Израиле.

При возведении дистилляционных опреснительных установок с большой производительностью встает проблема занимаемых площадей из-за развитого количества ступеней и общего удорожания строительства. Проведенные Д. Барбой расчеты показали, что с увеличением производительности одной установки достигается сокращение капитальных затрат на 20—27%.

Определяющими типами опреснительных установок термической дистилляции необходимо признать схемы мгновенного

вскипания и тонкопленочного типа. В практике отечественных разработок, выполняемых Свердловским химмашем, эти технологические схемы находят все большее применение. Так, единичная производительность отечественных опреснителей мгновенного вскипания достигла 15, 20 и даже 27 тыс. м³/сут, а для тонкопленочных — 15 тыс. м³/сут.

Перспективы развития техники опреснения морской воды позволяют сделать вывод, что производство пресной воды в больших масштабах сохранится на ближайшие десятилетия за термическим способом, который дает возможность довести стоимость получаемой воды до 0,3—0,5 руб. на 1 м³.

Наиболее распространенным типом опреснительных установок остаются установки, работающие по принципу мгновенного вскипания, доля которых в общем балансе вырабатываемой пресной воды наибольшая. Это определяется прежде всего тем, что эксплуатационные характеристики и достигаемая для них производительность сегодня недоступны другому типу установок, хотя их энергетическая эффективность ниже, чем у тонкопленочных. Процесс парообразования в такой технологической схеме протекает в свободном пространстве испарительной камеры за счет разности давлений исходной воды, подаваемой в камеру, и давления в ней. Мгновенное вскипание воды способствует значительному выходу образующегося пара, что позволяет при конструировании установки по многоступенчатому принципу произвести практически любые заданные при проектировании количества пресной воды.

В современных схемах число ступеней в установках такого типа колеблется от минимального, равного 4, до максимального, составляющего 50 ступеней. Предел изменения производительности от 100 до 100 тыс. м³/сут в 1 агрегате. Важную роль при создании опреснительных установок мгновенного вскипания играет выбор энергетического источника, оказывающий большое влияние на конечную стоимость пресной воды. В качестве таких источников, располагающих достаточным количеством тепловой энергии, используют энергетические котлы, паровые и газовые турбины, электрические станции, двигатели внутреннего сгорания, энергию солнца, тепловую энергию атомных станций. Все большее значение приобретают комбинированные системы по производству пресной воды из морской, сочетающие технологию термического опреснения с установками обратного осмоса. Выбор оптимального варианта схемы термической опреснительной установки определяется целевым ее назначением.

Для современных условий рационального использования природных ресурсов наиболее целесообразно многоцелевое использование, когда одновременно с выработкой воды, как отмечается выше, установка функционирует в составе тепловой схемы станции, работающей на органическом или атомном

Рис. 2.2. Диаграмма оценки потребности воды

топливе, и обеспечивающей получение воды, теплоты, электроэнергии и побочных продуктов за счет переработки по безотходной технологии концентрированных рассолов.

При оценке в потребностях получения пресной воды при региональном строительстве опреснительной установки большой производительности необходимо учитывать социально-экономическое развитие региона и долю в нем индустрии, сельского хозяйства, строительства, рост жизненного уровня, вызывающий резкое возрастание водопотребления.

Если принять величину потребления воды в рассматриваемом интервале лет N за G , то

$$\bar{G} = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n G_i \quad \text{и} \quad \bar{N} = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n N_i, \quad (2.30)$$

где n — количество лет в планируемом периоде.

При предполагаемых по годам потребностях в воде можно построить график (рис. 2.2), усредняющая прямая которого описывается уравнением $G = a + bN$. Коэффициенты a и b на основе метода наименьших квадратов находятся по формуле

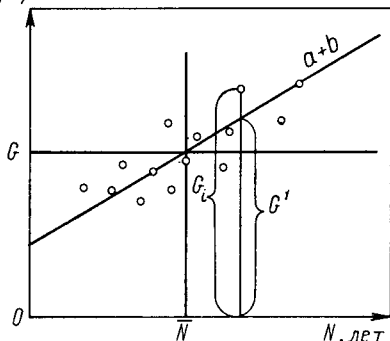
$$a = G - bN;$$

$$b = \frac{\sum_{i=1}^n (N_i - \bar{N})(G_i - \bar{G})}{\sum_{i=1}^n (N_i - \bar{N})^2}. \quad (2.31)$$

Такая методика позволяет дать оценку перспективной потребности в воде и выборе соответствующей производительности опреснительной установки как воспроизводящей ее части.

При проектировании очень важно сделать предварительную оценку капитальных затрат на всю энергетическую установку, работающую совместно с опреснительной. Для сравнения целесообразно сопоставлять затраты только на выработку электрической энергии с их значениями при двухцелевом использовании обеспечивающей станции. Такой анализ, проведенный А. Эль-Нашаром и А. Эль-Багдари для большого числа возможных вариантов энергоисточников с опреснительными установками мгновенного вскипания и обратного осмоса, входящими в систему станции, показал, что капитальные затраты для двухцелевой

$G, \text{м}^3/\text{сут}$



установки мгновенного вскипания при работе от газотурбинной станции возрастают при ее мощности 60 МВт в 4 раза, а при паротурбинной мощностью 160 МВт только в 2 раза, в то время как для установки обратноосмотического типа они снижаются в 2,5 раза. Производительность опреснительных установок принималась практически одинаковой. Высказанные соображения позволяют сделать вывод, что созданию установки большой производительности должна предшествовать предварительная проработка в целях установления оптимальных капитальных затрат при всех ее функциональных назначениях. Современные технологические схемы опреснительных установок мгновенного вскипания выполняются многоступенчатыми. Это связано с тем, что процесс парообразования в отдельной ступени протекает с незначительным понижением температуры поступающей предварительно нагретой исходной воды. При одноступенчатом испарении для обеспечения заданной производительности потребуется подать на опреснение большое количество воды, а теплоту рассола потерять безвозвратно. Поэтому одноступенчатая схема расходует до $5 \cdot 10^6$ кДж/м³ теплоты и является неэффективной.

В многоступенчатой схеме за счет регенерации теплоты и рациональной рециркуляции рассола расход его значительно меньше.

При мгновенном вскипании организация движения исходной воды выполняется либо по прямоточному принципу, либо с рециркуляцией рассола. В первом случае установка имеет повышенные потери теплоты и может устойчиво работать лишь при большом расходе воды, поступающей на опреснение.

Термодинамическое совершенство тепловой схемы удается улучшить регенеративным подогревом воды, теплом вторичного пара каждой ступени. Современные принципиальные схемы установок мгновенного вскипания достаточно сложны, так как наряду с основным элементом — испарителем — содержат ряд дополнительных устройств, обеспечивающих их надежную работу. Различие этих схем состоит в том, что они отличаются компоновкой и числом ступеней, регенерацией, организацией подачи исходной воды, технологией ее предварительной подготовки, расположением труб в конденсаторах вторичного пара и другими признаками.

Наиболее совершенными в энергетическом отношении являются агрегатно-технологические схемы установок, построенных в Саудовской Аравии, при проектировании которых учтены все недостатки, выявленные при эксплуатации установок этого типа в мировой практике.

Сооружение установок производилось в 2 этапа с доведением общего числа агрегатов до 40. На первом этапе введено в эксплуатацию 6 многоступенчатых мгновенного вскипания опреснителей производительностью 23 500 м³/сут.

Морская вода с концентрацией 45% и легкой температурой 35, а зимней 27° С поступает от водозаборной системы, состоящей из открытого водовода и 8 пар насосов. Каждая пара обслуживает 1 установку, а 2 пары являются резервными. Подогреватели испарительных камер выполнены с поперечным расположением труб, что позволяет уменьшить габаритные размеры установки, имеющей 22 ступени испарения. Камеры первых трех и последней ступеней изготовлены из нержавеющей стали, а остальные — из углеродистой с покрытием эпоксидной смолой.

Конечная температура, достигаемая после регенеративного подогрева в ступенях, на головном подогревателе равна 90,6° С, что несколько ниже, чем в других ранее выполненных опреснительных установках. Это объясняется тем, что используемые в системе предварительной подготовки исходной воды химические антинакипины на предварительных испытаниях не показали их высокой надежности при эксплуатации.

Удаление неконденсирующихся газов обеспечивает спаренная трехступенчатая эжекционная установка. Для периодических чисток подогревателей и ступеней испарения применяется однолинейная шариковая система, в которой используются резиновые шарики и проверка работы которой показала, что наибольшая ее эффективность наблюдается при проведении чисток 2 раза в сутки. Коэффициент относительной выработки при эксплуатации составил 3,44 кг/МДж затраченной теплоты, а конечная концентрация солей в пресной воде 0,025%. Рассол со степенью концентрирования 1,44 сбрасывается в водоотводный канал. Часть этого рассола имеет возможность возвращаться в водозаборную систему для регулирования температуры морской воды, подаваемой в опреснительную установку. В целях борьбы с накипью на установке проведено испытание ряда химических веществ поликарбоксилатного и полифосфатного типов, показавших однозначные качества при их введении в систему предварительной водоподготовки.

Общая масса каждого опреснителя в сборе составила 1400 т. При сооружении второй очереди вошли в действие 34 установки, агрегатно-техническая схема которых весьма незначительно отличается от описанной выше. Однако примененная в этом случае многопараметрическая система контроля за режимом работы всех элементов схемы и водоподготовка позволили поднять значение начальной температуры морской воды, поступающей на опреснение, до 112,8° С. Это привело к возрастанию рассчитанных значений коэффициента относительной выработки до 4,09 кг/МДж и увеличению производительности с 985 до 1163,3 м³/ч при некотором снижении степени концентрации до 1,37. Для обеих схем поверхности в головном подогревателе выполнены из медно-никелевых труб с присадкой сплавов железа

и марганца; трубы имеют толщину стенки 2,45 мм, наружный диаметр 39 мм и длину 14,3 м. Конденсаторы трех ступеней рециркуляции изготовлены из титановых труб диаметром $29 \times 0,711$ мм при длине 19,9 м, а всех регенеративных ступеней — из медно-никелевых труб тех же размеров, что и в головном подогревателе длиной 19,9 м.

В условиях эксплуатации коэффициенты относительной выработки были выше расчетных и достигли значений 4,4—4,8 кг/МДж. Из общего числа установок 30 имеют 22 ступени, а остальные 10 имеют 19 ступеней, что позволяет получить различную производительность на каждом агрегате. Все теплообменные аппараты работают с достаточно высокими коэффициентами теплопередачи, что в большой степени способствует снижению их металлоемкости. Так, для головных подогревателей они достигают $3700\text{—}4100 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot ^\circ\text{С})$, а у подогревателей камер испарения — $3000\text{—}3600 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot ^\circ\text{С})$. Энергетическое обеспечение производится 6 станциями суммарной мощностью 50 МВт.

При конструктивной разработке установок мгновенного вскипания наблюдаются 2 тенденции организации потока движущей морской воды; это привело к созданию конструкций с продольным и поперечным движением опресняемой среды.

Для принятых скоростей потока в трубках подогревателей (1,6—2 м/с) размеры корпуса испарительной камеры при поперечном движении значительно меньше, чем при продольном, что привело к изготовлению установок этого типа с поперечным расположением труб в подогревателях. В такой схеме затраты на сооружение корпуса опреснителя снижаются. Возможно уменьшение скорости потока, способствующее повышению надежности эксплуатации установки за счет незначительного для таких режимов коррозионного и эрозионного износа испарительных камер.

В установках с продольным движением опресняемой воды по сравнению с поперечным достигается сокращение количества концевых трубных досок и испарительных камер за счет использования длинных труб, проходящих через несколько ступеней. При такой компоновке затраты энергии на прокачку исходной воды меньше, так как гидравлические сопротивления при продольном течении ниже, что позволяет иметь меньшие затраты энергии на насосах.

Совершенствование проанализированных систем подачи воды предложено в проекте установки с двухпоточной поперечной схемой ее поступления [106]. В этой конструкции по сравнению с типовыми широко распространенными решениями внесен ряд существенных изменений. Продольные перегородки с сопловыми отверстиями расположены ниже поддона для дистиллята, перпендикулярно направлению потока испаряющейся воды. Они уве-

личивают полную ширину установки и образуют две камеры испарения. В паровое пространство над поддоном для дистиллята параллельно потоку между концевыми трубными досками встраивается изоляционная перегородка. Она служит границей давлений между ступенями и делит пучок трубок на две секции конденсации, связанные друг с другом образовавшимися камерами испарения.

Два паронепроницаемых экрана монтируются над поддоном для дистиллята, каждый из которых имеет длину, равную половине длины пучка труб, и установлен так, что каждая половина трубок подогревателей получает вторичный пар из своей камеры испарения. Размещение трубной поверхности обеспечивается постановкой большего числа труб меньшего диаметра. Предлагаемая конструкция установки мгновенного вскипания позволяет в 2 раза увеличить число камер испарения при сравнительно незначительном возрастании размеров корпуса. При равной с типовыми установками поверхности нагрева подогревателя каждый из них обслуживает две камеры испарения. Эти преимущества на 20—25% снижают общую потребную площадь, занимаемую установкой при ее строительстве, при одновременном снижении затрат на монтаж оборудования. При меньшем диаметре труб коэффициенты теплопередачи выше, что частично компенсирует гидравлические потери из-за уплотнения поверхности нагрева, но в конечном счете несколько снижает расход труб. Возрастающие потери при перепуске из ступени в ступень остаются в целом меньшими, так как общая длина трубок в установке снижается в 2 раза. Затраты энергии на преодоление сопротивлений поверхностей нагрева оказываются ниже, чем в обычных агрегатно-технологических схемах с одинаковым числом ступеней. Современные действующие опреснительные установки мгновенного вскипания большой производительности (до 23 000 м³/сут) выполнены с поперечным потоком поступления морской воды в схему регенерации. При конструкции со сдвоенными ступенями и продольной подаче воды выработка дистиллята достигает 38 000 м³/сут.

Установки мгновенного вскипания нашли достаточно широкое распространение при получении пресной воды в нашей стране. Так, в настоящее время находятся в эксплуатации опреснители в городах Шевченко, Красноводске, Павлодаре, Фергане, их производительность колеблется от 1200 до 27 800 м³/сут. Установка в г. Фергане включена как элемент в тепловую схему и решает задачу водоподготовки для нужд электростанции. Выработка пресной воды на ней составляет 27 800 м³/сут.

В технологии опреснения морской воды ведущее место продолжает занимать рассматриваемый тип установок, что прежде всего объясняется их максимальной производительностью. Однако в процессе многолетней работы был выявлен ряд недостатков,

указывающий что парообразование по принципу мгновенного вскипания нельзя признать полностью совершенным. При анализе повреждений всех элементов и контуров опреснительной установки, действующей в Саудовской Аравии, установлено, что наиболее уязвимыми элементами в ней являются декарбонизатор и насосы системы рециркуляции, а также трубки подогревателей. Нестабильность работы зависит от системы подачи исходной воды и надежности работы циркуляционных насосов, а также подпиточного контура декарбонизатора. В табл. 2.1 и 2.2 приведены некоторые данные, характеризующие надежность работы оборудования установки мгновенного вскипания, полученные на основе анализа дерева повреждений, имеющих место при непосредственном изготовлении и реальной эксплуатации.

Стремление увеличить производительность установки путем повышения максимальной температуры нагрева исходной воды и количества циркулирующей жидкости не дает соответствующих результатов. Факторы, которые накладывают ограничения, мно-

Таблица 2.1. Характеристики систем установки

Система	Нестабильность, 10^{-3}	Интенсивность повреждений 10^{-4} , 1/ч	Вероятность одного и более повреждений за 240 ч, 10^{-3}
Морская вода	68,9	1400	280
Подпитка	33,6	44,3	75
Рециркуляция рассола	209,6	2900	460
Вакуум	8,8	2,8	6,7
Продувка	7,4	3	7,1
Дистиллят	8,1	3,3	7,8
Испаритель	4,65	3,9	9,3
Химподготовка	1,2	6,1	1,5
Установки	356,3	724,4	762,3

Таблица 2.2. Характеристики элементов установки

Элементы системы	Компоненты вероятности повреждений, 10^{-3}	Интенсивность повреждений 10^{-4} , 1/ч	Вероятность одного и более повреждений за 240 ч, 10^{-3}
Насосы циркуляции	5,77	2,99	6,9
Ошибки операторов	31,5	65	144
Трубопроводы	2,9	1,8	4,4
Двигатели приводов клапанов системы подпитки	1,5	0,83	1,2
Насосы декарбонизатора	1,4	0,7	1,7
Двигатели приводов клапанов системы рециркуляции	1,4	0,78	1,8
Трубки	7,6	4,8	11,4
Рециркуляционные насосы	44,2	2,2	5,3
Конденсатные насосы	6,4	1,35	3,2

гочисленны и зависят от эксплуатационных характеристик установки. Основные параметры процесса, определяющие ее производительность, — это количество циркулирующей воды W_p и ее температура в головном подогревателе $t_{г.п}$, с которой вода поступает в испарительные камеры. Соотношение между производительностью и этими величинами можно установить, если принять, что $G = f(W_p, t_{г.п} - t_p)$.

В то же время производительность установки является функцией количества исходной воды, проходящей через подогреватели, и температуры ее, поступающей из акватории, тогда

$$G = f(W_p, W, t_{г.п}, t_n). \quad (2.32)$$

Из теплового баланса ступеней отвода теплоты находим

$$WC_p(t_p - t_n) = W_p C_p \Delta t = \frac{i_0}{m} W_p C_p (t_{г.п} - t_p) \quad (2.33)$$

при

$$t_p = \frac{kt_p - t_n}{1 + k}; \quad k = \frac{i_0}{m} \frac{W_p}{W},$$

где m — общее число ступеней в установке; i_0 — число ступеней секции отвода теплоты; $t_{г.п}$ — температура нагрева воды в головном подогревателе; t_p — температура сбрасываемого рассола; t_n — температура поступающей на опреснение воды.

Количество поступающей и циркулирующей воды лимитируется электрической мощностью двигателя насоса или максимальной безопасной скоростью паротурбинного привода в зависимости от их использования, а также минимально допустимой скоростью морской воды в трубках подогревателей секции теплоотвода при определенной максимальной температуре рассола, исключаяющей накипеобразование. Верхний предел температуры подогрева морской воды в головном подогревателе зависит от скорости выпадения сульфата кальция. Количество воды после головного подогревателя можно записать как $W = W - W_{сбр}$, где $W_{сбр}$ — количество сбрасываемого рассола.

Из теплового баланса испарительной камеры получим

$$W_{сбр} = W_0 - G; \quad W_{сбр} = Wb/b_p;$$

$$W_{сбр} = \frac{G}{\omega - 1}; \quad \omega = b_p/b,$$

где W_0 — количество рециркулирующей воды; b — концентрация исходной воды; b_p — концентрация рассола.

Производительность установки при этом равна:

$$G = W_p C_p (t_{г.п} - t_p).$$

Тогда зависимость производительности установки от количества подаваемой насосом рециркулирующей воды находится как

$$G = \frac{C_p (t_{г.п} - t_p) (\omega - 1)}{r (\omega - 1) + C_p (t_{г.п} - t_p)}. \quad (2.34)$$

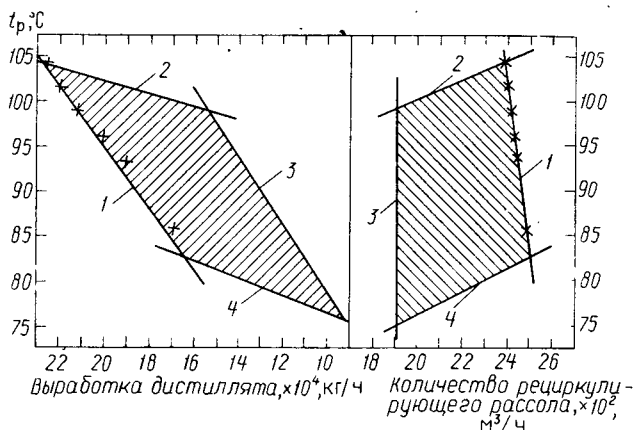


Рис. 2.3. Оптимальные эксплуатационные уровни для ступени установки мгновенного вскипания:

1 — предел величины рециркулирующего рассола; 2 — предел безнакипного режима; 3 — минимальный предел скорости рассола; 4 — предел максимального уровня рассола

На рис. 2.3 приведены предельные значения основных ограничивающих факторов, рассчитанных по уравнениям (2.33), (2.34) применительно к установке производительностью 4550 м³/сут.

Снижение накипеобразования в трубках подогревателей морской воды при эффективной теплопередаче достигается за счет определенной степени турбулентности потока, зависящей от его скорости. На рис. 2.3 показана зона предельных значений скорости циркулирующей воды. Важным фактором, влияющим на производительность установки, считается предел уровня рассола в камерах испарения. Если он в верхней части перепускных порогов падает ниже критической точки, то наблюдается нестабильный участок, где снижение уровня в верхнем потоке жидкости вызывает изменение соотношения между перепадом давления и сопротивлением, способствующим возрастанию скорости потока в верхней части порога, при этом происходит дальнейшее падение уровня рассола с последующим прорывом пара через ступень. Этот прорыв сказывается на динамической нестабильности установки, а также на срыве работы насоса при небольшом уровне рассола в последней ступени. В то же время уровень рассола не должен быть чрезмерно большим, чтобы не допустить выноса рассола в дистиллят. Статическое положение уровня в ступени испарения зависит от количества поступающей воды и скорости парообразования.

Примем, что количество рассола на выходе из ступени равно:

$$W_p''(i) = \rho f \xi g \Delta p \sqrt{2}. \quad (2.35)$$

Для этой зависимости площадь проходного сечения порога находится по формуле

$$f = \frac{f_0 f_1}{(f_1^2 - f_2^2)^{1/2}},$$

где f_0 — площадь соплового канала между ступенями; f_1 — площадь поперечного сечения рассола, выходящего из ступени (верхний поток).

Перепад давления между ступенями

$$\Delta p = (p_{i+1} - p_i) + (H_{i+1} - H_i).$$

Здесь p_{i+1} — давление в последующей ступени; p_i — тоже в предыдущей; H_{i+1} — уровень рассола в предыдущей ступени; H_i — то же в последующей.

Количество производимого ступенью пара $W_{ni} = W'_{pi} C_p \Delta t / r$.

Количество рассола на входе в ступень $W'_{pi} = W_{pi-1} - W_{ni-1}$.

Для ступеней равных производительностей

$$W'_{pi} \approx W_p \left[1 - \frac{i-1}{m} \frac{C_p}{r} (t_{r.n} - t_p) \right]. \quad (2.36)$$

В соответствии с уравнениями (2.35) и (2.36) находим значение уровня в предыдущей ступени:

$$H_{i-1} = H_i + p_i + p_{i-1} + \left(\frac{W_p}{\rho f \xi g \sqrt{2}} \right)^2 \left[1 - (i-1) \frac{C_p}{r} \Delta t_i \right]^2. \quad (2.37)$$

Для последующей ступени

$$H_i = H_k + p_k - p_i + \left[\frac{W_p}{\rho f \xi g \sqrt{2}} \sum_{j=1}^{n-1} - \frac{j}{m} \frac{C_p}{r} (t_{r.n} - t_p) \right]^2, \quad (2.38)$$

где p_k , H_k — давление и уровень последующей ступени.

В установках мгновенного вскипания уровень контролируют только в последней ступени, а фазовые пороги способствуют его поддержанию на заданном значении в целях получения необходимой производительности в каждой ступени. Оптимальные уровни в ступенях исключают проскоки пара при снижении подачи воды и увеличении температуры рассола, что оценено пределами, показанными на рис. 2.3.

Сепараторы испарительных камер также оказывают влияние на производительность установки, так как они предназначены для поддержания рассчитанной скорости пара и при увеличении количества циркулирующего потока или температуры $t_{r.n}$ производительность по пару увеличивается, а вместе с ней растет и скорость отвода пара от сепараторов. Это приводит к росту гидравлического сопротивления, снижению эффективности их действия. Чтобы не допустить перегрузки, необходимо поддерживать равновесие между температурным перепадом в ступени и количеством отбираемого от нее образовавшегося пара.

Как видно из уравнения (2.33), в ступенях отвода теплоты на температуру рассола влияет количество пропускаемой воды и температура t_n . Ее сезонное колебание весьма сказывается на парообразовании, а следовательно, и на производительности установки.

Количество воды, поступающей в регенеративную систему на подпитку, зависит от выработки дистиллята и степени концентрирования рассола, которое определяется соотношением $W_n = G\omega/(\omega - 1)$. Увеличение ω приводит к снижению потока воды на подпитку. При соблюдении оптимальных предельных значений факторов, от которых зависит производительность установки, ее можно теоретически увеличить до 120%, минимальная скорость потока опресняемой воды при этом равна 1,5 м/с. Проскоки пара между ступенями имеют место, если количество циркулирующей воды составляет 94% рассчитанного при температуре нагрева 104,4° С. Наиболее допустимый предел температуры поступающей в установку после головного подогревателя воды при современных схемах водоподготовки равен 121° С.

Получение пресной воды высокого качества на установках мгновенного вскипания требует строгого соблюдения при эксплуатации всех выше рассмотренных факторов, что возможно только с использованием управляющей ЭВМ, способной увязать работу всех элементов установки и согласовать их действие. Это подтверждает многолетний опыт работы опреснительной установки производительностью 30 тыс. м³/сут в итальянском городе Порто-Торрес.

Практически все сооружаемые установки мгновенного вскипания оснащаются ЭВМ, что позволяет вести многопараметрический контроль за режимом их работы в любой промежуток времени, а также обеспечивает надежность работы, уменьшает количество обслуживающего персонала до 2—3 человек.

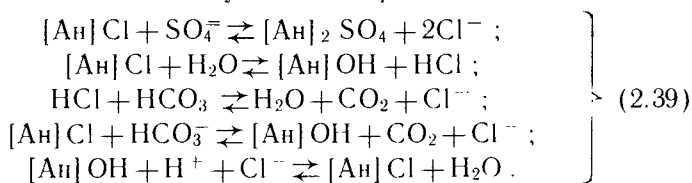
Наряду с достигнутым высоким совершенством установок этого типа до настоящего времени не решены вопросы повышения паросъема за счет увеличения начальной температуры морской воды. Ее предельные значения составляют 95—110° С, так как без соответствующей водоподготовки не удастся исключить накипеобразование и наступающее в результате этого снижение производительности установки через 3—4 года ее эксплуатации. Это обстоятельство побуждает все большее внимание уделять предварительной подготовке исходной воды перед ее поступлением в тепловую схему.

За годы эксплуатации предложен ряд технологических решений, направленных на борьбу с накипеобразованием. В отечественной практике эта задача решается введением меловой заправки в водяной контур опреснителя, которая служит центром кристаллизации накипеобразующих компонентов морской воды [4]. Раскисление поступающей воды серной кислотой с постоян-

ным дозированием позволило несколько поднять температурный потенциал на установках, но не решило вопрос об уменьшении накипи [8]. Предлагаемые различными фирмами антинакипные вещества не обладают высокой температурной стойкостью и несут ряд побочных явлений, сопутствующих качеству конечного продукта.

Одним из возможных решений этой проблемы, привлекающих внимание в настоящее время, является водоподготовка с использованием ионитовых фильтров и предварительным умягчением морской воды. Такой опыт нашел свое воплощение в разработках И. З. Макинского, К. М. Абдуллаева и Г. К. Фейзиева, а в последние годы и в зарубежной практике [1, 55]. Такой способ обработки воды позволяет поднять начальную температуру нагрева воды до 140° С. Первоначально такой принцип удаления из исходной воды сульфата кальция был опробован в Бари и Дела Джела (Италия) на установке производительностью 1900 м³/сут, а затем реализован в Кувейте для опреснителя с выработкой 4590 м³/сут. Их тепловая схема и водоподготовительное оборудование состоят из четырех ионообменных колонн диаметром 3000 мм и высотой 4100 мм, заполненных анионитом. Стальной корпус имеет внутри эбонитовое покрытие. Процесс протекает попеременно в двух колоннах с обменом и регенерацией, протекающих в течение получаса. При стадии обмена в часть колонн поступает предварительно окисленная H₂SO₄ морская вода, после чего она направляется в декарбонизатор и деаэратор. В это время остальные колонны находятся в стадии регенерации, проводимой поступающим рассолом. Движение воды сверху вниз с изменением направления через 10–20 циклов для восстановления давления и отмывки анионита. Ионообменная система снабжена развитой фильтрационной системой, содержащей элементы на 250 мкм. Для предотвращения потерь анионита предусмотрены корзиночные фильтры. Чтобы исключить органическое загрязнение труб испарительных камер, морскую воду хлорируют, но так как это опасно для ионнообменного оборудования, в нее добавляют небольшую часть сульфата натрия, который способствует окислению и удалению хлора. С этой целью предусмотрены две насосные линии: одна для основной рециркуляционной системы, другая для ионнообменной установки, которая включается при концентрации хлора более 5 мг/л.

Реакция обмена в цикле установки протекает по схеме:



В табл. 2.3 приведены основные характеристики установок, на которых проверена технология подготовки воды по рассмотренной схеме. На установках мгновенного вскипания, работающих с другими способами обработки исходной воды, как показывает анализ таблицы, не достигнуты столь высокие показатели. Так, для установки в Доха (Кувейт) при обработке 480 м³/ч морской воды начальная температура ее увеличена со 121 до 138° С, что привело к росту производительности на 17,5% при экономии серной кислоты до 27—35% при работе с рН=4,5 ÷ 5. Аналогичные данные достигнуты на установке Джела (Италия), где ионному обмену подвергается 1440 м³/ч морской воды.

Таблица 2.3. Сравнительные данные для установок мгновенного вскипания с ионной водоподготовкой

Показатель	Установка в Кувейте		Установка в Италии	
	Кислотная установка	С ионным обменом	Кислотная установка	С ионным обменом
Производительность, м ³ /сут	4590	5409	14 400	16 030
Число ступеней	24	24	44	44
Температура, °С:				
максимальная	121	138	120	127
морской воды				
исходной воды	32,2	32,2	20	20
сбрасываемого рассола	40,4	42,3	30,7	31,2
Концентрация, %:				
морской воды	4,5	4,5	3,78	3,78
рассола	6,97	8,55	6,41	9,39
Концентрация солей в дистилляте, мг/л	30	30	5	5
Объем ионита, л	—	40 000	—	60 000
Рабочее давление, кПа	—	600	—	600

Высокая металлоемкость, массовые и габаритные характеристики установок мгновенного вскипания явились основанием к разработке принципиально нового способа подачи опресняемой воды на поверхности нагрева, получившего название тонкопленочного испарения и протекающего при глубоком вакууме в корпусе теплообменного аппарата. Преимущество таких установок заключается прежде всего в высокой интенсивности теплообмена, малом потреблении энергии на собственные нужды, кратковременном контакте исходной воды с греющей поверхностью, от чего во многом зависит процесс накипеобразования. Коэффициент относительной выработки — количество пресной воды, полученной на единицу затраченного теплоносителя, более чем в 1,5 раза выше. По сравнению с установками мгновенного вскипания при равной производительности стоимость капитальных затрат для установок с тонкопленочным испарением ниже, что снижает конечную стоимость

производимой воды. Особенностью тонкопленочных установок является надежность их эксплуатации.

Конструктивные разновидности отличаются способом подачи морской воды на поверхность нагрева. Наибольшее практическое распространение нашли установки с организацией нисходящего, восходящего, горизонтально-пленочного и щелевого принципов поступления воды на трубки теплообменника. Формирование пленки выполняют специальные насадки, вставляемые внутрь трубы и образующие зазор между ее стенкой и телом насадки, или сопловые устройства, распределяющие пленку жидкости по греющим поверхностям. Проектные решения позволяют создавать установки как с горизонтально, так и с вертикально расположенными испарительными камерами, что способствует ограничению потребных площадей под их строительство. В течение последних лет количество построенных и действующих тонкопленочных установок в мире резко возросло. Сравнительный анализ тепловой схемы горизонтально-пленочной установки производительностью 25 000 м³/сут с высокотемпературным нагревом воды до 106° С с числом ступеней, равным 16, с установками различного типа, приведенный в табл. 2.4, указывает на их значительный энергетический вы-

Таблица 2.4. Характеристика горизонтально-пленочной опреснительной установки

Показатель	Мгновенного вскипания	Мгновенного вскипания высокотемпературная	Горизонтально-пленочная низкотемпературная	Парокомпрессионная	Горизонтально-пленочная высокотемпературная
Максимальная температура, °С	90	115	70	100	106
Способ обработки морской воды	Полифосфатный	Кислотный	Полифосфатный	Кислотный	Кислотный
Давление пара из отбора турбины, кПа	200	320	120	—	285
Коэффициент относительной выработки, кг/кг	8	9,5	6,2	—	12,4
Потери на выработку электроэнергии за счет отбора пара на установку, кВт·ч/м ³	11,5	11,7	12,3	—	7,25
Удельный расход энергии на собственные нужды, кВт·ч/м ³	4	3,8	1,5	11	1,5
Общий удельный расход энергии, кВт·ч/м ³	15,5	15,5	13,8	11	8,75
Расход топлива, кг/м ³	3,72	3,72	3,31	2,64	2,1
Общие удельные капиталовложения, дол/(м ³ ·сут)	1613	1508	1307	1450	1091

игрыш. Морская вода после подогрева в подогревателях, расположенных в верхней части камер, разбрызгивается соплами на пучки труб на 12 первых ступенях. Для последующих 4 ступеней вода подается после выхода из 12-й ступени.

Такая система позволяет обеспечить достаточно низкую концентрацию рассола во всех ступенях, чтобы избежать интенсивного выпадения сульфатной накипи. Последние ступени, имеющие более низкие температуры ($60,7^{\circ}\text{C}$), могут выдерживать сравнительно высокую концентрацию поступающей воды, и поэтому проводимая рециркуляция в них снижает количество морской воды, подаваемой в установку, и, следовательно, затраты на предварительную водоподготовку. Теплоносителем в установке служит пар из отбора турбины в количестве $0,053\text{ кг/с}$ с энтальпией, равной $2791,3\text{ кДж/кг}$, и температурой 301°C . При получении 1 м^3 пресной воды турбина недопроизводит $7,25\text{ кВт}\cdot\text{ч}$ энергии.

Значительно снижаются затраты на собственные нужды из-за отсутствия циркуляционных насосов большой мощности, необходимых для установки мгновенного вскипания. Как видно из табл. 2.4, общий расход энергии, равный $8,75\text{ кВт}\cdot\text{ч/м}^3$, в 1,75 раза ниже, чем на других рассмотренных схемах.

Особое внимание при проектировании уделяется материалам, из которых изготавливается оборудование. Так как установка работает при высокой температуре с раскислением морской воды, то корпусные детали испарительных камер выполняются из углеродистой стали с медно-никелевым покрытием, все остальные конструкции, включая трубы, — из медно-никелевых сплавов.

Высокие коэффициенты теплопередачи [$3140\text{ Вт/(м}^2\cdot^{\circ}\text{C)}$], имеющие место в установках горизонтально-плочного типа, позволили выполнить поверхность нагрева равной 6560 м^2 , которая вместе с концевым конденсатором составила 9780 м^2 , что соответствует удельной площади теплообменных поверхностей установки $72,3\text{ м}^2/(\text{м}^3/\text{ч})$ получаемой воды. Особенностью является конструктивное исполнение камер без сепараторов. Общие габаритные размеры установки $5,5\times 7,2\times 54\text{ м}$.

Для установки мгновенного вскипания, равной производительности при прочих сопоставимых условиях, потребуется иметь исполнение с 36 ступенями, а для достижения равноценных энергетических показателей их число составит 80.

Ряд дополнительных преимуществ, характеризующих установку этого типа, — отсутствие насосов перекачки, меньшее число ступеней и водяных камер, малые габариты — приводят к значительным экономическим выгодам.

В Аттоте израильскими фирмами сооружена одна из наиболее крупных установок горизонтально-плочного типа производительностью $20\,000\text{ м}^3/\text{сут}$ (рис. 2.4). Она имеет двухцелевое назначение, так как включена в тепловую схему энергообеспе-

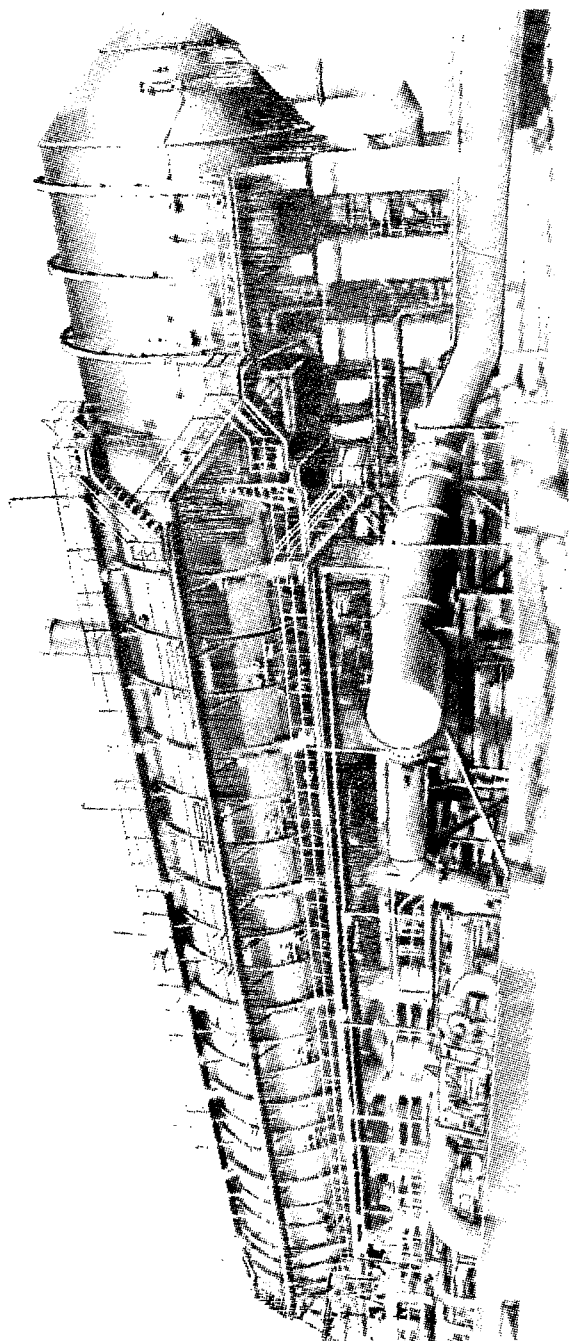


Рис. 2.4. Общий вид горизонтально-плёночной опрессительной установки

чивающей станции общей мощностью 550 МВт. Агрегатно-технологическая схема включает одну ступень, выполненную по принципу мгновенного вскипания, шесть подогревателей-конденсаторов горизонтально-плёночного типа и конечную ступень, выполняющую функции конденсатора образовавшегося вторичного пара. Морская вода поступает в главный конденсатор, 20% ее прокачивается насосом через циркуляционную систему камеры мгновенного вскипания, а 8% выбрасывается на акваторию. Пар первой ступени затем служит теплоносителем в подогревателях-конденсаторах. В концевой конденсатор основным насосом из рециркуляционной системы подается морская вода, которая через сопловые насадки разбрызгивается на горизонтальную поверхность нагрева, охлаждая полученный дистиллят. Большая часть подогретой морской воды направляется в плёнообразующие ступени, из которых конечный продукт — дистиллят — насосом удаляется из установки. Ее обслуживает одна турбина мощностью 42,2 МВт.

Коэффициент относительной выработки лежит в пределах 8,2—9,4 кг/кг. Характеристика горизонтально-плёночной установки приведена ниже.

Производительность, м ³ /сут	20 000
Количество ступеней, шт	8
Температура, °C:	
нагретой воды	63
морской воды	26
Концентрация, %:	
морской воды	4,2
рассола	5,3
Количество морской воды, т/ч:	
общее	11 052
для главного конденсатора	8600
для конденсатора опреснительной установки	252
Количество воды на опреснение, т/ч	2200
Конечная температура, °C:	
дистиллята	34,5
рассола	36,3
Температура воды на выходе главного конденсатора, °C	32,0
Суммарный расход электроэнергии на собственные нужды, кВт	1800
Давление пара на эжектор, кПа	660
Расход пара на эжектор, т/ч	1,8

Анализ потерь в тепловой схеме турбинной установки с опреснительной и без нее позволяет сказать, что рост их незначительный. Так, при номинальной мощности турбины в первом случае они достигают около 5,5 МВт·ч, а во втором — 3,5 МВт·ч.

Расход основной энергии 7,65 кВт·ч/м³, на привод насосов 1,6 кВт·ч/м³, на обеспечение паром высокого давления 0,15 кВт·ч/м³.

В сравнении с энергетическими затратами на установках мгновенного вскипания в сопоставимых условиях этот тип опреснителей оказывается весьма перспективным, кроме того, они

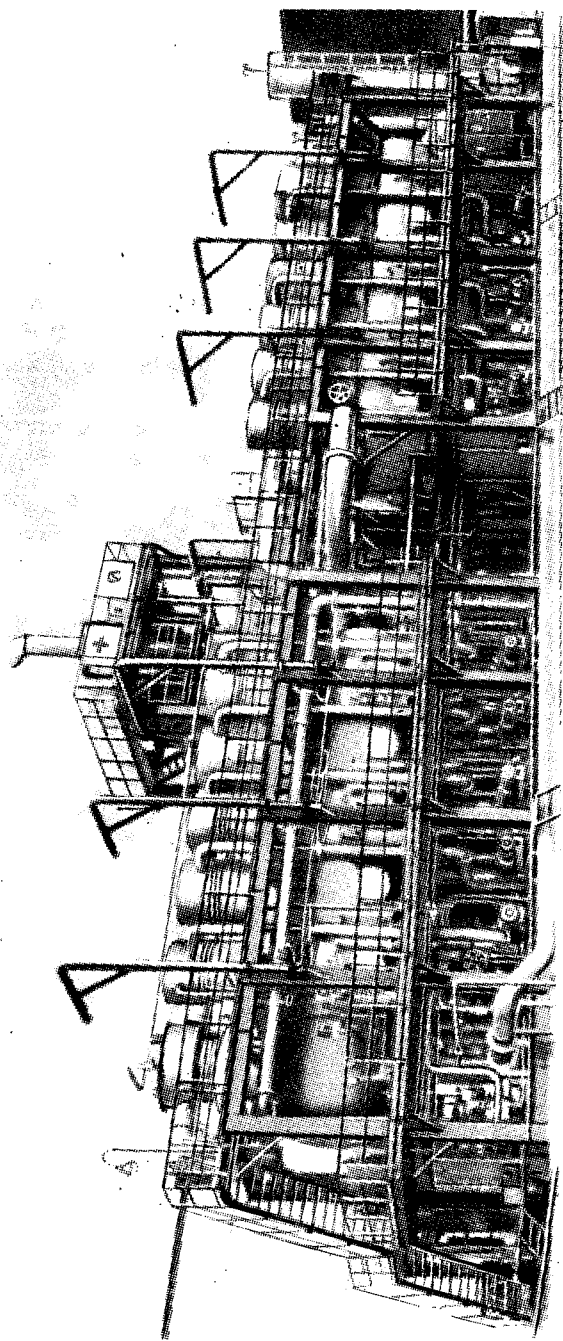


Рис. 2.5. Многоступенчатая вертикально-пленочная опреснительная установка

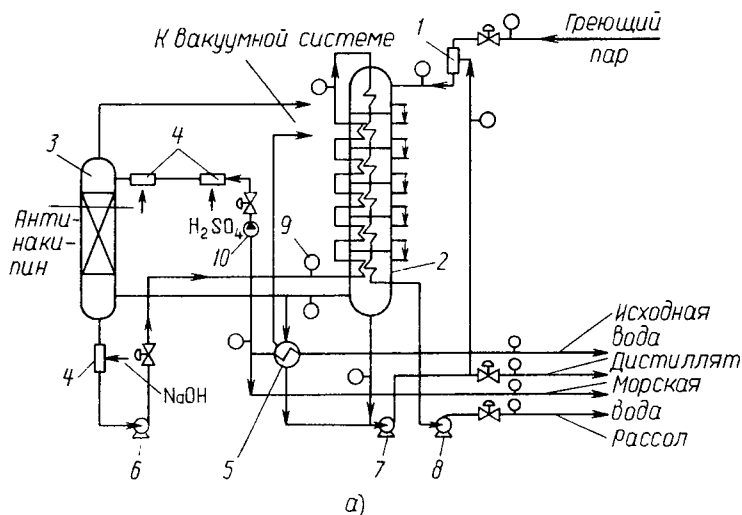
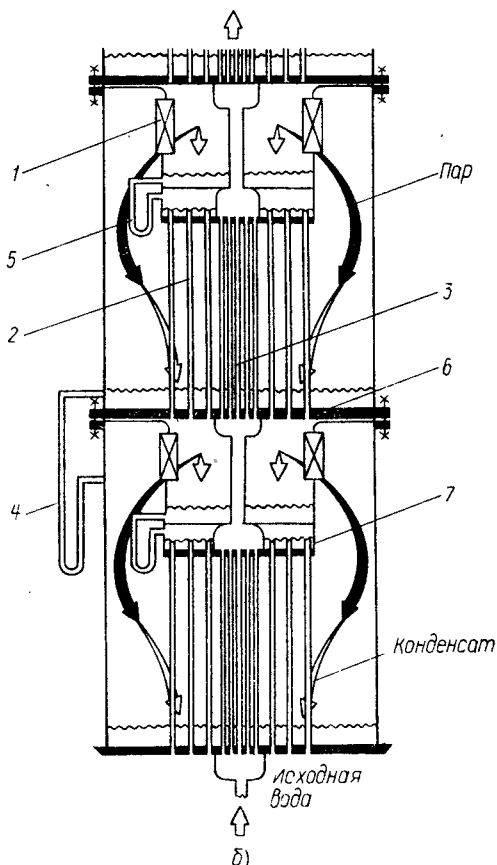


Рис. 2.6

занимают меньше площади и выигрывают в металлоемкости. Низкотемпературный нагрев позволил заменить дорогие медно-никелевые трубы на алюминиевые. Горизонтальная компоновка ступеней по сравнению с ранее распространенной вертикальной упрощает обслуживание и повышает надежность [32]. Качество дистиллята очень высокое с содержанием солей 0,005%. Количество воды, производимой на термических опреснительных установках, составляет 75% общей выработки пресной воды, при этом 67,6% на установках, работающих по принципу мгновенного вскипания, и только 7% на установках тонкопленочного типа. В 1988 г. число горизонтально-пленочных установок составило 272 с общей производительностью 463 000 м³/сут, вертикально-трубных тонкопленочных 119 с выработкой 328 000 м³/сут пресной воды.

Одной из наиболее совершенных схем вертикально-трубных установок с нисходящим течением пленки можно считать сооруженную в Абу-Даби, на которой получают 2273 м³/сут воды. В соответствии с принятой схемой морская вода предварительно нагревается до 95° С в подогревателе, затем две ступени деаэратора готовят ее для подачи в 11-ступенчатый вертикально-трубный испаритель, в первой ступени которого паром из котла воду доводят до температуры 118° С. Вторичный пар каждой предыдущей ступени отдает теплоту стекающей пленке воды в последующих. Конденсация производимого пара происходит в последней ступени (конденсатор 12 кПа). Минимальная температура рассола составляет 50° С. При эксплуатации рассчитанные значения основных показателей практически совпали. Так, коэффициент относительной выработки равен 8, а расход энергии

Рис. 2.6. Пленочный опреснитель с вертикальной компоновкой:
 а тепловая схема: 1 — подогреватель исходной воды; 2 — вертикальный испаритель; 3 — дегазатор; 4 — смесители; 5 — конденсатор; 6 — питательный насос; 7 — насос дистиллята; 8 — насос рассола; 9 — контролирующие приборы; 10 — фильтр; б — компоновка ступеней: 1 — сепаратор; 2 — трубная поверхность испарителя; 3 — подогреватель; 4 — сифон пресной воды; 5 — рассольный сифон; 6 — нижняя трубная доска; 7 — верхняя трубная доска



на установку равен $1,23 \text{ кВт} \cdot \text{ч}/\text{м}^3$ при проектных $7,5$ и $1,4 \text{ кВт} \cdot \text{ч}/\text{м}^3$ соответственно. На рис. 2.5 показан общий вид этой установки, особенностями которой по сравнению с другими являются:

1) совмещение ступеней в одном общем корпусе в целях сокращения конструктивных элементов;

2) использование тепловой энергии вторичного пара для нагрева опресняемой воды;

3) совмещение конденсатора производимого пара в одном корпусе со ступенями испарения;

4) возможность обеспечения устойчивого теплообмена при возрастании температурного перепада.

Общим недостатком, сохраняемым при горизонтальном расположении ступеней в тонкопленочных опреснительных установках, следует признать наличие значительного числа насосов для перекачки исходной воды. Это в некоторой степени устраняется в установках с вертикальным расположением ступеней. Такое решение применено в настоящее время для большинства горизонтально-пленочных, а также вертикально-пленочных установок.

Такое решение позволяет обеспечить устойчивую работу всех ступеней без нарушения поступления опресняемой воды в их технологическую схему, сокращает площадь, занимаемую установкой. Такого типа опреснители производительностью 1440 и $2400 \text{ м}^3/\text{сут}$ построены в Италии и заняли площадь под за-

стройку 200 м². Принципиальная схема и конструктивное выполнение даны на рис. 2.6.

Вода после деаэратора поступает в расположенные в средней части корпуса вертикально-трубные подогреватели, по которым движется снизу вверх, нагреваемая вторичным паром. Конечный ее подогрев достигается в первой верхней ступени до температуры 113° С. Затем исходная вода поступает в теплообменные поверхности, стекая тонкой пленкой по трубкам из ступени в ступень через специальные сифоны, находящиеся внутри корпуса. Основные показатели установки приведены ниже.

Производительность, м ³ /сут	2400
Число ступеней	6
Температура, °С:	
исходной воды	26
подогрева исходной воды в конденсаторе	41
воды после регенеративного подогрева	92
греющего пара в I ступени	113
дистиллята в последней ступени	54
Давление, кПа:	
воды после питательных насосов	750
дистиллята после насосов	650
за рассольными насосами	200
Высота корпуса, мм	31 300
Диаметр, мм:	
корпуса	2850
труб подогревателя	16
труб испарителя	76
Длина трубок, мм:	
конденсатора	4267
в ступенях испарителя и подогревателя	2500

Общее количество морской воды, проходящей через ступени, составляет 300 м³/ч с подачей в тепловую схему 637 м³/ч при расходе греющего пара 21,2 м³/ч.

Опыт эксплуатации такой установки показал, что ее производительность и качество получаемого дистиллята постепенно ухудшается, что связано с накипеобразованием и недостаточной эффективностью работы сепарационных устройств.

2.3. ПОВЫШЕНИЕ ТЕПЛОВОЙ ЭФФЕКТИВНОСТИ ОПРЕСНИТЕЛЬНЫХ УСТАНОВОК

Основная тенденция в совершенствовании тепловых схем термических опреснительных установок выражена в стремлении сократить расходы энергии на производство воды, что способствует снижению ее стоимости. Решение этой задачи возможно за счет как технологических, так и конструктивных улучшений характеристик всех элементов, обеспечивающих работу установки. К их числу можно отнести:

- 1) изыскание новых путей, интенсифицирующих процесс опреснения;
- 2) использование нетрадиционных источников энергии для подогрева воды;

- 3) подогрев морской воды теплотой различных выбросов;
- 4) комбинирование тепловых схем и различных процессов;
- 5) многоцелевое применение энергоисточника, обслуживающего установку и сам опреснитель.

В современной практике эти направления находят свое воплощение, дают достаточный экономический эффект. Среди наиболее интересных разработок следует рассмотреть тепловую схему, осуществленную голландскими специалистами и фирмой «Эсмил», в которой использован принцип псевдооживленного слоя. В этой схеме применяется пленкообразующая система фирмы «Бафэкс», позволяющая исключить трубные поверхности путем их замены листовым профильным материалом.

При опреснении морской воды наблюдается выпадение значительных количеств CaCO_3 , $\text{Mg}(\text{OH})_2$ и $\text{CaSO}_4 \cdot x\text{H}_2\text{O}$ ($x=0$; 0,5; 2), которые кристаллизуются на поверхности нагрева при высокой температуре из-за низкой растворимости, что приводит к увеличению термического сопротивления и снижению эффективности работы теплопередающих элементов опреснительной установки.

Одним из возможных путей борьбы с накипью является создание дисперсной системы подвижных твердых частиц, которая при движении опресняемой воды в трубках теплообменных аппаратов усиливает перенос теплоты при взаимодействии с пристенным пограничным слоем и уменьшает накипеобразование на поверхности нагрева за счет механических ударов по ней.

В качестве твердой фазы применяют стеклянные шарики, а также частицы из алюмосиликата или муллита, имеющие достаточную прочность и малую плотность. При выпадении накипи твердые частицы сталкиваются с растущими кристаллами, разрушают их и уносят с массой воды. Теоретические предпосылки этого способа интенсификации процесса опреснения определяются тем, что выпадение накипи не наблюдается до тех пор, пока скорость ее разрушения выше скорости отложения. Скорость разрушения накипи зависит от частоты удара частиц на единицу поверхности.

Свойства частиц псевдооживленного слоя, средняя кинетическая энергия столкновения отдельных частиц и частота столкновений позволяют при определенных условиях достичь минимального уровня образования накипи на поверхности нагрева. Согласно данным Д. Мейджера на свободно падающую в большом объеме жидкости сферическую частицу действуют три силы: тяжести, трения и подъема:

$$F = F_g + F_\tau + F_n = \frac{\pi}{6} d_0^3 g (\rho_0 - \rho) + \frac{\pi}{8} d_0 \xi \rho V_0, \quad (2.40)$$

где d_0 — диаметр частиц; V_0 — скорость падающих частиц; ρ_0 , ρ — плотность частиц и жидкости; ξ — коэффициент трения.

При равенстве силы трения разности сил тяжести и подъема скорость падения частиц

$$V_0 = \sqrt{\frac{4}{3} \frac{d_0 g (\rho_0 - \rho)}{\tau \rho}}. \quad (2.41)$$

С учетом влияния стенки конечная скорость будет меньше и равна $V_i = V_0 \cdot 10 d_0 / d$, где d — диаметр трубы.

Скорость падения и оседания массы шаровидных частиц выражается через их пористость ϵ как

$$V = V_i \epsilon^n. \quad (2.42)$$

Тогда с учетом (2.40) — (2.42) получим

$$V = \epsilon^n \cdot 10^{-\frac{d_0}{d}} \sqrt{\frac{4}{3} \frac{d_0 g (\rho_0 - \rho)}{\tau \rho}}. \quad (2.43)$$

Для установившегося режима скорость оседания частиц равна скорости жидкости V_j , т. е.

$$\lg V_j = n \lg \epsilon + \lg V_i. \quad (2.44)$$

При больших числах Рейнольдса, пористость слоя определяется скоростью жидкости.

При числах $Re_0 = V_0 \rho d_0 / \nu > 500$ $n = 2,39$; для $Re = V \rho d_0 / \nu > 1000$ $n = 0,43$.

Средняя скорость удара частиц дисперсного слоя о стенку для геометрически и гидродинамически подобных систем находится по формуле

$$V'_x = V''_x (d' / d'')^{0,5}, \quad (2.45)$$

где d' / d'' представляет собой фактор накипеобразования.

Откуда частота ударов перпендикулярно поверхности нагрева, приходящаяся на единицу площади, запишется как

$$N = 6 V'_x (1 - \epsilon) / \pi d_0^3 \quad (2.46)$$

или $N_1 = N_2 (d' / d'')^{2,5}$, т. е. для частиц N_1 и покрытых накипью частиц N_2 частота ударов о поверхность изменяется пропорционально 2,5.

Соотношение между импульсом и кинетической энергией в радиальном направлении для двух систем равно:

$$\left. \begin{aligned} I'_x &= I''_x (\rho' / \rho'') (d' / d'')^{3,5}; \\ E'_x &= E''_x (\rho' / \rho'') (d' / d'')^4. \end{aligned} \right\} \quad (2.47)$$

Кинетическая энергия перпендикулярно поверхности перемещающихся частиц может быть выражена как

$$E_0 = 9,13 \cdot 10^{-6} (\rho_0 - \rho)^{0,38} \left(\frac{V_0 d_0}{\varepsilon} \right)^{0,66} v^{0,28}. \quad (2.48)$$

Средние составляющие при этом $E_x = 1/2 E_0$ и частота удара $N = 6(1 - \varepsilon)\pi d^3 (E_x/2\pi m)^{0,5}$. Полагая $m = \rho_0 \pi d_0^3/6$ находим, что

$$N = \sqrt{\frac{108(1 - \varepsilon)^2 E_x}{\pi^4 \rho_0 d_0^9}}. \quad (2.49)$$

Частицы слоя постоянно передвигаются, ударяются между собой и с ограничивающей их стенкой. Сила удара частиц меняется от нуля до максимального значения.

Эта сила с достаточной точностью описывается зависимостью

$$F_{\text{макс}} = 0,76 \left(\frac{E}{1 - k^2} \right)^{0,4} d_0^2 \rho_0^{0,6} V_x^{1,2}. \quad (2.50)$$

Время удара о стенку

$$t = 2,54 \left[\frac{\rho(1 - k^2)}{E} \right]^{0,4} d_0 V_x^{-0,2}. \quad (2.51)$$

В уравнениях (2.50) и (2.51) модуль пластичности E складывается из модулей материала частиц E_1 и стенки E_2 и равен $E = E_1 E_2 / E_1 + E_2$ при коэффициенте $k = 0,3$. Установлено, что при пористости 0,8 средняя скорость покрытых накипью частиц при их перемещении перпендикулярно поверхности нагрева достигает значений 4 см/с, что удовлетворительно согласуется с теорией. Максимальная кинетическая энергия наблюдается при $\varepsilon = 0,65 \div 0,7$ при скорости падения частиц 0,68 м/с. Увеличение пористости более 0,7 уменьшает среднюю частоту ударов на единицу площади. При малых пористостях слоя свободное движение частиц ограничено, а средняя удельная кинетическая энергия уменьшается. В пределах полученных расчетных значений величин обеспечивается значительное снижение накипеобразования на поверхности.

Теплообменные аппараты опреснительной установки выполняются из труб с гладкой или желобообразной поверхностью. В качестве металла используются медно-никелевые сплавы высокой стоимости. Интенсивность передачи теплоты для таких труб достаточно высокая. Стремление добиться снижения расходов теплоты и одновременно упрощения формы поверхности нагрева привело к разработке новых листовых профильных материалов, позволяющих сформировать теплообменник с коэффициентами теплопередачи до 7500 Вт/(м²·°С). Вертикальная компоновка листов специального гофрообразного профиля,

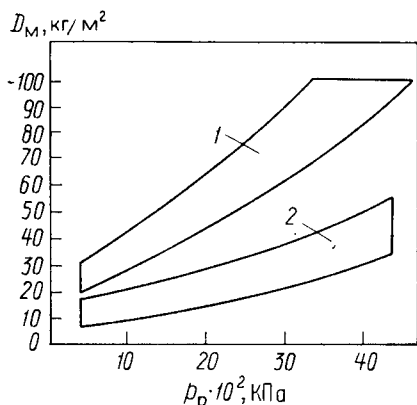


Рис. 2.7. Расход металла на корпус и поверхность нагрева при различных давлениях:

1 — в обычных теплообменниках; 2 — в теплообменниках фирмы «Бавекс»

выполненных из титана, создает щелевой поток выпариваемой воды с одновременным образованием сопловых проходов между ступенями. Этот процесс фирмой «Бавекс» (ФРГ) положен в основу создания крупных установок, работающих с мгновенным и пленочным испарением морской воды, при этом достигается ряд технологических и конструктивных преимуществ по сравнению с другими типами установок. Прежде всего коэффициент относительной выработки (количество производимого дистиллята на единицу расходуемого пара) вырос в несколько раз, в результате чего улучшились экономические показатели. Коэффициенты теплопередачи при равных условиях выше, чем в теплообменных элементах других опреснительных систем.

Как видно из рис. 2.7, металлоемкость установки значительно ниже. Снижение энергозатрат на выработку воды возможно при многоступенчатом нагревании в роторных испарителях, когда коэффициенты теплопередачи в несколько раз превышают их значения для других теплообменников [119]. Интенсификация процесса особенно проявляется при сочетании роторного опреснителя с солнечным нагревом исходной воды, когда коэффициент относительной выработки составляет около 30 кг/кг при весьма низких температурных напорах в ступенях.

Вторым направлением снижения энергозатрат на опреснение является использование в качестве энергетических источников энергии Солнца, ветровых электростанций, геотермальных вод, перепада температур на поверхности и в глубинах океанской акватории.

Использование солнечного нагрева морской воды — один из современных подходов к разработке схем термической дистилляции, так как аридные зоны являются наиболее богатым источником солнечной энергии, концентрация которой позволяет обеспечить достаточную температуру для энергетического цикла.

Климатические и конструктивные параметры определяют эффективность установок такого типа.

Применительно к опреснителю со стеклянным покрытием уравнения массового и теплового балансов имеют вид

$$hlC'\rho \frac{\partial t'_b}{\partial \tau} dx + m_0 C' \frac{\partial t'_b}{\partial x} = [\alpha'_1 (t_c - t'_b) - K (t'_b - t_0) - Q_{в.с.}] h dx;$$

$$K_1 (t_b - t_c) = K_2 (t_c - t_b);$$

$$Q_{в.с.} \frac{dt_{м.в.}}{d\tau} = \beta H_s - \alpha_0 (t_{м.в.} - t_0) - K_1 (t_{м.в.} - t_c),$$

где h — ширина солнечного коллектора, м; C' — удельная теплоемкость воды, Дж/(кг·°C); H_s — солнечная интенсивность, Вт/м²; K_1 — коэффициент теплопередачи от водяной поверхности к стеклянному покрытию; K_2 — комбинированный коэффициент теплоотдачи стекла в окружающей среде; α'_1 — конвективный коэффициент теплоотдачи от стеклянного покрытия к стекающей воде, Вт/(м²·°C); t_0 — температура окружающей среды; t_c — температура стеклянного покрытия; t'_b — температура воды, стекающей по покрытию; $t_{м.в.}$ — температура опресняемой воды, °C; $Q_{в.с.}$ — суммарное количество передаваемого тепла от воды к стеклу, Вт/м²; α_0, β_0 — расчетные коэффициенты.

Совместное решение системы уравнений с учетом, что давление насыщенного вторичного пара $p = R_1 t + R_2$, а R_1 и R_2 определяются по таблицам водяного пара, дает

$$hlC'\rho \frac{\partial t'_b}{\partial \tau} dx + m_0 C' \frac{\partial t'_b}{\partial x} dx = [\alpha'_1 (t_c - t'_b) + K_2 (t'_b - t_0) - R_1 \alpha_1 (t'_b - d_b t_b) - R_2 \alpha_1 (1 - d_b)] h dx. \quad (2.52)$$

Количество воды, стекающей по покрытию, кг/с, запишем в виде $m_0 = hlV'\rho$, где V' — скорость воды, м/с.

Расчетные коэффициенты α_0, β_0 и α_1 находятся по формулам

$$\alpha_0 = \frac{\alpha_n \alpha_n}{\alpha_n + \alpha_n}; \quad \beta_0 = \frac{\alpha_n \beta_2}{\alpha_n + \alpha_n} + \beta_1; \quad \alpha_1 = 0,65 [1 + 0,85(V' - V_b)].$$

Здесь α_n — коэффициент теплоотдачи зачерненной поверхности пола; α_n — то же изоляции корпуса, Вт/(м·°C); β_1 — доля солнечной энергии, поглощаемой водой; β_2 — то же, поглощаемой корпусом; V_b — скорость ветра, м/с; d_b — относительная влажность воздуха.

Температура стеклянного покрытия может быть выражена соотношением

$$t_c = (K_1 t_{м.в.} + \alpha'_1 t'_b) / (K_1 + \alpha'_1), \quad (2.53)$$

где $t_{м.в.}$ — температура морской воды в коллекторе, °C.

С учетом (2.53) уравнение (2.52) записывается в виде

$$\frac{dt'_b}{q - t'_b} dx = \varphi dx, \quad (2.54)$$

при этом $\varphi = \varphi''/\varphi'$, где $\varphi' = K_1 + K_2 + R_1 d_b \alpha_1$; $\varphi'' = K_1 t_{м.в} + K_2 t_0 + \alpha_1 d_b R_1 t_0 - \alpha_1 R_2 (1 - d_b)$; $\varphi = K_1 + K_2 + R_1 \alpha_1 d_b$.

Решение уравнения (2.54) позволяет установить температуру получаемой воды, стекающей с покрытия,

$$t'_b = \varphi - (\varphi - t') \exp(-\varphi L),$$

где t' — температура воды, поступающей на покрытие, °C; L — длина покрытия, м.

Средняя температура стеклянного покрытия

$$t_c = (K_1 t_{м.в} + K_2 t'_b) / (K_1 + \alpha'_1);$$

$$t_c = (\alpha_{01} + \alpha_{он} \xi_4 \xi_1) t_{м.в} + \alpha_{он} (\xi_4 \xi_2 + \xi_3 t'). \quad (2.55)$$

Определение средней температуры воды, стекающей с покрытия, можно выполнить с помощью зависимости

$$t'_b = \varphi + \frac{\varphi - t'}{\varphi L} [\exp(-\varphi L) - 1].$$

Температура морской воды в коллекторе согласно (2.52)

$$\frac{dt_{м.в}}{d\tau} + b_0 t_{м.в} = c_0,$$

откуда находим

$$t_{м.в} = \exp(-b_0 \tau) \int_0^\tau c_0 \exp(b_0 \tau) d\tau + t'_{м.в} \exp(-b_0 \tau). \quad (2.56)$$

В уравнениях (2.55) и (2.56) входящие в них величины можно записать как

$$\xi_1 = \frac{K_1}{\varphi' \xi_2}; \quad \xi_2 = \frac{(K_2 + \alpha_0 R_1 d_b) t_0 + \alpha_0 R_2 (1 - d_b)}{\varphi'};$$

$$\xi_3 = 1 - \frac{\exp(-\varphi L)}{\varphi L}; \quad \xi_4 = 1 - \xi_3; \quad \alpha_{01} = \frac{K_1}{K_1 + \alpha'_1}; \quad \alpha_{он} = \frac{\alpha'_1}{K_1 + \alpha'_1};$$

$$b_0 = [\alpha_0 + K_1 (1 - \alpha_{01} - \alpha_{он} \xi_3 \xi_1)] \frac{1}{Q_b};$$

$$c_0 = [\beta_0 H_s + \alpha_0 t_0 + K_1 \alpha_{он} (\xi_3 \xi_2 + \xi_4 t')] \frac{1}{Q_b},$$

где Q_b — тепловыделение водяного зеркала, Дж/(м²·°C).

Количество теплоты, переданной в процессе выпаривания, запишется как $Q_{вс} = \alpha_{2в} (t_{м.в} - t_c)$.

Значение коэффициента теплоотдачи при испарении воды с достаточной точностью находится по формуле

$$\alpha_{2в} = 16,3 \cdot 10^{-3} \alpha_{1в} (p_b - p_c) / (t_{м.в} - t_c).$$

Конвективный коэффициент теплоотдачи от водяной поверхности к покрытию определим по формуле

$$\alpha_{1в} = 0,884 \left[(t_{м.в} - t_c) + \frac{(p_b - p_c)(t_{м.в} + 273)}{268,9 \cdot 10^3 - p_b} \right]^{1/3};$$

радиационный коэффициент теплоотдачи имеет вид

$$\alpha_{2в} = \frac{0,9 \{ (t_{м. в} + 273)^4 - (t_c + 273)^4 \}}{t_{м. в} - t_c},$$

где p_v и p_c — парциальные давления вторичного пара при температуре стекла и воды, Па.

Часовая производительность установки, кг/м^2 , определяется по формуле $G = Q_{в. с} / (r \cdot 3600)$.

Методика расчета коллекторной солнечной системы со стекляннм покрытием позволяет при известных исходных параметрах и заданных размерах оценить эффективность сооружения такой установки. Опытные данные Д. Тивари [118] показали, что при толщине стекла 0,01 м, при длине коллектора 10 м и при скорости морской воды 0,005 м/с дневная производительность установки может составить 3,5—5 кг/м^2 при температуре нагрева воды 40—55° С.

Утилизация теплоты низкопотенциальных источников — выхлопные газы двигателей внутреннего сгорания, газовых турбин, промышленных вентиляционных устройств, газов металлургических производств — в большой степени будет способствовать снижению стоимости получения пресной воды в процессе опреснения. Ряд технологических схем такого типа с использованием контактного опреснения, тепловой энергии, охлаждающей воды ДВС и других нашли свое практическое решение [9].

Особый интерес представляет комбинирование типовых схем термической дистилляции с термомеханическими и эжекционными компрессорами, снижающими расход энергии на собственные нужды опреснителя и повышающие выработку дистиллята.

Экономичность процесса повышается при сочетании дистилляционной и обратноосмотической установок. Эффективность термического опреснения возрастает при многоцелевом назначении установки совместно с энергообеспечивающей, когда производится вода, электрическая и тепловая энергия, а также переработка до сухих остатков концентрированных рассолов с извлечением из них дефицитных химических элементов. Наибольшее внимание в этом случае обращают на себя установки с атомными реакторами.

Процесс выпаривания в псевдоожигенном слое реализован на установке, построенной на острове Тексел в Голландии, производительностью 500 $\text{м}^3/\text{сут}$ при исходной концентрации воды 2,5%. Она имеет 26 вертикально расположенных ступеней, через трубки которых движется поток опресняемой воды, заполненной стеклянными шариками диаметром 22 мм со степенью заполнения 0,8. Температура нагрева воды в головном подогревателе 115° С.

При движении снизу вверх опресняемая вода проходит через все ступени, где нагревается теплотой камер мгновенного вски-

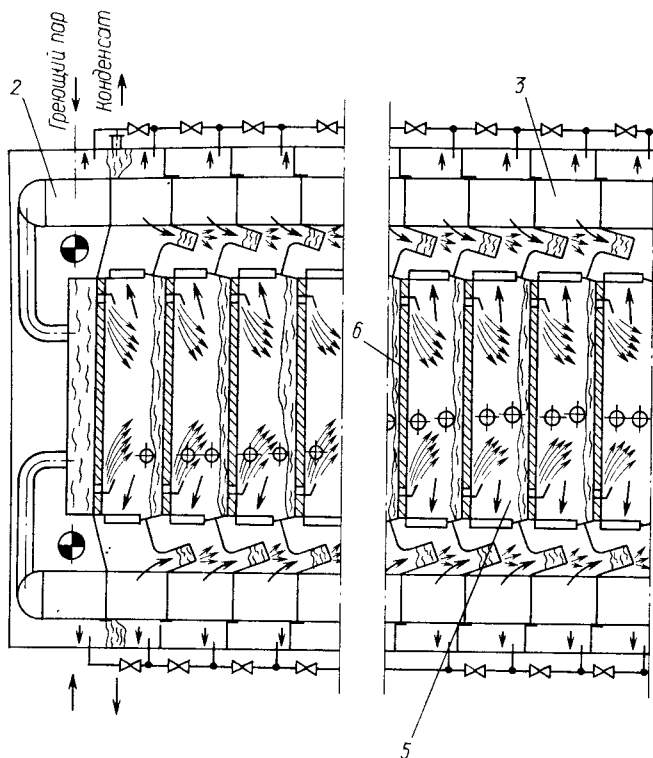


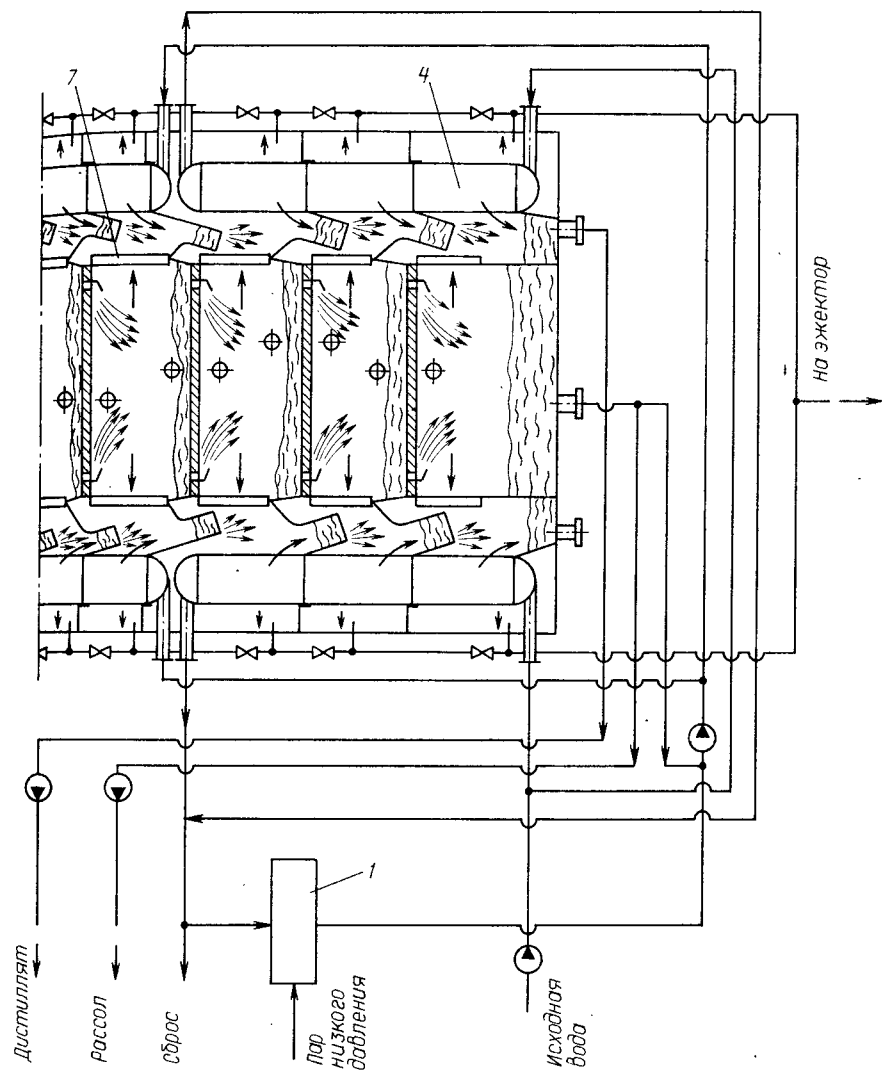
Рис. 2.8. Установка мгновенного вскипания вертикальной компоновки с конденсаторами фирмы «Бавекс»:

1 — блок приготовления антинакипинов; 2 — головной подогреватель; 3 — основные ступени; 4 — ступени режекции; 5 — платы конденсатора; 6 — дырчатый лист; 7 — сепаратор

пания, по которым она протекает сверху вниз. Заполненный шариками поток находится в постоянном движении, интенсифицируется процесс.

Высокие эксплуатационные показатели для установок мгновенного вскипания получены фирмой «Бавекс» для башенного опреснителя производительностью $10\,000\text{ м}^3/\text{сут}$.

В тепловой схеме (рис. 2.8) трубный конденсатор-подогреватель заменен на щелевой пластинчатый с толщиной гофрированных плат $0,4\text{ мм}$ из монель-металла. Ступени в количестве 75 расположены по бокам. Общая высота корпуса 35 м , занимаемая площадь 20 м^2 . Морская вода поднимается вверх по щелям конденсатора подогревателя, подогревается в трех нижних ступенях отвода теплоты, затем проходит водообработку и прокачивается через все ступени, окончательная температура нагрева до 120°С достигается в головном подогревателе. Про-



цесс испарения морской воды осуществляется в вертикальных камерах. Конденсат вторичного пара собирается в специальных карманах и стекает в нижнюю часть корпуса. В установке отсутствуют фазовые пороги, их функцию выполняют вертикальные сопла с отражателями, расположенные на днищах каждой ступени испарения. Горизонтальные проходы образованы каналами длиной 330 мм и щелевым сечением 5 мм. Такой принцип конструктивного решения создает ряд преимуществ: снижается расход энергии на собственные нужды, а коэффициент относитель-

ной выработки возрастает до 15 кг/кг греющего пара; резко увеличивается поверхность нагрева конденсатора подогревателя, что повышает использование теплоты вторичного пара, а применение монель-металла и титановых сплавов повышает коррозионную стойкость оборудования и время его эксплуатации.

Наибольшее значение при создании установки необходимо отдать профилю поверхности, из которой формируются теплообменники (подогреватели, испарители). Конфигурация плат различна, что позволяет как создать устойчивые перепады давлений между ступенями, так и получить высокие коэффициенты теплопередачи в процессе пленочного орошения.

На рис. 2.9 представлены отдельные элементы плат, из кото-

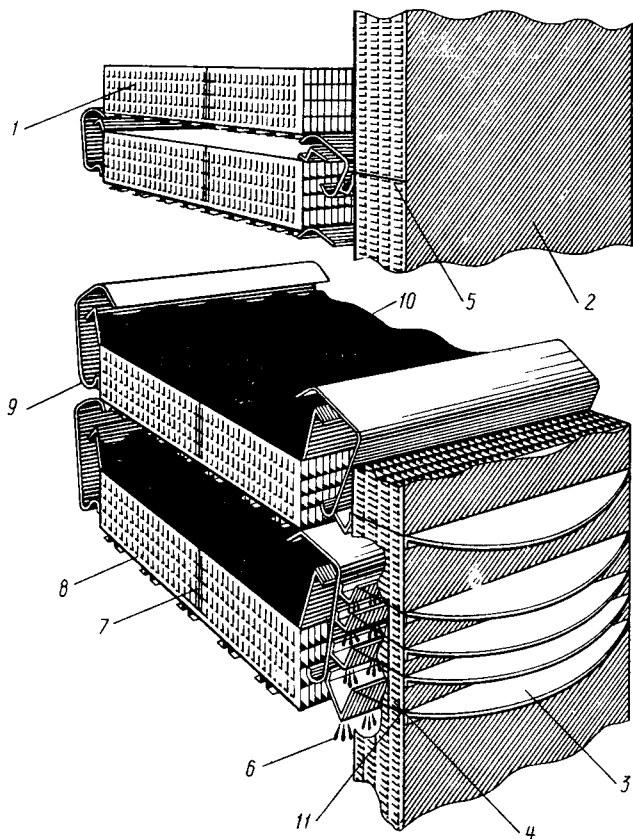


Рис. 2.9. Элементы установки с профильными поверхностями нагрева:

1 — ступени пленочного испарения; 2 — конденсатор-подогреватель; 3 — система отвода газов; 4 — концевые подогреватели; 5 — конденсатор ступеней мгновенного вскипания; 6 — дистиллят ступеней мгновенного вскипания; 7 — центральный канал для конденсата вторичного пара; 8 — профильные листы; 9 — сепаратор; 10 — дырчатый лист; 11 — граница конденсатора ступени мгновенного вскипания

рых набирается общая поверхность нагрева установки. Структурный профиль плат имеет двусторонний желобоподобный выгиб. Отдельные платы подогревателя сварены между собой с образованием щелевых проходов, по которым движутся вода и пар. Платы образуют плотный контакт поверхностей, в результате чего гидравлические потери при движении морской воды минимальны. Перетекание воды регулируется соплами. На основе таких теплообменных поверхностей построена комбинированная вертикально-пленочная и мгновенного вскипания установка, состоящая из 55 ступеней пленочного типа и 75 ступеней мгновенного вскипания, производительностью 5000 м³ пресной воды в сутки.

Она характеризуется очень высоким коэффициентом относительной выработки (более 40 кг/кг), малой площадью под застройку (2,5×3,2 м). Платы теплообменных аппаратов выполнены из титановых листов. Морская вода с температурой 35° С поступает в нижний конденсатор-подогреватель мгновенного вскипания и прокачивается насосом вверх, где в головном подогревателе ее температура достигает 130° С.

Из сборника корпуса она начинает стекать через щелевые каналы ступеней пленочного типа, которые обогреваются образующимся в них вторичным паром. Часть этого пара конденсируется на боковых поверхностях со стороны, противоположной щели, через которую течет исходная вода. Конденсат собирается в специальных накопителях и через отверстия в них доходит до нижнего сборника, откуда забирается насосом. Часть морской воды, вынесенная со вторичным паром, отделяется за счет собственного веса при развороте потока в сепараторах.

В табл. 2.5 даны сравнительные показатели работы комби-

Таблица 2.5. Сравнительная характеристика установки

Показатель	Комбинированная	Мгновенного вскипания
Количество подаваемой морской воды, м ³ /г	370	—
Температура, ° С:		
воды	35	—
греющего пара	132	125
Концентрация солей, %	4	4
Количество греющего пара, т/ч	5,2	
Давление, кПа	290	
Количество получаемого дистиллята, м ³ /ч	210	
Степень концентрирования	2,3	3
Относительная выработка, кг/кг пара	40	6- 12
Потребляемая мощность, кВт·ч/м ³	1,5- 2	3- 5
Раскисление воды, %	70	100
Число ступеней:		
мгновенного вскипания	75	10—35
пленочных	55	—

нированной схемы такого типа в сопоставлении с обычной установкой мгновенного вскипания равной производительности, подтверждающие ее высокую эффективность.

Применение монель-металла в 5 раз удлиняет срок работы оборудования по сравнению с медно-никелевыми трубными поверхностями. При изготовлении трубок из титана коррозионного износа не наблюдается. Малый общий вес отдельных ступеней облегчает монтаж установки. Капитальные затраты такой установки и обычной одинаковы, но расходы на тепло- и электроэнергию сокращаются соответственно в 4 и 2 раза.

В районах, располагающих избыточным количеством солнечных дней и высокой среднегодовой температурой, экономически целесообразно сооружать опреснители с использованием тепловой и радиационной энергии солнца.

Установка отличается хорошими массовыми показателями (табл. 2.6).

Солнце ежегодно посылает на землю $580 \cdot 10^{15}$ кВт·ч энергии. В течение шести месяцев летнего сезона в средних широтах на площадь в 1 км^2 падает солнечная энергия, эквивалентная 100 тыс т условного топлива. Гелиоопреснение — один из наиболее старых способов получения пресной воды, и его разработки ведутся как у нас в стране, так и за рубежом [2, 5]. Под руководством Р. Б. Байрамова в ФТИ АН Туркмении создан ряд солнечных опреснителей производительностью до 5 л/м^2 сутки. Большие работы в этом направлении в течение многих лет проводятся в Греции при участии А. А. Далианиса [69]. Среди практически оправдавших себя установок являются установки парникового типа и установки с концентраторами [33]. Использование энергии в таких установках для испарения морской воды составляет 50—60%. В технике гелиоопреснения появилось новое направление. Это объясняется разработкой новых конст-

Т а б л и ц а 2.6. Геометрические и тепловые характеристики

Показатель	Испаритель плечочный	Конденсатор- подогреватель ступени мгновенного вскипания
Число целевых проходов	18 520	759 000
Поверхность нагрева, м^2	491	8200
Удельная поверхность на единицу испаряемого объема, $\text{м}^2/\text{м}^3$	200—290	—
Удельная поверхность на единицу подогреваемой воды, $\text{м}^2/\text{м}^3$	—	220
Удельный расход титана, $\text{м}^2/\text{кг}$	1,1	0,5
Коэффициент теплопередачи, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot ^\circ \text{С})$	4180	4250
Температурный перепад, $^\circ \text{С}$	1,74	0,8
Максимальное давление морской воды на входе, кПа	—	800

рукций коллекторов и соединений гелиосистемы с типовыми опреснителями. Такой принцип дает возможность увеличить производительность установки и снизить затраты на ее получение. Одной из наиболее совершенных схем является построенная в Объединенных Арабских Эмиратах (Абу-Джаби) установка на $120 \text{ м}^3/\text{сут}$ пресной воды.

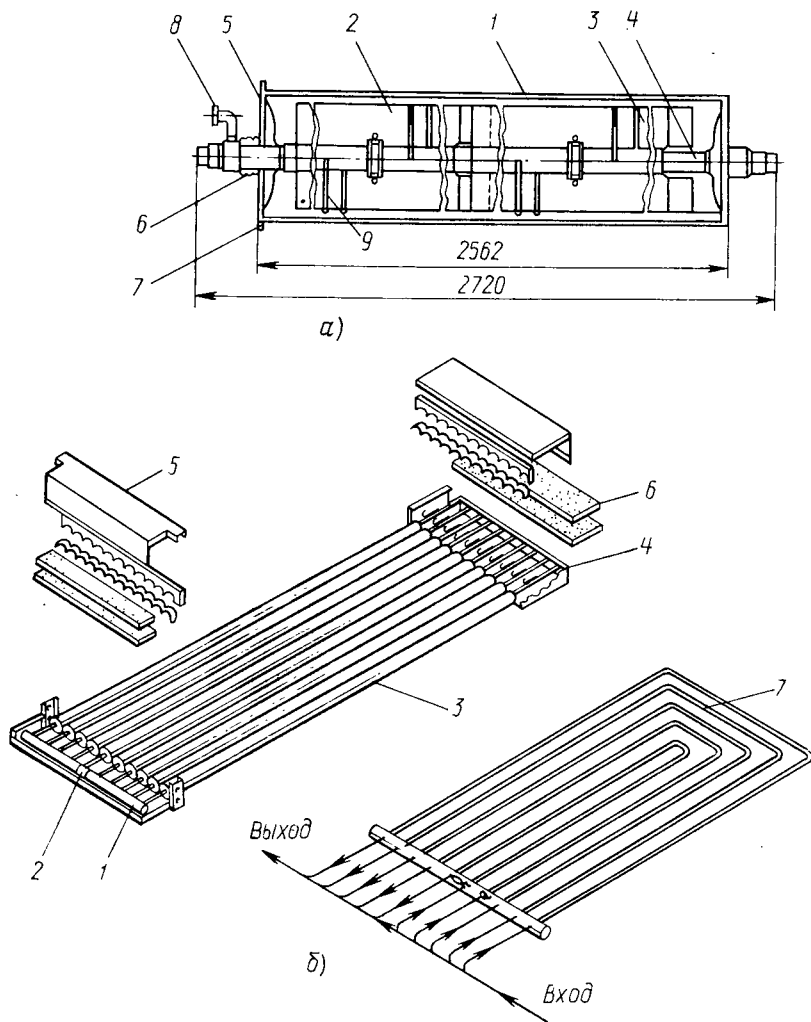


Рис. 2.10. Коллекторы гелиоопреснителя:

а — конструкция одиночной трубки коллектора: 1 — стеклянная трубка; 2 — вакуумная изоляция; 3 — плата абсорбера с селективным покрытием; 4 — медная трубка; 5 — крышка; 6 — сиффон; 7 — трубка отсоса; 8 — керамический изолятор; 9 — поддержка платы абсорбера; б — коллектор: 1 — подающая трубка; 2 — отверстие; 3 — трубка коллектора; 4 — узел возврата; 5 — узел соединения; 6 — изоляция; 7 — дренажная поверхность

Высокие сезонные температуры ($35\text{--}48^\circ\text{C}$) при теплонпряженности $8\text{ кВт}\cdot\text{ч}/\text{м}^2$ обеспечили устойчивую суточную работу всей схемы. В установке применены коллекторы японской фирмы «Санио» весьма оригинальной конструкции (рис. 2.10). В коллекторной системе в течение дня накапливается солнечная энергия и передается в аккумуляторы теплоты и опреснитель. Каждый коллекторный элемент состоит из стеклянной трубки, внутри которой расположена поглотительная плата с селективным покрытием, закрепленная на проходящей через эту трубку медную трубку. Внутри элемента создано разрежение 10^{-3} Па .

Каждый коллектор собирается из десяти таких элементов. Нагреваемая вода проходит через медную трубку, отбирает энергию от абсорбера и нагревается. Концевая часть каждой стеклянной трубки закрывается стальной крышкой с керамической изоляцией, материал которых имеет одинаковое линейное расширение со стеклом и медью. Вода движется противотоком по десяти параллельным ниткам, собранным из отдельных элементов, и стекает в общий сборник, из которого по общей системе поступает в аккумуляторы. Каждый коллектор имеет зачерненный абсорбер площадью $1,75\text{ м}^2$ с поглотительной и излучательной способностью соответственно 0,91 и 0,12. Размеры одного коллектора $2860\times 285\times 115\text{ мм}$, масса 67,5 кг.

Количество прокачиваемой воды 700—1800 л/ч. Общее количество коллекторов в системе 1064 с площадью 1862 м^2 . В трубках коллектора находится 3,5 л воды. Наличие трех аккумулято-

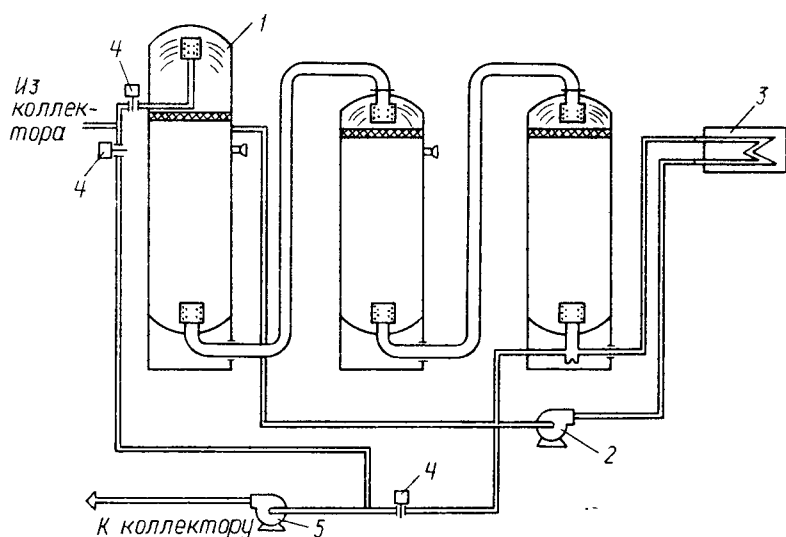


Рис. 2.11. Схема аккумулятирования тепла:

1 — ступени аккумулятора; 2 — циркуляционный насос; 3 — подогреватель; 4 — клапаны; 5 — перекачивающий насос

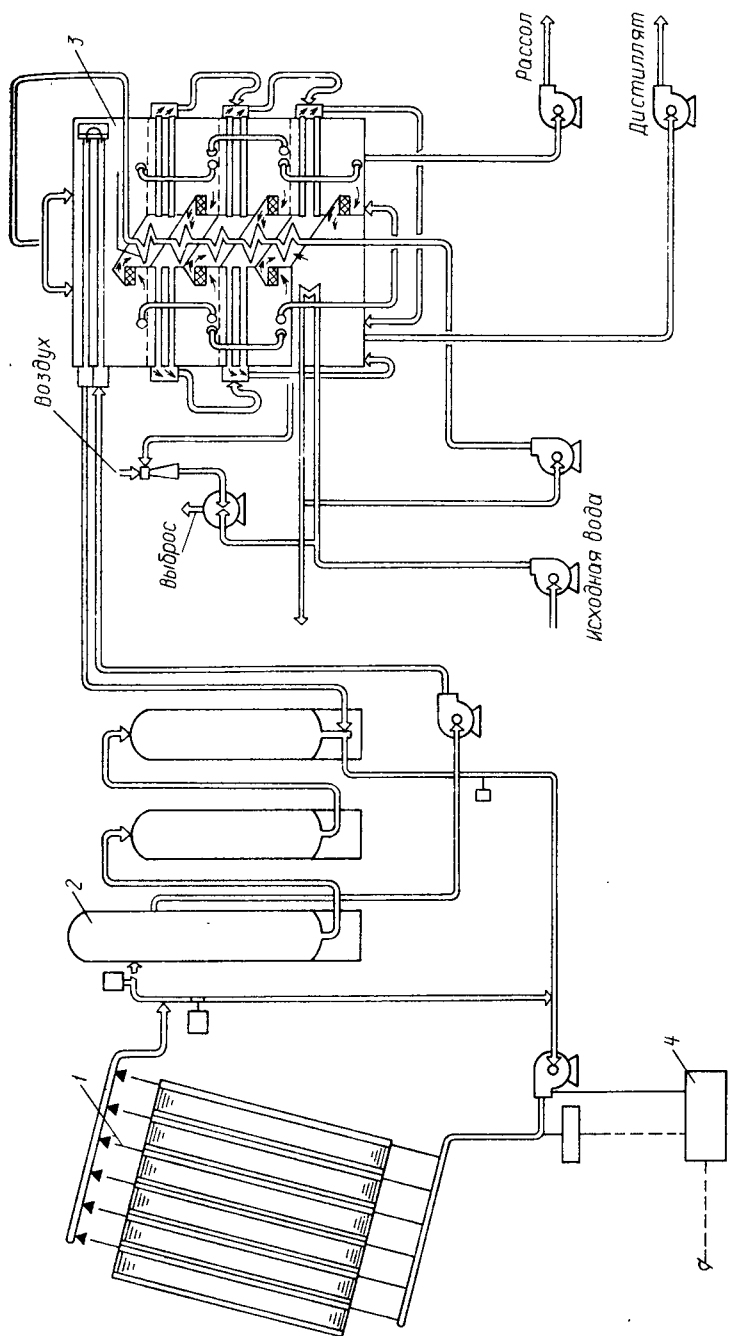


Рис. 2.12. Принципиальная схема гелиоопреснительной установки:
 1 — солнечный коллектор; 2 — аккумулялирующая система; 3 — пленочный опреснитель; 4 — регулятор радиации

ров с объемом 300 м^3 позволяет поддерживать температуру воды в течение суток в пределах $74\text{--}99^\circ \text{С}$. Их корпус покрыт изоляцией толщиной 100 мм. Аккумулирующая схема приведена на рис. 2.11. Она содержит три емкости диаметром 3,8 м высотой у первой 10 м и двух других 7,6 м. Вода по мере поступления заполняет их и затем циркуляционным насосом прокачивается через подогреватель 18-ступенчатой опреснительной установки горизонтально-пленочного типа с двусторонним расположением ступеней.

Технологическая схема установки представлена на рис. 2.12. Основные данные для нее даны ниже:

Производительность, $\text{м}^3/\text{сут}$	80—120
Концентрация воды, %	5,5
Температура воздуха, $^\circ \text{С}$	30
Скорость ветра, $\text{м}/\text{с}$	5
Максимальная и минимальная температура исходной воды, $^\circ \text{С}$	39; 21
Расход теплоты на выработку дистиллята, $\text{кДж}/\text{кг}$	183
Расход, $\text{м}^3/\text{сут}$:	
морской воды	1017,6
нагретой воды	441,6
Температура, $^\circ \text{С}$:	
воды на входе в испаритель	99
воды на выходе	87
Оптимальный угол наклона коллектора	$21^\circ 9'$

Баланс солнечной энергии в установке распределяется следующим образом: потери в коллекторе 52,7, трубной системе 5,3, аккумуляторе 3,4, испарителе 2,6% при полезно использованной теплоте на дистилляцию 36%.

Весьма экономичное использование солнечной энергии достигается в коллекторах, предлагаемых фирмой «Бафекс» с автоматической настройкой угла поворота (рис. 2.13). В них применен нагреватель с профильной поверхностью, вертикально установленный, на который падает пучок лучей, отражаемый рефлекторной поверхностью. Покрытие коллекторов пленочное. Длина корпуса 11, ширина 1,26, высота 1,3 м, масса 400 кг,

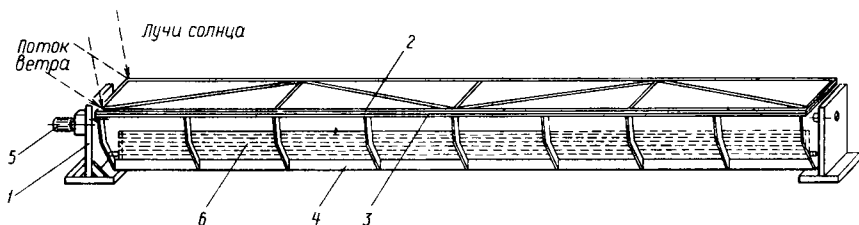


Рис. 2.13. Солнечный коллектор с регулированием угла поворота:
1 — стойки; 2 — специальное пленочное покрытие; 3 — рама; 4 — стекловолоконный поддерживающий корпус; 5 — автомат угла поворота; 6 — профильный теплообменник с абсорбционным зачернением и стеклянной изоляцией

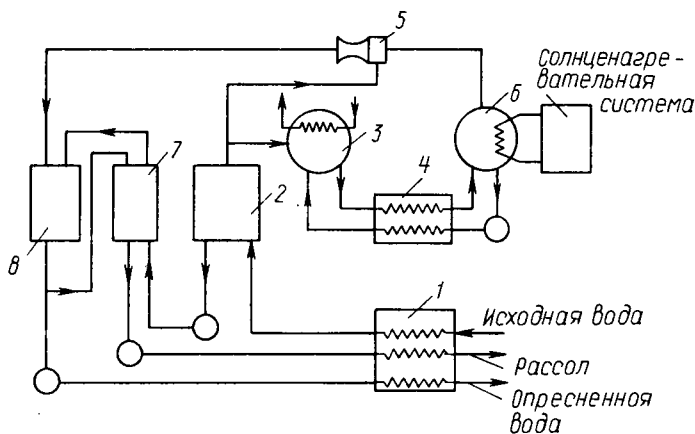


Рис. 2.14. Гелиоопреснитель с эжекционно-вакуумным охлаждением исходной воды

активная площадь 10 м^2 . Эта конструкция коллекторов использована как источник нагрева исходной воды для комбинированной установки, описанной выше.

Повышение эффективности использования солнечной энергии при опреснении нашло отражение в другой разработке, где применено эжекционное вакуумное охлаждение слабоконцентрированного раствора NaOH как поглотителя тепловой энергии коллекторной схемы.

Холодильный цикл в сочетании с гелиоприготовлением исходной воды характеризуется высоким термодинамическим совершенством. В этой установке (рис. 2.14) морская вода предварительно проходит вакуумный деаэрактор, а затем закачивается насосом в главный подогреватель 1. Холодная деаэрированная вода поступает в морозильный аппарат 2 с разрежением $0,4 \text{ кПа}$, где испаряется с образованием кристаллов льда. Вторичный пар выводится из морозильного аппарата, и часть его идет в абсорбер 3, где отдает свою теплоту раствору диоксида натрия, нагретому в коллекторной схеме и подогревателе 4. Давление в абсорбере ниже давления в морозильном аппарате, что обеспечивает нормальное протекание рабочего процесса. Вторая часть этого пара забирается эжектором 5 и смешивается с паром из концентратора 6. Кристаллы льда и рассола насосом перекачиваются в промыватель 7, в который сверху впускают пресную воду на отмывку льда. Отмытые кристаллы направляются в расплавитель 8, где паром от эжектора нагреваются и превращаются в пресную воду. Солнечная энергия в наклонной коллекторной системе осуществляет нагрев раствора NaOH , который в свою очередь подогревает в баке-накопителе раствор основной схемы.

Расчет основных элементов такой схемы строится на основе их теплового и материального балансов.

Потери воды, производимой на установке для отмывки кристаллов льда, находятся по формуле

$$f_0 = \frac{(g_{\text{п}} + g_{\text{с}}) - g_{\text{в}}}{g_{\text{п}} + \mu_{\text{л}} g_{\text{с}}},$$

где $g_{\text{п}}$ — количество вторичного пара морозильного аппарата; $g_{\text{с}}$ — количество смеси кристаллов льда и рассола, выходящей из морозильного аппарата; $g_{\text{в}}$ — количество произведенной пресной воды, кг/с; $\mu_{\text{л}}$ — массовая доля льда в смеси.

Откуда получаем, что

$$R_{\text{в}} = \frac{1}{1 - \mu_{\text{л}}} \left[\frac{R_0}{1 - f_0} - \mu_{\text{л}} \right];$$

$$R_0 = (1 - f_0) \left[R_{\text{в}} + \frac{\mu_{\text{л}}}{1 - \mu_{\text{л}}} \frac{b_{\text{м}}}{b'_{\text{м}}} \right],$$

при этом относительное количество пара и исходной воды $R_{\text{в}} = g_{\text{п}}/g_{\text{м.в.}}$, где $b_{\text{м}}$ — концентрация морской воды на входе в морозильный аппарат; $b'_{\text{м}}$ — то же рассола на выходе, %.

Значение относительного количества получаемой воды к количеству исходной воды $R_0 = (b_{\text{р}} - b_{\text{м}})/(b_{\text{р}} - b)$, где $b_{\text{р}}$ — концентрация рассола на выходе из установки; b — концентрация солей в пресной воде.

В соответствии с тепловым балансом для холодильной камеры находим

$$\Delta h + \mu_{\text{л}} = \left(\frac{R_0}{1 - f_0} - \mu_{\text{л}} \right) \frac{\Delta h' + \mu_{\text{л}}}{1 - \mu_{\text{л}}}, \quad (2.57)$$

где

$$\Delta h = \frac{h_{\text{м.в.}} - h_{\text{р}}}{h_{\text{р}} - h_{\text{с}}}; \quad \Delta h' = \frac{h_{\text{п}} - h_{\text{р}}}{h_{\text{р}} - h_{\text{с}}},$$

при этом $h_{\text{м.в.}}$ — энтальпия исходной воды; $h_{\text{р}}$ — то же рассола на выходе из морозильного аппарата; $h_{\text{с}}$ — то же смеси льда и рассола; $h_{\text{п}}$ — то же вторичного пара, кДж/кг.

Представленные уравнения позволяют определить количество вторичного пара и параметры пара, рассола, льда. Расчет проводится в следующей последовательности.

1. Задаются значение температуры исходной воды на входе в морозильный аппарат $t_{\text{м.в.}}$, концентрациями $b_{\text{м}}$ и $b_{\text{р}}$ и давлением в паровом пространстве аппарата p .

Так как давление p должно быть меньше давления парообразования, то движущаяся сила $\Delta p = p' - p$.

Давление p' с достаточной точностью определяется эмпирической зависимостью $p = 4,58 - 18,45 b'_{\text{м}}$ ($b'_{\text{м}}$ в весовых единицах).

2. Вычисляют температуру пара по формуле

$$t_{\text{п}} = \frac{2688,3}{10,5 - \lg p} - 273,$$

где p подставляют в мм рт. ст.

3. Определяют R_0 и R_v при $b'_m = b_p$.

Объем морозильного аппарата рассчитывается по данным Д. Коречко и Г. Хафела:

$$v_m = \frac{a(AB)^3}{3U_{\kappa}\gamma_{\lambda}(1-f_0)} \left(\frac{R_0\gamma_c U_{\kappa}}{1-R_v} \right)^{1/4}, \quad (2.58)$$

где $a = 3,57 \cdot 10^{-6}$; $A = 8,1$; $B = 3,1 \cdot 10^4$; γ_{λ} , γ_c — удельный вес льда и смеси, кг/м³; $U_{\lambda} = \pi/6$ — параметр формы кристалла.

Для адсорбера балансное уравнение записывается так:

$$Q_a = m_{\lambda} g_{\Pi} (h_a - h'_a) + g_{a.p} (h_{a.p} - h'_a). \quad (2.59)$$

Здесь m_{Π} — доля вторичного пара, поступающая в адсорбер; h_a — энтальпия пара на входе; h'_a — то же раствора на выходе; $h_{a.p}$ — то же для раствора NaOH на входе, кДж/кг; $g_{a.p}$ — количество поступающего раствора, кг.

Количество пара, направляемого в абсорбер, определяется как

$$g_{a.p} = K[x(t, p) - x], \quad (2.60)$$

тогда поверхность нагрева его

$$F_a = \frac{m_{\Pi} g_{\Pi}}{K[x(t_p, p_p) - x_p]}. \quad (2.61)$$

Коэффициент массопередачи с достаточной точностью определяется зависимостью $K = 40,7 \exp(0,27t - 4,1)$. Значения x и x_p представляют собой степени растворения NaOH в 1 кг воды при равновесном режиме в абсорбере и на выходе. При известной концентрации NaOH в 1 кг раствора b_N величина $x = (1 - b_N)/b_N$.

С учетом эффективности поверхность теплообмена подогревателя абсорбера $F_{п.а}$ находится из формулы

$$\frac{1 - \exp\left[-\frac{K_{п.а} F_{п.а}}{b_{\max}} \left(1 - \frac{b_{\min}}{b_{\max}}\right)\right]}{1 - \frac{b_{\min}}{b_{\max}} \exp\left[-\frac{K_{п.а} F_{п.а}}{b_{\max}} \left(1 - \frac{b_{\min}}{b_{\max}}\right)\right]} = \frac{t_{п.а} - t'_{п.а}}{t_{п.а} - t_p}, \quad (2.62)$$

где $K_{п.а}$ — коэффициент теплопередачи, принимаемый равным 240 Вт/(м²·°С); $b_{\min}$, $b_{\max}$ — минимальная и максимальная концентрации раствора, %; $t_{п.а}$ — температура раствора на входе в подогреватель абсорбера; $t'_{п.а}$ — то же на выходе; t_p — температура раствора на выходе из абсорбера, °С.

Уравнение баланса для концентратора солнечной энергии, определяемое количеством теплоты, поступающей из гелиосистемы, определяется по формуле

$$q_k = m_{\Pi} g_{\Pi} (h_k - h'_{п.а}) + g_{п.а} (h_{п.а} - h'_{п.а}), \quad (2.63)$$

в соответствии с которой потребная поверхность нагрева концентратора

$$F_k = \frac{q_k}{K_k(t'_c - t_{п.а})}.$$

Здесь h_k — энтальпия пара на выходе из концентратора; $h'_{п.а}$ — то же на выходе из подогревателя абсорбера; $h_{п.а}$ — то же на входе в подогреватель, кДж/кг; $K_k = 2200 \div 2350$ Вт/(м²·°C) — коэффициент теплопередачи концентратора; t'_c — температура теплоносителя на выходе из солнечной коллекторной системы.

Для расплавителя льда тепловая нагрузка рассчитывается по соотношению

$$q_p = g_{п.а}(h_э - h_{пл}) = K_p F_p (t_э - t_{пл}). \quad (2.64)$$

Принимая коэффициент $K_p = 170 \cdot 10^3$ Вт/(м²·°C), находят площадь поперечного сечения расплавителя F_p .

Проходное сечение промывателя льда приближенно определяется скоростью движения смеси $V_{см}$, поступающей в аппарат, и ее плотностью $\gamma_{см}$:

$$F_p = g_{см} / (\gamma_{см} V_{см}), \quad (2.65)$$

где $g_{см}$ — количество смеси, направляемой на отмывку.

Считается, что в промыватель поступает половина всей смеси.

Плотность, кг/м³, смеси льда и рассола $\gamma_{см} = \delta \gamma_л + (1 - \delta) \gamma_p$; скорость движения, м/с,

$$V_{см} = 0,03 \frac{1 - \mu_л}{\delta} d_k.$$

Объемная доля льда в смеси оценивается по зависимости

$$\delta = \frac{1}{1 + \frac{1 - \mu_л \gamma_л}{\mu_л \gamma_p}},$$

где $\mu_л = \frac{t_{п.а} - t'_{п.а}}{t_{п.а} - t_p}.$

Эквивалентный диаметр кристалла льда $d_k = 0,5 \div 1$ мм.

При проектировании коллекторной солнечной системы в форме плоских блоков со стеклянным покрытием ее эффективность оценивается по максимальной среднесуточной генерируемой энергии

$$Q_c = 0,1 F_c H_i g_c,$$

где H_i — среднесуточная радиация, кДж/(м²·сут).

Максимальное среднее за месяц суточное потребление g_c зависит от местонахождения и ориентации коллектора и рассчитывается по поглощаемой месячной доле солнечной энергии g' по эмпирическому уравнению

$$g' = a g_c - 0,015 [\exp(3,85 g') - 1] [1 - \exp(-0,15 b) R^{0,76}].$$

Величина $ag_c = 30Q_c/N$, где N — месячная нагрузка коллекторной системы; $b = 4,2 \cdot 10^2 \Delta T/N$, где ΔT — дневной расчетный период в месяце.

Относительную теплоемкость в коллекторе определяют по соотношению стандартной теплоемкости, равной 350 кДж/м^2 , к фактической.

Экономическая оценка такой опреснительной установки производительностью в $3780 \text{ м}^3/\text{сут}$ в зоне с высокими среднегодовыми температурами на побережье Аравийского залива со средней дневной радиацией $4\text{—}7,7 \text{ кВт}\cdot\text{ч/м}^2$ при максимальной температуре 50°C подтвердила целесообразность такой технологической схемы, сочетающей солнечную энергию и холодильный цикл. Достижимая экономия при использовании солнечной энергии зависит от температуры нагрева в коллекторной системе, концентрации исходной воды и площади ее. Сравнение затрат проведено при двух значениях температуры нагрева морской воды в коллекторах 90 и 120°C , концентрации воды 4 и 6% при объеме морозильного аппарата $73,3 \text{ м}^3$ и площадях промывателя $49,4 \text{ м}^2$ и расплавителя $30,5 \text{ м}^2$. Температура поступающей морской воды $20\text{—}35^\circ \text{C}$. Принято, что весовая доля льда в морозильной камере примерно одинакова и равна $0,15$. Возрастание температуры на выходе из коллекторной системы приводит к уменьшению теплопередающих поверхностей абсорбера, конденсатора и подогревателя абсорбера, а увеличение концентрации морской воды — к их росту.

Повышение концентрации ведет к большой тепловой нагрузке и снижению относительной выработки. При средней концентрации морской воды с ростом температуры происходит падение тепловой нагрузки. Капитальные затраты растут с увеличением концентрации воды, и их меньшее значение имеет место при более высоких выходных температурах коллектора. Эксплуатационная экономия неоднозначно меняется с повышением концентрации, и ее оптимальное значение определяется активной площадью коллекторной системы (в данном случае близкой к 100 тыс. м^2). Максимальная экономия достигается при наибольшей концентрации.

Стремление повысить использование тепловой энергии в технологической схеме опреснительной установки привело к дополнению ее вспомогательным элементом, осуществляющим компрессию вторичного пара. Это усовершенствование не является новым [11].

Конструктивное совершенство устройств, с помощью которых вторичный пар опреснительной дистилляционной установки подвергается сжатию, а затем используется как основной теплоноситель и нагревает морскую воду за счет повышения температуры в процессе сжатия, позволило широко применить этот термодинамический цикл при опреснении воды.

В схему установки включаются механические, термо- и эжекторные компрессионные установки, в значительной степени повышающие коэффициент относительной выработки. Одновременно потребляется меньшее количество исходной воды и уменьшаются расходы химических реагентов на ее обработку.

Компрессия вторичного пара, как показывает опыт эксплуатации, остается наиболее выгодной для установок небольшой производительности (500—10 000 м³/сут). Сравнение двух установок — горизонтально-пленочного типа с выработкой 7570 м³/сут и такой же установки с парокомпрессией на 1890 м³/сут — показывает, что удельный расход энергии на собственные нужды установки в первом случае составляет 18,6, а во втором — 8 кВт·ч/м³.

Следует отметить, что механические парокомпрессионные установки наиболее выгодны для опреснителей с высокой выработкой. Сопоставление установок различного типа большой производительности (до 25 000 м³/сут) подтверждает положение об

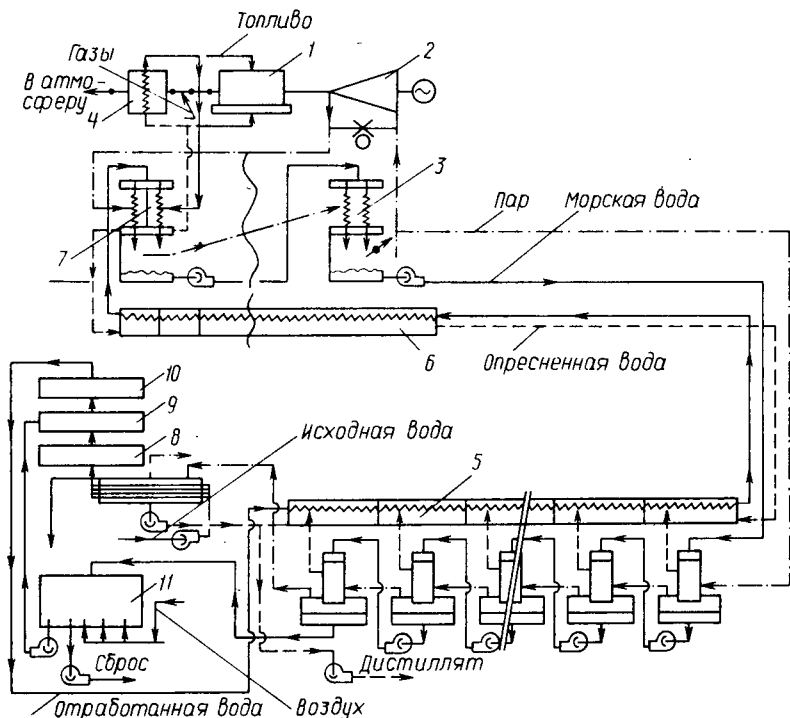


Рис. 2.15. Парокомпрессионная опреснительная установка:

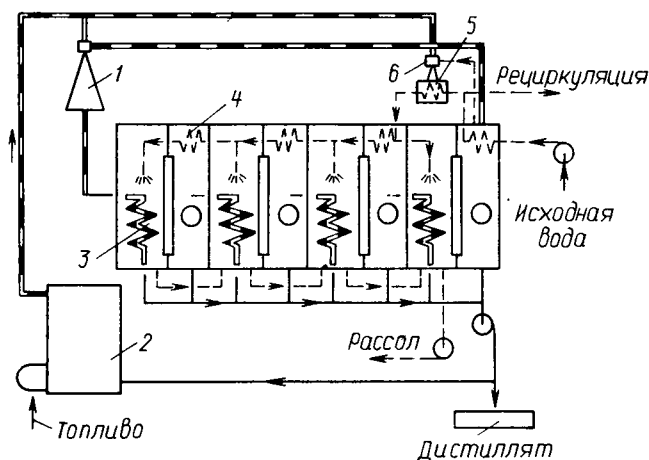
1 — двигатель; 2 — компрессор; 3 — основные ступени; 4 — утилизационный котел; 5 — конденсатор части низкого давления; 6 — ступени мгновенного вскипания; 7 — тонкопленочные ступени высокого давления; 8 — добавка кислоты; 9 — деаэрактор; 10 — добавка сульфата; 11 — пенидробитель

ограничении эффективных пределов использования процесса компрессии вторичного пара, что подтверждается данными табл. 2.4.

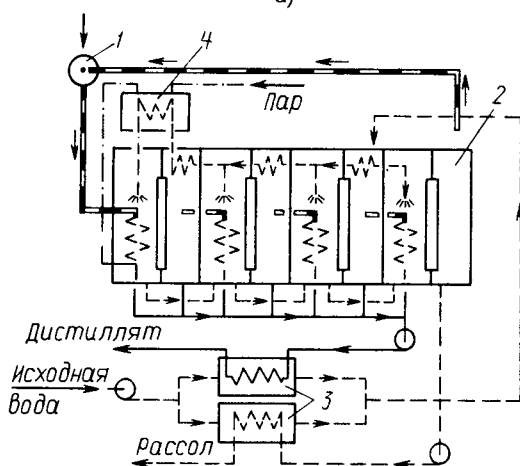
На рис. 2.15 показана схема установки, состоящая из четырех ступеней вертикально-плёночного типа, с компрессией пара в центробежном компрессоре с приводом от двигателя внутреннего сгорания, со степенью сжатия вторичного пара 1,58 [111]. Теплота охлаждающей воды двигателя и выхлопных газов используется в общей схеме подогрева поступающей воды до температуры 110°C . Наряду с 4 основными ступенями в установке предусмотрено 17 дополнительных тонкоплёночных ступеней, позволяющих получать $8890\text{ м}^3/\text{сут}$ пресной воды. Двигатель внутреннего сгорания через компрессор производит сжатие пара основных ступеней установки. Теплота выхлопных газов и охлаждающей воды двигателя поступает в утилизационный котел, пар которого направляется в турбогенератор, обслуживающий собственные нужды опреснителя. Часть пара из котла и отбора турбины с температурой 136°C идет на дополнительный подогрев морской воды в первой ступени. Компрессор мощностью 2520 кВт забирает пар низкого давления из четвертой ступени с температурой $111,5^{\circ}\text{C}$ и при сжатии повышает ее до 166°C , а после охлаждения до температуры 121°C пар идет на нагрев морской воды. Пар котла поступает по независимому паропроводу, морская вода в количестве $15\,146\text{ м}^3/\text{сут}$ поступает после водоподготовки и деаэрации в последний конденсатор части ступеней низкого давления, проходит камеру мгновенного вскипания, где забирает теплоту дистиллята части ступеней высокого давления и через сопловые насадки стекает тонкой пленкой по вертикальным трубам испарителя. Давление на всасывающей стороне компрессора 1890 , а на выходе 2980 кПа . Первые четыре ступени производят $7378\text{ м}^3/\text{сут}$ воды, а часть низкого давления $1512\text{ м}^3/\text{сут}$. Каждый плёночный испарительный аппарат имеет 450 труб, каждая длиной $4,5\text{ м}$. Суммарное энергопотребление такой установки 3240 кВт .

Принцип эжекционной компрессии осуществлен фирмой «Сидем» во Франции на установках производительностью 1500 и $2600\text{ м}^3/\text{сут}$. Для получения наибольшей эффективности был построен пароконпресссионный опреснитель на $1500\text{ м}^3/\text{сут}$ с электрическим приводом [99].

Установка с эжекционным сжатием вторичного пара (рис. 2.16, а) имеет ряд преимуществ перед другими типами опреснителей: она более компактна, чем работающие по принципу мгновенного вскипания и с механическим компрессором: имеет меньше затрат на строительство. Горизонтально-плёночный четырехступенчатый испаритель обслуживается эжектором 1, пар для сопловой камеры которого вырабатывает вспомогательный котел 2. Образующийся вторичный пар из последней ступени забирается



а)



б)

Рис. 2.16. Опреснитель со сжатием вторичного пара эжектором (а) и механическим компрессором (б)

и после сжатия эжектором поступает в поверхности нагрева первой ступени 3, на которые разбрызгивается из сопел вода, предварительно нагретая в подогревателях 4 и конденсаторе 5 малого эжектора 6 для отсоса неконденсированных газов. Высокий коэффициент эжекции исключает необходимость в перекачивающих насосах. Техническая характеристика установки приведена ниже.

Производительность, м ³ /сут	1500
Температура, °С:	
максимальная морской воды	35

конденсата	60
пара	240
воды	110
Расход морской воды, м ³ /ч	600
Удельный расход:	
воды на 1 м ³ производимого дистиллята, м ³ /м ³	9,6
теплоты на 1 кг производимого дистиллята, кДж/кг	390
Давление пара на основной и вспомогательный эжекторы, кПа	500
Расход, кг/ч:	
пара	9000
воды	800
Удельный выход дистиллята на единицу теплоты	6,82
Количество конденсата греющего пара, кг/ч	9800
Расход энергии на выработку дистиллята, кВт·ч/м ³	2
Габариты испарителя, м:	
длина	11
ширина	6,25
высота	5,3
Вес, т:	
сухой	95
эксплуатационный	105

При механической компрессии с электрическим приводом (рис. 2.16, б), равной производительности, показатели эффективности несколько ниже. Так, расход электроэнергии равен 12 кВт·ч/м³ при мощности компрессора 545 кВт и степени сжатия 1,85. Размеры установки 20×7×6,6 м, масса 170 т. Морская вода с температурой 5° С в количестве 140 м³/ч подогревается в конденсаторе дистиллята 3, через который он прокачивается с температурой 52,7° С и выходит охлажденный до 7—9° С. Она также пропускается через теплообменник 2, где подогревается до 49° С рассолом с температурой 50,7° С и поступает в первую ступень. В последующих ступенях вода вторичным паром догревается до 51; 54,2; 58° С соответственно при температуре рассола 60,5; 57; 54° С в них. Вторичный пар из последней ступени с температурой 49,5° С в количестве 15,6 т/ч забирается компрессором, который на выходе создает температуру 62,5° С, необходимую для нагрева воды в горизонтально-пленочных ступенях.

Стартовый пуск осуществляется от индивидуального котла, который имеет возможность подвести к первой ступени пар с температурой 45° С. Анализ трех разновидностей установок (мгновенного вскипания, с эжекционной и механической компрессией) производительностью 1500 м³/сут показывает, что удельный расход топлива для них составляет соответственно 10; 10; 3 кг/м³.

Стоимость сооружения установок с эжекционной и механической компрессией дешевле по сравнению с установкой мгновенного вскипания соответственно на 20—30 и на 10—15%.

С термодинамической точки зрения процесс термокомпрессии при механическом и эжекционном сжатии вторичного пара оп-

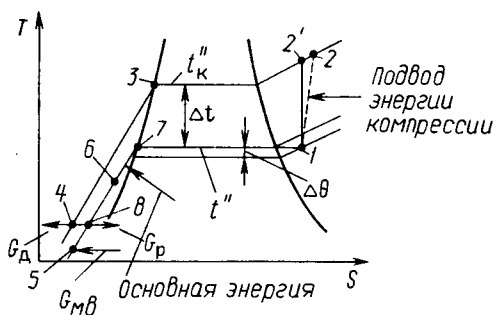


Рис. 2.17. Процесс вертикально-пленочной установки в диаграмме TS:

1-2 — сжатие вторичного пара в компрессоре; 2-3 — нагрев морской воды паром компрессора; 3-4 — теплота конденсата компрессионного пара; 5-6 — общий подогрев воды; 7-8 — теплота рассола

реснительной установки определяют следующие конструктивные параметры: располагаемое и потребное количество теплоты для ведения процесса, относительная выработка, относительный расход морской воды.

Процесс в одноступенчатой установке с механической компрессией можно проследить на TS-диаграмме (рис. 2.17).

Температура морской воды при заданном значении коэффициента эффективности на выходе из подогревателя запишется в виде

$$t'_{м.в} = t_{м.в} + \eta_n (t'' - t_{м.в}), \quad (2.66)$$

где η_n — КПД подогревателя ($\eta_n = 0,7 \div 0,95$); t'' — температура вторичного пара.

Температура дистиллята на выходе из подогревателя

$$t_d = t_{м.в} + (1 - \eta_n)(t'' - t_{м.в}) + \frac{G_d \Delta t}{G_{м.в}}, \quad (2.67)$$

где $\Delta t = t''_k - t''$ — разность температур сжатого компрессором вторичного пара t''_k и температуры образующегося вторичного пара испарителя t'' ; $G_{м.в}/G_d$ — относительный расход морской воды на выработку единицы дистиллята.

Из теплового баланса подогревателя и испарителя находим

$$\frac{K_1 F_d}{C_p G_d} = \left[1 + \frac{G_{м.в} (t'' - t_{м.в})}{G_d \left(\frac{G_{м.в}}{G_d} - 1 \right) \Delta t} \right] \ln \frac{\Delta t + (1 - \eta_n)(t'' - t_{м.в})}{\frac{G_d}{G_{м.в}} \Delta t + (1 - \eta_n)(t'' - t_{м.в})}; \quad (2.68)$$

$$\frac{K_2 F_p}{C_p G_d} = \left(\frac{G_{м.в}}{G_d} - 1 \right) \frac{G_{м.в}}{G_d} \frac{1}{\Delta t} \left[\eta_n (t'' - t_{м.в}) - \frac{G_d}{G_{м.в}} \Delta t \right]; \quad (2.69)$$

$$\frac{K_3 F_n}{C_p G_d} = \left(\frac{G_{м.в}}{G_d} - 1 \right) \frac{(1 + \eta_n)(t'' - t_{м.в})}{\Delta t} + \frac{r}{C_p \Delta t}. \quad (2.70)$$

Здесь $K_1 - K_3$ — коэффициенты теплопередачи для дистиллята, рассола, вторичного пара; F_d, F_p, F_n — поверхности нагрева и конденсации в этих теплообменниках.

Дополнительное количество теплоты, обеспечивающей нор-

мальную производительность ступени, G_d равно:

$$\frac{G_{\text{доп}}}{G_d} = \frac{G_{\text{м.в}}}{G_d} C_p (t'' - t_{\text{м.в}}) + (h''_и - h'_p) - (h''_к - h'_к), \quad (2.71)$$

где $h''_и$ — энтальпия вторичного пара испарителя; h'_p — то же рассола на выходе из испарителя; $h''_к$ — то же вторичного пара после компрессора; $h'_к$ — то же конденсата этого пара.

Относительная выработка дистиллята

$$d_0 = \frac{r}{\frac{1}{\eta} \frac{N}{G_d} + \frac{Q_{\text{доп}}}{G_d}}. \quad (2.72)$$

Работа компрессора при изотермическом сжатии N определяется $N/G_d = h''_к - h''_и$, а КПД теплового двигателя, приводящего в действие компрессор, $\eta = (t''_к - t_{\text{м.в}})/t''_к$.

Удельная работа сжатия может быть выражена как

$$N/G_d = m_x R t''_к x + r \Delta t / \eta t''_к, \quad (2.73)$$

где x — мольная доля солей в растворе; m_x — доля ионов в молекуле солей; R — газовая постоянная.

Количество теплоты, выделяемой при конденсации сжатого вторичного пара, $Q_1/G_d = h''_к - h'_к$.

Так как энтальпия вторичного пара на входе в компрессор имеет вид $h_к = h''_и - C_p R t^2 m_x x / r$, а на выходе $h''_к = h_к + N/G_d$, то

$$\frac{Q_1}{G_d} = r + \frac{m_x R t''_к x C_p}{r} + \frac{m_x R t''_к x + r \frac{\Delta t}{t''_к}}{\eta}, \quad (2.74)$$

при этом принято, что $h'_к = h'_p$, а $h''_и - h'_p = r$.

Если схема с компрессией содержит дополнительные ступени мгновенного вскипания или пленочного типа, то, принимая, что каждая ступень вырабатывает одно и то же количество пара g_c при равных располагаемых перепадах температур, суммарная производительность любой ступени по пару, кроме первой, находится из уравнения

$$G_{\Pi} = a_0 G_{\text{м.в}} + (1 + a_0) g_c G_d, \quad (2.75)$$

где $a_0 = C_p = \Delta t_c / r$ — доля пара, образующегося при испарении дистиллята; C_p — теплоемкость воды, кДж/(кг·°C); Δt_c — перепад температур на ступень.

Необходимое количество теплоты на получение единицы дистиллята будет равно:

$$\frac{Q_2}{G_d} = \frac{2a_0 \frac{G_{\text{м.в}}}{G_d} + (1 + a_0) g_c}{r}. \quad (2.76)$$

Нормальное функционирование установки требует дополнительного подвода теплоты $Q_{\text{доп}} = Q_2 - Q_1$, определяемое из урав-

нения (2.71). Для схемы мгновенного вскипания $Q_{\text{доп}} = 20\,462 \text{ кДж}$.

Расчеты показывают, что для такой установки получение дистиллята возрастает на 96% по сравнению с обычной тонкопленочной установкой, а коэффициент относительной выработки повышается с 5 до 9,8. Опыт установки, сооруженной в Торонто с приставкой четырех — шести ступеней к обычной многоступенчатой мгновенного вскипания установке, позволил в 2 раза увеличить производительность и снизить расход морской воды до 1,5—2 кг/кг.

Надежность работы опреснительной установки с механической компрессией зависит от конструкции компрессорного агрегата, затраты энергии на его привод от индивидуальной турбины малой мощности или двигателя внутреннего сгорания весьма значительны. Для их уменьшения в технологических схемах, работающих по такому принципу, предусматривается дополнительный модуль, который потребляет энергию от приводного устройства компрессора, например дополнительная установка пленочного типа с обеспечением паром от турбины, что увеличивает общие капиталовложения.

В тепловой схеме опреснительной установки с эжекционным сжатием вторичного пара эти недостатки исключаются. Конструктивное исполнение эжектора практически не отличается от обычного, разница лишь в том, что он включается таким образом, чтобы мог служить бустерной системой для эжекторной установки, удаляющей неконденсирующие газы. Термодинамическое совершенство комбинированной схемы, состоящей из нескольких вертикально-пленочных ступеней с эжекционной компрессией пара и установки мгновенного вскипания, можно проследить на основе количественного баланса.

Общее количество дистиллята, производимого эжектируемыми ступенями,

$$G'_d = \left(G_{\text{м.в}} + \frac{m_n}{a_0} G_d \right) \left[(1 + a_0) - (1 - a_0)^{n-1} \right],$$

где m_n — процентная доля дистиллята, производимого любой ступенью, кроме первой; n — число ступеней.

Суммарная производительность этого блока ступеней составит

$$G''_d = G_{\text{м.в}} [(1 + a_0) - (1 - a_0)^n] + \frac{m_n G_d}{a_0} [1 - (1 - a_0)^n].$$

Тогда

$$\frac{G_{\text{м.в}}}{G_d} = \frac{1}{(1 + a_0) - (1 - a_0)^n} - \frac{m_n}{a_0} \frac{1 - (1 - a_0)^n}{(1 + a_0) - (1 - a_0)^n}. \quad (2.77)$$

По аналогии с уравнением (2.76) потребный расход теплоты

$$Q_2 = (G_s + 2a_0 G_{\text{м.в}}) r. \quad (2.78)$$

Располагаемая теплота, поступающая из эжектора,

$$Q_1 = G_3 (h_c'' - h'), \quad (2.79)^*$$

где G_3 — количество вторичного пара, отсасываемого эжектором; h_c'' — энтальпия пара на выходе из эжектора; h' — то же его конденсата.

Общее количество теплоты, необходимой для всей установки с эжекцией,

$$Q_0 = g_3 (h_3'' - h_3') + Q_{\text{доп.}}$$

Здесь h_3'' — энтальпия эжектирующего пара; h_3' — то же его конденсата; g_3 — количество эжектирующего пара.

Откуда относительная выработка на установку

$$d_0 = G_d r / Q_0. \quad (2.80)$$

Для такой установки с температурой пара, поступающего на первую ступень 121°C , величина $a_1 = 14\,200$ кДж, что ниже, чем для установки с механической компрессией.

В соответствии с рассмотренной методикой ниже представлен расчет эффективности нескольких разновидностей установок: шестиступенчатой вертикально-пленочной с добавлением трех ступеней такого же типа с эжекционной компрессией, шестнадцатиступенчатой установки мгновенного вскипания с приставкой из шести ступеней пленочного типа с компрессией и установка горизонтально-пленочная с вертикально-пленочной с трехступенчатой компрессионной системой.

Для первой схемы приняты следующие исходные данные: располагаемый теплотерепад на ступень $\Delta t_c = 6^\circ \text{C}$; параметры пара на эжектор: 466 кПа; 232°C ; $h'' = 2929$ кДж/кг, параметры вторичного пара после эжектора: 200 кПа; 121°C .

При принятых размерах сопла, эжектора в соответствии с данными [59] соотношение между количеством первичного пара на эжектор $g_3 = 1,66 g_{\text{в.п.}}$, где $g_{\text{в.п.}}$ — количество вторичного пара, забираемого эжектором. При трехступенчатой схеме $G_d = 3 (g_3 + g_{\text{в.п.}}) = 3 G_3 = 7,98 g_{\text{в.п.}} = 4,8 g_3$.

Количество теплоты для первой ступени при $t = 121^\circ \text{C}$ определяется по формуле $Q_2 = 2 G_{\text{м.в}} C_p \Delta t_c + G_3 r = 2 \cdot 1,5 G_d 4,18 \times (11 - 111) + 1/3 G_d 2002 = 796,7 G_d$.

Располагаемое количество теплоты $Q_1 = G_3 (h_c'' - h') = 1/3 G_d \times (2832 - 504) = 776 G_d$.

Дополнительное количество теплоты $Q_{\text{доп.}} = Q_2 - Q_1 = 20,7 G_d$.

Коэффициент относительной выработки для всей установки с учетом того, что существующая часть производит 4,83 т пресной воды на 1 т пара, определяется по формуле:

$$d_0 = \frac{G_d r}{g_3 (h_3'' + h_3') + Q_{\text{доп.}}} = \frac{(4,8 g_3 + 4,83 g_3) 2330}{g_3 (2925 - 431) + 20,7 \cdot 1,8 g_3} = 8,65.$$

Как показывают данные, дополнительное получение воды равно 79% при увеличении расхода теплоты на 40% по сравнению с существующей установкой.

Для установки второго типа приняты параметры пара на входе в первую ступень шестиступенчатой компрессионной приставки: давление 322 кПа, температура 131° С. При принятых размерах сопла $g_3 = 3,3g_{в.п.}$

Для шестиступенчатой части установки $G_d = 6(g_3 + g_{в.п.}) = 25,8g_{в.п.} = 7,8 g_3$.

Количество теплоты при $t = 100^\circ \text{С}$ на выходе из последней ступени определяется по формуле: $Q_2 = 2G_{м.в}C_p\Delta t_c + G_3r = 2 \cdot 1,5G_d \cdot 4,18(131 - 126) + 1/6G_d \cdot 2160 = 422,7G_d$.

Располагаемая теплота $Q_1 = 0,16G_d(2763 - 573) = 365G_d$.

Коэффициент относительной выработки с учетом того, что ступенями мгновенного вскипания производится 4,42 т пресной воды на 1 т пара, составляет

$$d_0 = \frac{(4,42g_3 + 7,8g_3) 2330}{g_3(2790 - 417) + 57,7 \cdot 7,8g_3} = 10.$$

Как видим, для такой установки выход пресной воды увеличивается почти на 100% при дополнительном расходе теплоты на 19% по сравнению с установкой мгновенного вскипания без дополнения.

В третьем случае при $g_3 = 5g_{в.п.}$ и общей производительности $G_d = 2g_3 + 6g_{в.п.} = 16g_{в.п.} = 3,2g_3$, так как число ступеней вертикально-плечных равно двум, а горизонтально-плечных — шести.

Потребное количество теплоты находим по формуле $Q_2 = 2 \cdot 1,5G_d \cdot 4,18(131 - 126) + 0,374G_d \cdot 2160 = 870,5G_d$, располагаемое — $Q_1 = 0,374 G_d(2760 - 573) = 817G_d$.

Коэффициент относительной выработки при доле горизонтально-плечных ступеней 18,78 т/т

$$d_0 = \frac{(3,2g_3 + 18,78g_3) 2330}{g_3(2790 - 508) + 52,5 \cdot 3,2g_3} = 21.$$

Для этой схемы увеличение производительности незначительное — 12%, а тепловые затраты возрастают на 7%.

Компрессия вторичного пара — одно из направлений снижения расхода тепловой энергии, повышения начальной температуры морской воды на входе в опреснительную установку, снижения затрат на ее сооружение.

Этим объясняется большой интерес к таким схемам при реконструкции эксплуатируемых станций опреснения воды.

2.4. НЕТРАДИЦИОННЫЕ И УТИЛИЗАЦИОННЫЕ ИСТОЧНИКИ ЭНЕРГИИ ПРИ ОПРЕСНЕНИИ

Многолетний опыт эксплуатации термических опреснительных установок показывает, что независимо от многочисленных иссле-

дований, проводимых в целях снижения энергетических затрат, уменьшения стоимости производимой воды, потребление тепловой энергии по-прежнему остается достаточно высоким. Основные источники, от которых забирается теплоноситель,—теплогенерирующие установки, отбор пара низкого давления турбогенераторов, атомные станции — не позволяют значительно повысить эффективность процесса термической дистилляции. Высокая стоимость топлива — одна из основных причин. Многоцелевое использование энерготехнологического комплекса, содержащего в своем составе опреснительную установку, в некоторой степени дает положительные результаты, но не оправдывает конечной цели — существенного снижения расходов энергии на опреснение. Рост цен на топливо, падение и резервирование его запасов в будущем выдвигают задачу максимального привлечения в энергетике вообще и при опреснении, в частности, нетрадиционных источников энергии и утилизации теплоты вторичных энергоносителей для нагрева исходной воды в тепловой схеме опреснительной установки.

Энергетическая значимость таких источников неравнозначна, но их роль в будущем может иметь большое значение.

К числу таких источников следует отнести энергию солнца, ветра, геотермальную теплоту, перепады температур по глубине океана, выбросы дымовых газов двигателей внутреннего сгорания, газовых турбин, металлургических печей, вентиляционных систем, систем охлаждения энергетического оборудования. Солнечная энергия, обладающая наиболее доступными возможностями реализации при современных достижениях техники, в наибольшей степени находит практическое применение при опреснении морской воды.

Направления, по которым идет развитие привлечения в качестве источника теплоты этого нетрадиционного вида энергии, двояко: создание совершенных коллекторных систем непосредственно для тепловой схемы гелиоопреснителя или сооружение автономного солнечного котла, тепловая энергия которого частично потребляется опреснительной установкой.

Гелиоопреснение на современном уровне не ограничивается традиционным использованием солнечной радиации, а эта энергия находит рациональное распределение в агрегатно-технологических схемах сложного сочетания: термическое и обратноосмотическое опреснение.

Необратимость процесса при нагревании воды солнечной энергией не позволяет поднять эффективность ее использования более чем на 40%, хотя в отдельных конструктивных разработках она доходит до 80—85%.

Как показано выше, при рассмотрении ряда реальных современных гелиоопреснителей уровень разработок и новый подход к конструированию энергетических элементов установки создают

условия для существенного повышения их производительности и более полного поглощения энергии солнца.

Энергообеспечение опреснительной установки за счет использования ветровых станций нашло свое воплощение в разработках, выполненных французскими и немецкими специалистами [107]. Так, для одного из небольших островов в Северном море построена опреснительная установка, обслуживаемая ветрогенератором мощностью 6 кВт.

Ветроприемник с размахом лопастей 10 м расположен на мачте высотой 10 м и рассчитан на скорость ветра 7—9 м/с. Электрическая схема генератора ветростанции обслуживает насосные агрегаты установки обратного осмоса. Дистилляционная установка производительностью 0,5 м³/ч с ветрогенератором мощностью 4 кВт построена во Франции. Удельный расход энергии на производство воды составил 6 кВт·ч/м³.

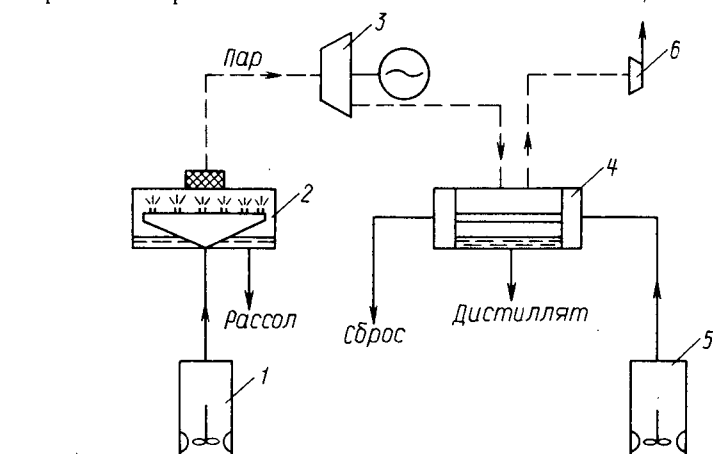


Рис. 2.18. Термоградиентная энергоопреснительная установка:

1 — погружной насос тепловой воды; 2 — испаритель мгновенного вскипания; 3 — турбогенератор; 4 — поверхностный конденсатор; 5 — насос холодной воды; 6 — деаэратор

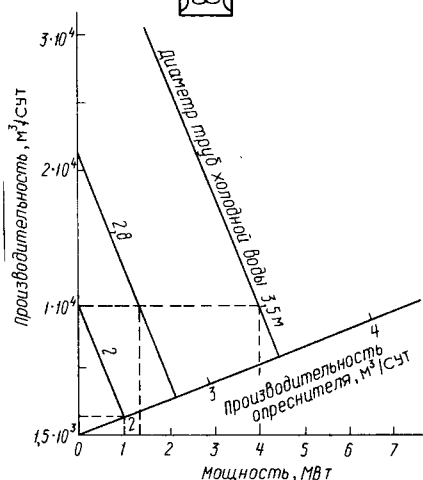


Рис. 2.19. Оценка выработки воды и энергии на термоградиентной установке

Перепад температур в поверхностных и придонных слоях океана является носителем значительных количеств энергии, выработка которой осуществляется на термоградиентных электростанциях, способных отдать ее в тепловую схему опреснителя или использовать без превращений. Как отмечает О. Бурос, в последнем случае достаточно иметь перепад температур 20—25° С. При этом процесс опреснения может быть реализован в установке без дополнительных подводов теплоты из-за испарения, обусловленного разностью давлений. Термоградиентная электростанция проста по конструкции, но требует создания испарителей и конденсатора с большими поверхностями (до 350 тыс. м²), что связано с большими затратами на их изготовление. При подаче воды из глубины океана расходуется до 40% вырабатываемой энергии. Расход морской воды весьма велик. Так, при мощности станции в 100 МВт он составляет около 1 млн. т/ч, что вызывает необходимость применения труб диаметром от 2 до 4 м.

Проектные разработки таких станций мощностью 1,5 и 10 МВт, производительностью в 1000 м³/сут, выполненные японскими специалистами для острова Науру, а также французскими исследователями, предлагающими открытый цикл станций мощностью 1—10 МВт с установками от 4500 до 6600 м³/сут, подтверждают перспективную эффективность двухцелевых энергокомплексов по производству электроэнергии и воды.

На рис. 2.18 приведена принципиальная схема открытого цикла термоградиентной станции на перепад температур 23—28° С с подачей воды до 2 м³/с на 1 МВт вырабатываемой энергии и низкотемпературная опреснительная установка мгновенного вскипания. Все оборудование монтируется на барже, а производимые электроэнергия и дистиллят передаются на берег по магистралям. Забор воды производится с глубины 1000 м. На диаграмме рис. 2.19 представлены результаты оценок по выработке дистиллята и электроэнергии на установке такого типа. Об основных данных экономической эффективности можно судить из анализа табл. 2.7. Расчеты выполнены на суммарную производительность 10 000 м³/сут в допущении, что часть воды опресняется за счет установки, работающей от термоградиентной станции, а часть — от обычной установки мгновенного вскипания для различных диаметров трубопроводов подачи холодной воды из придонного слоя.

Стремление воспользоваться геотермальной теплотой для опреснения морской воды привело к разработке установки, где горячая вода из геотермального источника с температурой 130° С в количестве 600 т/ч подается в специальную расширительную камеру, из которой образовавшийся пар после сепарации с температурой 90° С поступает на турбогенератор. Часть горячей воды из расширительной камеры в количестве 560 т/ч

Таблица 2.7. Стоимость и характеристики получения воды на термоградиентной стадии

Диаметр труб, м	Вырабатываемая мощность, кВт	Отдаваемая мощность, кВт	Количество производимого дистиллята		Капитальные затраты		Удельная стоимость энергии на дистиллят, дол/м ³ на электроэнергию, дол/(кВт·ч)	Стоимость дистиллята, дол/м ³
			на станции, м ³ /сут	на автономном опреснителе, м ³ /сут	на станцию, млн. дол.	на автономный опреснитель, млн. дол.		
2	1000	0	1500	8500	17,6	4,7	$\frac{145,6(0,056)}{291,2(0,083)}$	$\frac{0,81}{0,81}$
2,8	2100	1200	3150	6850	22,2	4,0	$\frac{145,6(0,056)}{291,2(0,083)}$	$\frac{0,79}{0,72}$
3,5	4400	4000	6600	4400	37,1	2,73	$\frac{145,6(0,56)}{291,2(0,083)}$	$\frac{0,91}{0,65}$

Примечание. Капитальные затраты даны для станции с учетом стоимости баржи, опреснительной установки, трубопровода холодной воды и энергосистем. Для автономной станции дана только ее стоимость. В скобках приведены удельные показатели автономной опреснительной установки. Числитель — стоимость затрат энергии на дистиллят, знаменатель — то же на электроэнергию.

и нагревом до 92° С совершает работу в агрегатно-технологической схеме установки мгновенного вскипания.

Сравнение двух установок, для которых были приняты различные характеристики геотермального источника — на 1200 т/ч при $t=110^{\circ}\text{C}$ и 600 т/ч и $t=130^{\circ}\text{C}$, показало, что первая может произвести при 15-ступенчатой опреснительной установке около 20 000, а вторая 10 000 м³/сут пресной воды стоимостью около 0,47 дол/м³.

Суммарная стоимость каждой установки при этом составит соответственно 18 и 10,6 млн. дол.

Утилизация теплоты низкопотенциальных источников привела к созданию различных технологических схем, показывающих, что стоимость получения воды для них существенно ниже, чем при традиционном энергообеспечении. Так, энергия газовых выбросов позволяет создать установки с контактными аппаратами, снабженными погружными горелками, или с аппаратами прямого контакта уходящих газов или горячего воздуха с исходной водой [9, 51].

В установках с аппаратами погружного горения испарение воды осуществляется непосредственно в теплоносителе. Вторичный пар и насыщенные продукты сгорания уходят из аппарата с температурой, соответствующей температуре испарения, и затем поступают в конденсатор поверхностного или смешительного типа. Иногда такой нагрев производит горячий воздух. Расход теплоты для таких установок составляет 2800—8000 кДж/кг дистиллята.

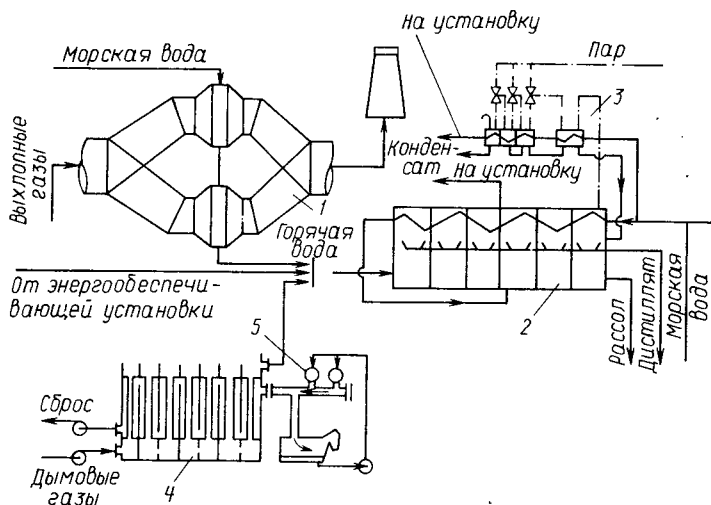


Рис. 2.20. Схема использования промышленных выбросов в опреснительной установке:

1 — газовый теплообменник; 2 — испаритель; 3 — эжектор; 4 — утилизатор; 5 — накопитель

При использовании теплоты уходящих газов котлов, газовых турбин, технологических и металлургических печей, работающих по схеме прямого и непрямого контакта с опресняемой водой, удельные расходы теплоты существенно снижаются. По оценке, проведенной С. Тойяма [122], при месячных потерях низкопотенциальной теплоты ($1,25 \cdot 10^{12}$ кДж/мес) возможно произвести 220 тыс. м³/сут пресной воды, при этом потери теплоты с температурой 25—35° С составляют до 26,4%, 35—45° С 19,5%, 45—85° С 6,9%.

Выброс тепловой энергии дымовых газов при температуре 50—150° С составляет 4,2%, при 150—250° С 8,7%, при 250—450° С 5,5%. Этот тепловой источник является большим резервом энергии для опреснения воды при разработке соответствующих тепловых схем, одна из которых приведена на рис. 2.20, где выбросы промышленного производства нагревают морскую воду, опресняемую установкой мгновенного вскипания. Оригинальным следует признать предлагаемую систему восстановления теплоты от котельной завода, сжигающего городские отбросы (рис. 2.21), которая идет на производство тепловой и электрической энергии и опреснение воды.

Наименьшими затратами и стоимостью производства воды характеризуется комплексная утилизация теплоты — заводов по сжиганию городских отбросов и систем охлаждения.

Эффективность утилизации теплоты наглядно подтверждают данные табл. 2.8.

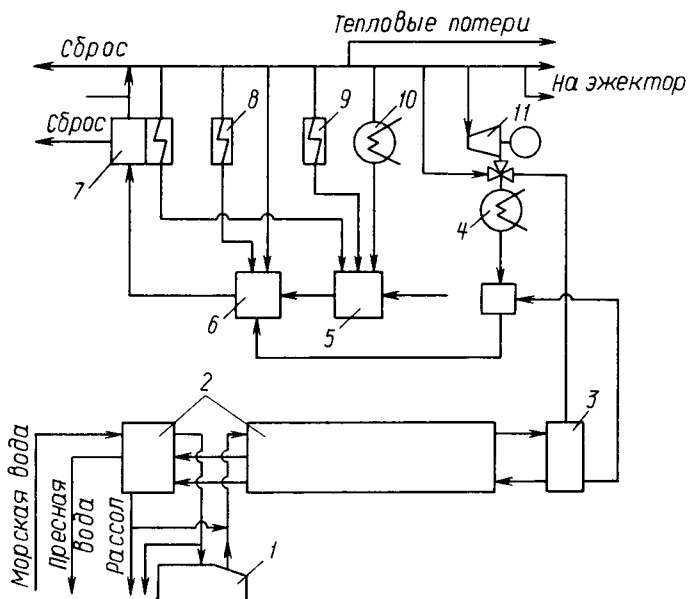


Рис. 2.21. Установка мгновенного вскипания с утилизацией теплоты и сжигания городских отбросов:

1 — водоподготовка; 2 — опреснитель; 3 — подогреватель рассола; 4 — конденсатор турбины; 5 — дренажный танк; 6 — деаэратор; 7 — котел; 8 — газовый подогреватель; 9 — бойлер; 10 — конденсатор высокого давления; 11 — турбогенератор

Таблица 2.8. Показатели утилизационных источников для опреснения воды

Показатель	Теплота прокатных станков	Система охлаждения	Газовые выбросы	Теплота энергетических установок	Заводы по сжиганию отбросов
Выработка дистиллята, м ³ /сут	1413	14064	6816	35 520	25 000
Количество нагреваемой воды, м ³ /ч	2000	2860	1386	50 390	—
Температура нагрева морской воды, °С	43	67	67	34,5	—
Стоимость воды, дол/м ³	1,2	0,42	0,56	0,45—0,94	0,33
Расход энергии, кДж/м ³	$15,36 \cdot 10^4$	$5,63 \cdot 10^4$	$5,7 \cdot 10^4$	$12,12 \cdot 10^4$	$3,10 \cdot 10^4$

Технология процесса опреснения в настоящее время опирается на два основных типа установок — мгновенного вскипания и тонкоплочного типа, при этом первые рассчитаны на получение пресной воды в масштабах, покрывающих потребности крупных районов с практически полным отсутствием воды. Это подтверждает опыт стран Ближнего Востока, где введено в

эксплуатацию наибольшее количество термических опреснительных установок (до 70%), работающих по такому принципу. Однако экономическая эффективность тепловых схем тонкопленочных испарителей ставит их в ряд более конкурентоспособных.

Если рассмотреть удельные энергетические затраты современных процессов опреснения морской воды, то можно сделать вывод, что одноцелевые установки мгновенного вскипания являются наиболее энергоемкими.

Ниже приводится сравнительная характеристика установок, дол/МДж:

Одноцелевая установка мгновенного вскипания	210—300
Двухцелевая установка мгновенного вскипания	100—160
Парокомпрессионная опреснительная установка	150—180
Установка обратного осмоса	70—100
Утилизационные опреснители	20—30

Процесс термической дистилляции полностью определяется стоимостью топлива, которое потребляет энергообеспечивающая установка. Так, для тех стран, которые располагают собственными запасами топлива, общие затраты на выработку пресной воды оказываются значительно ниже. Такое заключение подтверждается следующими данными [127].

	Страны, экспорти- рующие топливо	Страны, импорти- рующие топливо
Удельная стоимость энергии, цент/МДж	55,7	445
Капитальные затраты, дол/(м ³ /сут)	1550	1810
Энергетическая составляющая стоимости воды, цент/м ³	21,1	115
Капитальная составляющая стоимости воды, цент/м ³	68,1	79,3
Суммарная стоимость воды, цент/м ³	89,2	194,3

Естественным становится стремление при разработке агрегатно-технологических схем искать пути существенного уменьшения доли расхода топлива, приходящейся на опреснительную установку.

Конструктивный подход к решению этой проблемы (новые материалы, изменение формы поверхности нагрева, интенсификация теплообмена и др.) только в некоторой степени ведут к уменьшению его расхода [37, 39, 40, 48, 50].

Наиболее оправданным следует признать такое направление, при котором снижение расхода топлива достигается благодаря многоцелевому использованию всего энергетического комплекса, содержащего опреснительную установку. Такой выигрыш может быть получен при одновременной выработке электрической энергии, тепловой энергии и производстве пресной воды.

Эта значимость возрастает, если исключить сброс рассола и подвергнуть его переработке с последующим извлечением

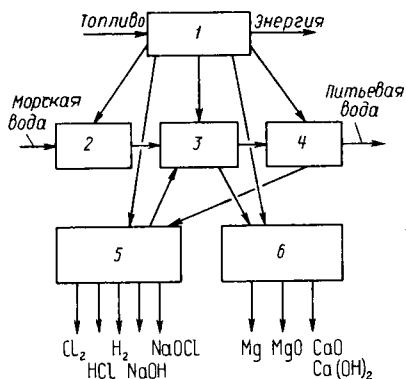


Рис. 2.22. Технологические возможности опреснительной установки:

1 — энергообеспечивающая система; 2 — водоподкающая установка; 3 — водоподготовочная установка; 4 — дистилляционная опреснительная установка; 5 — установка по производству осаждаемых агентов и субпродуктов; 6 — установка по получению накипеобразующих компонентов

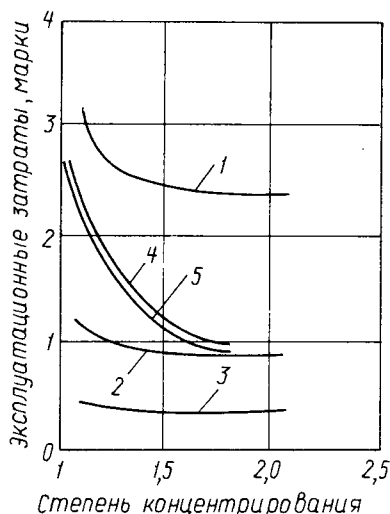


Рис. 2.23. Сопоставление эксплуатационных затрат при различных способах опреснения:

1, 2 — одноцелевая и двухцелевая дистилляционные установки; 3 — с утилизацией теплоты газовых турбин; 4, 5 — обратноосмотический опреснитель с давлением 2 и 7 МПа

химических элементов, что будет способствовать охране окружающей среды. На рис. 2.22 приведена схема, позволяющая судить о комплексной разработке на современном уровне проблемы опреснения воды.

Многоцелевое использование опреснительной установки в большей степени оправдывается в том случае, когда энергетическая установка подает пар из отбора турбины низкого давления, что теоретически обосновано (см. § 2.2). Эффективность возрастает при использовании теплоты выхлопных газов двигателей внутреннего сгорания и газовых турбин на тех электростанциях, где они являются основными источниками энергии.

В соответствии с данными [109] сопоставим эффективность одно- и двухцелевой установки по стоимости энергозатрат на выработку воды.

Для одноцелевой установки стоимость энергозатрат на 1 м³ конечного продукта определяется как

$$C_0 = g_3 C_3 / g_n = \Delta h / (Q_p^n \eta_k); \quad (2.81)$$

для двухцелевой

$$C_d = \frac{g_3}{g_n} C_3 = \frac{\Delta h (t_{\max} - t_{\min}) \eta_T g_n}{t_{\max} Q_p^n \eta_3}, \quad (2.82)$$

где g_p — удельный расход пара, т/ч; g_s — удельный расход основной энергии, т/ч; Δh — располагаемый перепад энтальпий, кДж/кг; η_k — КПД котла; η_t — КПД турбины; η_s — эффективный КПД станции; $t_{\max}$, $t_{\min}$ — максимальная и минимальная температура пара и конденсата для турбины, °С Q_p^* — калорийность топлива, кДж/кг.

Расчетные зависимости (2.81), (2.82), представленные при $t_{\max}=540^\circ\text{С}$, $t_{\min}=40^\circ\text{С}$, $\eta_t=70\%$, $\eta_s=35\%$ при отборе пара на испаритель с параметрами 230 кПа, 125°С , показывают, что установки двухцелевого назначения дают значительную экономию энергии при опреснении воды. На графике рис. 2.23 нанесены данные для газотурбинной станции, утилизирующей часть тепловой энергии в цикле опреснительной установки, подтверждающие высокую выгодность такой системы энергообеспечения. Необходимо отметить, что и стоимость 1 м^3 воды при сравнении распределяется соответственно как 6,8; 2,6 и 2,06 марок/ м^3 . Двухцелевая установка остается конкурентоспособной по энергозатратам с обратноосмотической установкой.

Для обычной тепловой электростанции примерно 50% теплоты с температурой до $34\text{—}38^\circ\text{С}$ поступает в конденсатор и безвозвратно теряется. Часть этой энергии при догревании можно подвести к опреснительной установке и наряду с получением электроэнергии вырабатывать пресную воду. При отборе части пара от турбины и включении опреснителя в тепловую схему возможно также двухцелевое использование электростанции, что повышает потребление тепловой энергии до 80%. Двухцелевые энергоустановки в связи с этим могут оснащаться конденсационными турбинами или турбинами с противодавлением. На рис. 2.24, а, б приведены две установки с различными энергообеспечивающими электростанциями. В схеме с противодавленческой турбиной на рабочий пар из котла с давлением 6300 кПа и температурой 445°С идет на выработку электроэнергии и с давлением 140 кПа отбирается на опреснительную установку. При общей теоретической затрате 6,5 единиц топлива в котле 1 единица его идет на получение электроэнергии и 4,2 — на нагревание воды в головном подогревателе. Анализ эффективности показывает, что удельное потребление теплоты для этого цикла составляет примерно 7500 кДж/(кВт·ч) при теплоиспользовании около 80%, при этом недовыработка электроэнергии зависит от противодавления.

Данные табл. 2.9 подтверждают целесообразность использования пара турбогенератора с противодавлением по сравнению с использованием пара отбора из турбины.

Двухцелевое использование опреснительной установки приобретает еще большее значение при утилизации теплоты парогазовых электростанций.

В сравнении с двухцелевой паротурбинной электростанцией

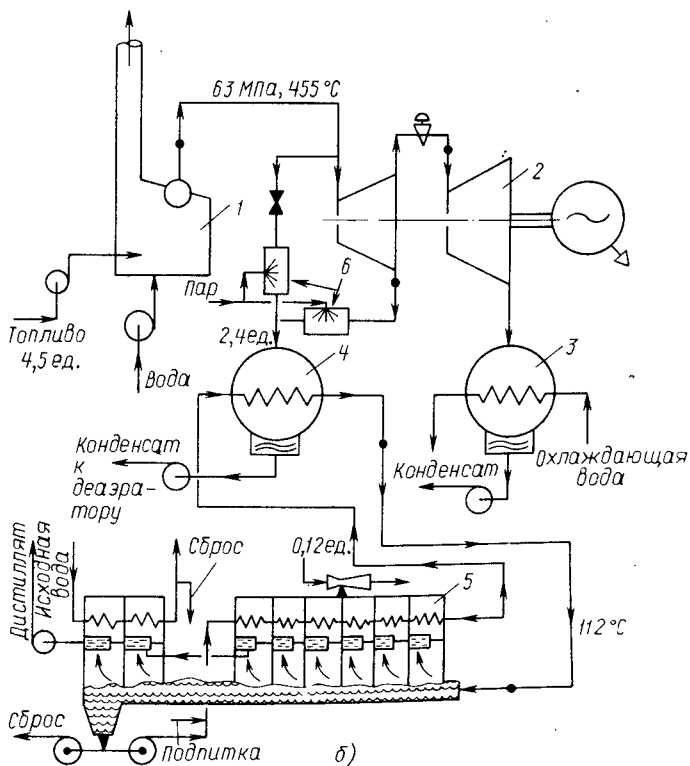
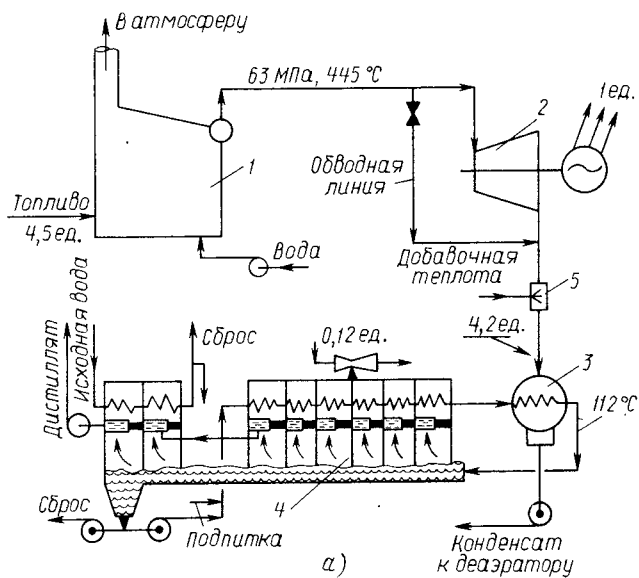


Рис. 2.24. Опреснительные установки с различным энергообеспечением:
а — при работе от турбины с противодавлением: 1 — котел; 2 — турбина; 3 — подогреватель; 4 — испаритель; 5 — пароперегреватель; *б* — при работе от конденсационной турбины: 1 — котел; 2 — турбина; 3 — главный конденсатор; 4 — подогреватель; 5 — испаритель; 6 — пароперегреватель

с одинаковым типом опреснительных установок расход теплоты при равных мощностях 500 МВт снижается до 5925 против 7885 ГДж/ч при возрастании производительности с 226 800 до 324 000 м³/сут. Приведенные в табл. 2.10 данные для различных типов опреснительных установок дают основание сказать, что при парогазовой установке наилучшими показателями характеризуются схемы с тонкоплечными аппаратами, особенно при наличии компрессии вторичного пара.

Для установки мгновенного вскипания коэффициент относительной выработки при мощности станции 500 МВт при одностороннем назначении равен 7, в то время, как видно из таблицы, при двухцелевой он достигает 10. Коэффициент полезного действия увеличивается с 27 до 35%.

Таблица 2.9. Сравнение эффективности двухцелевых установок мгновенного вскипания

Показатель	Тип турбогенератора	
	С противодавлением	С отбором пара
Относительная выработка, равная на единицу тепла 0,03 кг/кДж	45	28
То же, равная 0,065 кг/кДж	97	60,5
Расход теплоты на единицу производимой энергии, кДж/(кВт·ч)	7385	7912
Термический КПД системы, %	80	75
Степень использования теплоты, %	69	61
Недовыработка энергии, кВт·ч (10 ⁶ кДж)	66,3	94,7

Таблица 2.10. Показатели опреснительных установок для парогазовых станций

Показатель	Тип установки		
	Мгновенного вскипания	Вертикально-плечный	Вертикально-плечный с компрессией
Производительность, 10 ³ м ³ /сут	225 (324)	225 (483,8)	225 (675)
Относительная выработка, кг/кг	9,2 (10)	16 (16)	—
КПД, %	34 (35)	35 (35)	38 (37)
Расход пара на опреснительную установку, т/ч	1010 (1350)	588 (1260)	300 (900)

Примечания: 1. Энергетическая мощность односторонней и двухцелевой установок соответственно 300 и 500 МВт.

2. Цифры без скобок — для односторонней установки, в скобках — для двухцелевой.

Развитие атомной энергетики предоставляет большие возможности для получения пресной воды при опреснении за счет потребления избытков тепловой энергии. Сочетание ядерной энергетической установки с опреснительной снижает стоимость производимой воды.

В мировой практике вопрос двухцелевого назначения атомной станции и опреснительной установки обсуждается, в нашей стране его реализация в г. Шевченко выполнена давно.

Сдерживающими факторами при сооружении такого типа комбинированных станций являются надежность и устойчивость работы как энергетической, так и технологической их частей. В таком сочетании проблема безотказности в работе всех элементов опреснительной установки приобретает особое значение. Возрастающая сложность опреснителей требует рассмотрения эксплуатационных и ремонтных аспектов при их проектировании.

Надежность определяют качество и пригодность составляющих агрегатно-технологической схемы, материалов, насосов, а также квалификация обслуживающего персонала.

При энергообеспечении от атомной электростанции поступление теплоносителя на опреснительную установку может осуществляться различно. Пар после противодавленческой турбины идет в головной подогреватель, где нагревает морскую воду до необходимой температуры. Как уже отмечалось выше, в данном случае выработка воды по отношению к электроэнергии будет более высокой.

Колебание электрической нагрузки скажется на производительности по воде, что требует строгой автоматизации схемы. Для повышения надежности необходимо предусмотреть магистраль подвода холодной воды в головной подогреватель, сброс опресняемой воды, отдельный вывод ступеней опреснителя из эксплуатации. Поступление пара из отбора конденсационных турбин менее эффективно, особенно для установок с большой производительностью по воде, так как перераспределение тепловых потоков на обе установки при изменении нагрузки влияет на устойчивость работы.

Атомная станция как источник тепловой энергии должна отвечать определенным требованиям: непрерывность энергообеспечения, не допускающая инфильтрации воздуха и коррозии оборудования, отсутствие резких колебаний температур греющего пара, вызывающих увеличение накипеобразования, гибкость связи между установками при изменении нагрузок и сезонного потребления воды и электроэнергии. Сложность такого цикла связана с возможным радиоактивным воздействием на опресняемую воду при контакте с греющей средой в головном подогревателе, так как давление пара ниже давления поступающей воды, то это может стать причиной конструктивных разрушений. Особенности работы атомно-опреснительной станции тре-

буют всесторонней технической и экономической оценки и, несмотря на свою перспективность, детального анализа при проектировании, строительстве и эксплуатации. Анализ состояния вопроса показывает, что использование атомной энергии приводит к значительной экономии средств при опреснении воды по сравнению с использованием теплоты органического топлива. Сопоставление технико-экономической эффективности двух установок, одна из которых потребляет теплоноситель от электростанции мощностью 600 МВт на обычном топливе, а вторая — на ядерном горючем мощностью 900 МВт при соответствующих производительностях по воде 250 000 и 386 000 м³/сут при двухцелевом назначении, приведено в табл. 2.11.

При расчетах общих капиталозатрат нормативный коэффициент отчислений равен 8% при принятых сроках строительства атомной установки 7 лет, тепловой 5 и опреснительной 4 года. Стоимость производства воды, как видно из таблицы, значительно ниже, что подтверждает целесообразность такой комплексной работы станции.

Вопросы охраны окружающей среды предъявляют особые требования к опреснительной установке, так как выброс рассола на морскую акваторию несет необратимые процессы, которым сопутствует гибель растительного и рыбного мира. Это ставит задачу на дальнейшую перспективу при проработке вопроов строительства опреснительных станций большой производительности рассматривать их как источник многоцелевого назначения, когда рассолы высокой концентрации доводят до состояния, при

Таблица 2.11. Сравнение стоимостных показателей опреснительных установок с различным энергообеспечением

Экономические затраты, млн. дол.	Производительность 250 000 м ³ /сут		Производительность 386 000 м ³ /сут	
	Энергетическая установка	Опреснительная установка	Энергетическая установка	Опреснительная установка
Прямые затраты (реактор, котел, турбины, генератор системы)	534 (288)	435	618 (394)	653
Непрямые затраты (строительство, эксплуатация)	236 (65)	98	266 (81)	134
Дополнительные затраты	151 (75)	90	175 (103)	133
Стоимость установки	921 (428)	623	1059 (578)	920
Общие раздельные капиталозатраты	1710 (743)	10	1967 (10 002)	1545
Капиталозатраты на всю установку	2757 (1790)	—	3512 (2547)	—
Стоимость получения воды, дол/м ³	1,77 (5,03) 12 (10,37)	—	0,34 (3,5) 6,39 (9,54)	—

Примечание. Значения без скобок — для электростанций на ядерном топливе, в скобках — на органическом. Стоимость воды: числитель — станция 600 МВт, знаменатель — 900 МВт.

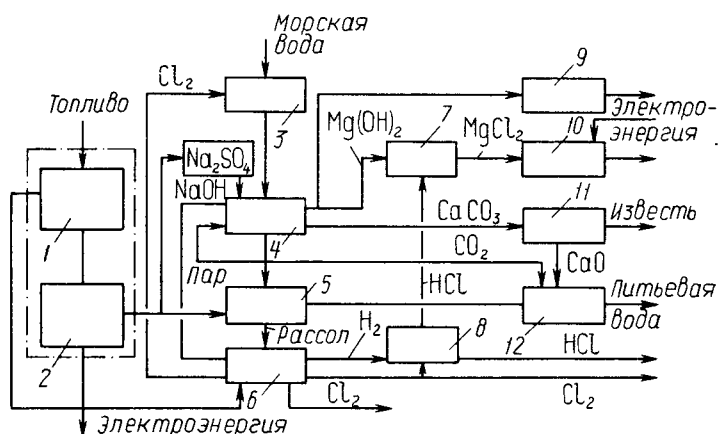


Рис. 2.25. Принципиальная схема производства сырья и питьевой воды в процессе опреснения:

1 — газовая турбина; 2 — паровая турбина; 3 — водоподготовка; 4 — многоступенчатое осаждение; 5 — дистилляция; 6 — электролиз; 7 — нейтрализация; 8 — производство кислоты; 9 — кальционирование; 10 — электролиз; 11 — обжиг; 12 — обогащение воды

котором возможно извлечение ряда необходимых народному хозяйству химических элементов или их составляющих.

На рис. 2.25 показана структурная схема, из которой видно, какие элементы могут быть извлечены из рассола при дополнении схемы термической дистилляции электролизной установкой.

Такое комбинирование установок позволяет получить значительный выигрыш как в экологическом, так и в экономическом отношении. Так, применительно к схеме, состоящей из 37-ступенчатой установки мгновенного вскипания и 18-ступенчатой вертикально-пленочной производительностью 22 500 м³/сут пресной воды, возможно поднять начальную температуру нагрева исходной воды до 180° С с конечной концентрацией рассола, равной 5.

В состав установки входят система энергообеспечения, механическая и химическая подготовка поступающей воды, водоподготовка перед опреснением, установка для извлечения Cl₂, H₂, HCl, NaOH, NaOCl и установка по получению Mg, MgO, CaO, Ca(OH)₂.

Экономичность такого комплекса достаточно высока, так как расход топлива составляет 178 т, а коэффициент относительной выработки 15 кг воды на 1 кг пара. Количество продуктов, которые возможно получить в этом случае: 60 т поваренной столовой соли, 23 т CaO, 76 т MgO, 0,1 т H₂, 21 т HCl.

Количество производимой пресной воды равно 80% расчетного.

Таблица 2.12. Характеристики многоцелевой опреснительной установки

Опреснительная установка	Производительность, м ³ /сут	Температура рассола, °С	Относительная выработка, кг/кг пара	Электрическая мощность, МВт	Выработка пара, МДж/с	Суммарный расход топлива, кг/с	Удельный расход топлива, кг/кг топлива
Энергисточник с отбором пара от конденсационной турбины на опреснение	22 000	108	5,3	64	106,3	6,42	0,252
То же от противодавленческой турбины	110 000	120	6,5	150	437,7	15,52	0,0122
Парогазовая установка с получением воды, извести и строительных материалов	82 000	180	15	118	209,5	7,22	0,0081
То же воды, извести и других элементов	44 000	180	15	134,4	127,5	8,41	0,0165
То же воды и извести	220 000	180	15	158	512,4	15,52	0,0061

Фактором, определяющим экономичность, является энергисточник, от которого на установку поступает пар и электроэнергия. Как отмечалось выше, такими энергообеспечителями могут быть парогазовые установки, агрегаты с противодавленческими турбинами и атомные станции. Данные табл. 2.12 характеризуют каждую из них по основным показателям, рассмотрение которых указывают на наибольшую эффективность установки многоцелевого назначения.

Стоимость получаемой воды определяется ценой на топливо и для рассматриваемого комплекса колеблется от 2,5—7 дол/м³.

Значимость многоцелевого назначения опреснительной установки с выработкой рассолов высокой концентрации возрастает при условии разработки соответствующей технологии извлечения из них таких элементов, а также включения ее в производство сельскохозяйственных удобрений.

Глава третья

ОСОБЕННОСТИ ПРОЦЕССА ОПРЕСНЕНИЯ ОБРАТНЫМ ОСМОСОМ

3.1. ТЕРМОДИНАМИЧЕСКАЯ И ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА ОПРЕСНЕНИЯ ОБРАТНЫМ ОСМОСОМ

В последние годы в связи с развитием мембранной технологии находят широкое применение опреснительные установки, работающие по принципу обратного осмоса.

Такое положение можно объяснить тем, что по своим энергозатратам этот способ несколько выигрывает по сравнению с дистилляцией в предположении получить воду более низкой стоимости. Как справедливо отмечено М. В. Колодиным, к оценке энергетических преимуществ обратноосмотического процесса по сравнению с дистилляцией нужно подходить более объективно и обоснованно. Так, по данным Ю. И. Дытнерского [8] на пропускание 1 м^3 воды через осмотические мембраны затраты энергии в 10—15 раз меньше, чем на дистилляцию, при этом исходное солесодержание опресняемой воды не учитывается. В работе Е. И. Таубмана это снижение затрат составляет не более 20—30% [51].

В анализе, проведенном в [15], на основе термодинамического подхода отмечается, что при оценке термической дистилляции, когда на испарение 1 м^3 воды затрачивается работа 2270—2720 МДж/ м^3 (630—760 кВт·ч/ м^3), рассматривается то количество теплоты, которое идет на испарение воды в условиях полной необратимости. Теоретический минимум работы в идеальном процессе предполагает его полную необратимость, поэтому сравнение скрытой теплоты парообразования и теоретического минимума неприменимо, так как при этом учитываются реальные затраты в процессе опреснения.

Как уже показано в гл. 2, расход энергии в реальных установках сопровождается действием движущих сил, возникающих в результате разности температур, давлений, концентраций, не имеющих место в обратных процессах. Поэтому нельзя однозначно сравнивать низкопотенциальную тепловую энергию в процессах термической дистилляции с дорогостоящей электрической, необходимой для установок обратного осмоса.

Опреснение воды обратным осмосом зависит от исходной концентрации солей, осмотического давления воды и получаемого продукта, давления на мембрану, рекуперации энергии, наличия вспомогательного оборудования, использования остаточной энергии сбрасываемой воды. Только при учете всех этих факторов возможно сопоставление отдельных методов опреснения между собой и преимущественного их использования. Однако справедливо указать, что процесс обратного осмоса весьма перспективен, и при решении ряда технических проблем он может стать в один ряд с термической дистилляцией.

Физическая сущность опреснения обратным осмосом основана на диффузии веществ через полупроницаемую перегородку, разделяющую раствор и чистый растворитель. Такая мембрана пропускает воду и задерживает растворенные в ней соли. Если мембраной разделены растворы различной концентрации, то будет происходить фильтрация воды через мембрану из менее концентрированного в более концентрированный раствор. Движение воды в обратном направлении к более концентрирован-

ному раствору обеспечивается созданием соответствующего давления. Если в объеме, разделенном мембраной, с одной стороны находится пресная вода, а с другой стороны — морская, то пресная вода начинает через нее проникать до тех пор, пока давление молекул пресной воды с обеих сторон не уравновесится. Полученная разница уровней при равновесии характеризует собой осмотическое давление, которое зависит от разности концентраций солей в опресняемой и морской воде по обе стороны мембраны.

Для того чтобы опреснить воду, необходимо создать давление на морскую воду, превышающее осмотическое, и вызвать тем самым обратное фильтрование пресной воды. Такой процесс называют обратноосмотическим, он протекает без фазовых превращений, что позволяет снизить затраты энергии на разделение до минимальной термодинамической энергии. Эта работа определяется отношением коэффициентов активности морской воды и конечного продукта и процентным значением сбрасываемого рассола. В общем случае минимальная работа разделения для любого процесса опреснения, МДж/м³

$$W_{\min} = -RT_0 \int_{n_1}^{n_2} \ln a \, dn = -RT_0 \int_{p_1}^{p_2} \ln \frac{p}{p_0} \, dp, \quad (3.1)$$

где n , n_0 — начальное и конечное числа молей раствора; a — активность воды; R — газовая постоянная, Дж/(моль·К); T_0 — температура исходной воды, К; p_1 , p_2 — давление водяных паров над раствором и пресной водой, Па.

Применительно к процессу обратного осмоса этот минимум энергии на 1 м³ производимой воды

$$W_{\min} = RT_0 \left(\frac{G}{RT_0} \right)_{\text{опр}} + g_{\text{сбр}} \left(\frac{G}{RT_0} \right)_{\text{сбр}} - g_{\text{исх}} \left(\frac{G}{RT_0} \right)_{\text{исх}}, \quad (3.2)$$

где $g_{\text{сбр}}$, $g_{\text{исх}}$ — удельные расходы сбрасываемой и исходной воды по отношению к 1 м³ производимой пресной; G/RT_0 — свободная энергия всех участвующих в процессе рабочих сред.

На увеличение энергозатрат при опреснении обратным осмосом влияет концентрационная поляризация, так как проход молекул воды через мембраны вызывает повышение концентрации солей у их поверхности, что приводит к снижению скорости фильтрации и степени опреснения из-за уменьшения гидротации ионов вследствие падения эффективного давления, вызываемого возрастанием осмотического. Происходящая при этом закупорка отверстий на поверхности мембраны солями ухудшает эффективность работы опреснительной установки и требует дополнительных расходов энергии для снижения влияния концентрационной поляризации за счет увеличения скорости течения исходной воды и турбулизации потока.

В соответствии с данными Л. А. Кульского для турбулентно-

го режима значение концентрационной поляризации определяется в виде

$$\frac{b'}{b''} - 1 = \exp\left(\frac{V_0}{V_{cp}} \text{Re}^{1/4} \text{Sc}^{2/3}\right) - 1, \quad (3.3)$$

где b' и b'' — концентрации солей у поверхности мембраны и в турбулентном слое; V_0 — скорость фильтрования через мембрану; V_{cp} — средняя скорость потока вдоль поверхности мембраны;

$\text{Re} = \frac{4r V_{cp}}{\nu}$; $\text{Sc} = \frac{\nu}{D_l}$; r — гидравлический радиус канала; D_l — коэффициент диффузии; ν — коэффициент кинематической вязкости.

Общий расход энергии на ведение процесса обратного осмоса зависит от гидравлических потерь в модулях, мощности, потребляемой насосной установкой, прокачивающей воду, от затрат энергии на подвод воды и ее предварительную подготовку.

Расход энергии может быть рассчитан, МДж/м³:

$$W_s = \frac{v p}{\varphi_n \eta_n}, \quad (3.4)$$

где v — объем опресняемой воды, м³; p — рабочее давление, МПа; η_n — КПД насосной установки; φ_n — коэффициент извлечения пресной воды.

По оценке, проведенной Х. Людвигом [100], при опреснении морской воды обратным осмосом при коэффициенте извлечения, равном 20—30%, общие затраты энергии на процесс достигают 12—14 кВт·ч/м³, а для наиболее современных схем с рекуперацией энергии на турбинах Пельтона по расчетам Д. Либерта [98] уменьшаются до 8 кВт·ч/м³.

Расход первичной энергии при опреснении термической дистилляцией при двухцелевом использовании практически сопоставим с расходом энергии при обратном осмосе: 130—200 (дистилляция) и 195—200 МДж/м³ (обратный осмос). Бесспорно преимущество обратноосмотических установок при обработке солоноватых вод (2—5 г/л), когда на опреснение расходуется 23—25 МДж/м³ первичной энергии.

При фильтровании концентрированных жидкостей используют полупроницаемые мембраны, которые должны быть настолько плотными, чтобы задерживать молекулы и ионы вещества, находящиеся в растворе. Это приводит к необходимости преодоления возникающих гидравлических сопротивлений самой мембраны и значительной разницы осмотических давлений.

Задерживаемое вещество отлагается на поверхности или в объеме мембраны, требует ее очистки и ухудшает протекание процесса. При отсутствии очистки наступает такое состояние, когда осмотическое и эффективное гидростатическое давления станут равными и процесс разделения прекратится. Проход воды через мембрану и увеличение концентрации солей в опресняемой

воде по сравнению с исходной в направлении, перпендикулярном ее поверхности, вызывает явление концентрационной поляризации. Одновременно возникает градиент концентрации вдоль поверхности мембраны за счет фильтрации воды, приводящей к концентрированию исходной. Значение этих явлений, как отмечается в [57], различно. Так, концентрационная поляризация ухудшает качество конечного продукта из-за проскока растворенных веществ, способствует отложению солей на поверхности мембраны с последующим уменьшением скорости фильтрования. Процесс концентрирования, достигаемый при обратном осмосе, позволяет повысить содержание веществ в исходном растворе с последующим его практическим использованием. Разделение морской и солоноватых вод с помощью мембран можно представить в виде трех потоков: подходящего к мембране I_0 , проходящего через нее I' и отводимого I'' .

Разделяющую способность мембран характеризуют значением селективности

$$R_c = 1 - \frac{b_n}{b_n'} 100\%, \quad (3.5)$$

где b_n — концентрация солей в приемном слое (поток I_0); b_n' — то же в конечном продукте (поток I').

Эту способность мембран можно выразить через коэффициент отталкивания

$$\beta = \frac{\ln(b_n/b_n')}{\ln(I_0/I')} \quad (3.6)$$

или коэффициент извлечения

$$\varphi_n = \frac{b_n'/b_0'}{b_n/b_0}, \quad (3.7)$$

где b_n' , b_0' — концентрации компонентов в потоке I' ; b_n , b_0 — то же в потоке I_0 .

Задерживающую способность мембран иногда характеризуют фактором разделения как отношение проходящих через мембрану потоков двух компонентов разделяемой системы [7]

$$F_{oc} = I_1/I_2. \quad (3.8)$$

Удельная производительность мембран зависит от скорости фильтрования

$$q = V_0/a, \quad (3.9)$$

где $a = 11,6 \cdot 10^{-6}$.

Концентрационную поляризацию определяют параметром

$$k_s = \frac{b_n}{b}, \quad (3.10)$$

где b — средняя концентрация солей в объеме аппарата с рассольной стороны.

Эффективность процесса обратного осмоса определяется взаимодействием мембраны с исходной водой, которое зависит от

удельной проницаемости, селективности, коэффициента извлечения, площади мембраны, концентрационной поляризации, перепада давлений и температуры.

Физическая природа механизма обратного осмоса весьма сложная, что подтверждается наличием ряда гипотез, делающих попытки объяснить его сущность.

В настоящее время можно выделить несколько основных гипотез, на основе которых строится модель механизма обратного осмоса. К ним относят гиперфилтрационную, сорбционную, диффузионную и совмещенные модели процесса.

Гиперфилтрационная гипотеза основана на предпосылке, что полупроницаемая мембрана содержит поры достаточного размера для пропускания молекул и ассоциантов молекул воды, но недостаточного для прохождения ионов и молекул растворенных веществ, а также более крупные поры, способные пропускать как воду, так и гидратированные ионы. По результатам, полученным А. А. Ясминовым и др. [57], скорость осмотического переноса воды через единицу площади мембраны, м/с,

$$V_{oc} = k_0 \Delta \pi, \quad (3.11)$$

где $k_0 = D_l \frac{p_i}{\delta \rho} \frac{M}{R_c T}$ — коэффициент водопроницаемости мембраны, м/(с·Па). Здесь D_l — коэффициент диффузии воды через мембрану, м²/с; p_i — пористость активного слоя, равная отношению площади пор к общей площади мембраны; δ — толщина активного слоя, м; ρ — плотность воды, кг/м³; M — молекулярный вес воды, кг/(кг·моль); T — температура исходной воды, К; $\Delta \pi$ — разность осмотических давлений по обе стороны мембраны. Приведенная зависимость получена из предположения, что поры мембраны несколько больше диаметров молекул воды.

При фильтровании через мембрану с размерами пор, близкими диаметру молекул воды, скорость фильтрования определяется как

$$V_{oc} = \frac{1}{\mu} \frac{p_i}{\delta \rho} p \frac{M}{6\pi N r_n}, \quad (3.12)$$

где μ — динамическая вязкость, Па·с; p — эффективное давление, Па; N — число Авогадро, кг/моль⁻¹; r_n — радиус пор, м.

При наличии крупных и мелких пор скорость фильтрования через мембрану равна:

$$V_{oc}'' = k_0 (p - \Delta \pi) + \frac{p_i p r_n^2}{b \mu \delta}. \quad (3.13)$$

Селективность определяется уравнением

$$R_c = \frac{k_0 (p - \Delta \pi)}{V_{oc}}. \quad (3.14)$$

С увеличением исходной концентрации опресняемой воды селективность и водопроницаемость мембран уменьшается, что

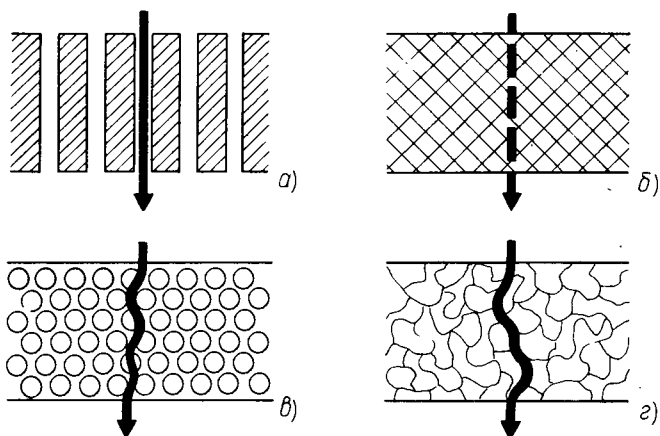


Рис. 3.1. Схематичное изображение мембранных структур:
а — пористая; б — непористая; в — шаровидная; г — губкообразная

в соответствии с рассматриваемой моделью связано с изменением осмотического давления исходной воды, влияющим на движущую силу процесса, определяемую разностью рабочего и осмотического давлений, а снижение селективности происходит при высоких концентрациях раствора из-за уменьшения размеров гидратированных ионов. Теоретические предположки, основанные на совместном проявлении диффузии и потоков через поры, в наибольшей степени подтверждаются экспериментально.

Анализ теоретических гипотез для различного типа полупроницаемых асимметричных ацетатцеллюлозных мембран выполнен Г. Джонсоном [82]. Рассмотрены четыре возможных варианта структур: пористая, непористая, шаровидная и губкообразная (рис. 3.1). Для промышленных образцов наиболее характерна шаровидная и губкообразная формы, представляющие собой двухфазные системы, в которых перенос воды и растворенных веществ происходит в воде, заполняющей промежутки между шарами и полимерными цепями. Мембрану такого типа следует представлять как состоящую из ряда слоев: верхний с высокой селективностью, средний (промежуточный) — с селективностью, доходящей до нуля, и неселективный пористый нижний подслой. Наличие последнего предполагает значительный градиент давлений в нем, что влияет на общую гидравлическую проницаемость, так как

$$1/J_r = 1/J'_r + 1/J''_r + 1/J'''_r \quad (3.15)$$

где J_r — общая проницаемость; J'_r — то же верхнего слоя; J''_r — среднего; J'''_r — нижнего подслоя, см/(с·Па).

Однако значение J'''_r сказывается на общей задерживающей способности, а J'_r зависит только от толщины промежуточного слоя.

Процесс переноса в мембране можно представить в виде уравнения

$$J_i = a_{ii}F_i + \sum_{j \neq i} a_{ij}F_j, \quad (3.16)$$

где J_i — водопроницаемость через i слой, моль/(см·с); F_i, F_j — движущие силы процесса, Н/моль; a_{ii}, a_{ij} — феноменологические коэффициенты, моль²/(Н·см²·с).

Объемы потока и растворенного вещества

$$\begin{aligned} J_v &= J_r(\Delta p - \sigma \Delta \pi); \\ J_s &= \omega \Delta \pi + (1 - \sigma)b J_v. \end{aligned} \quad (3.17)$$

Здесь $\omega \approx (J_d - J_r \sigma^2)b$ — коэффициент проницаемости растворенного вещества, моль/(Н·с); Δp — разность рабочих давлений, Па; σ — коэффициент рефлексии; b — средняя концентрация, моль/см³; J_r, J_d — гидравлическая и осмотическая водопроницаемость, см/(с·Па).

Применительно к обратноосмотическому процессу В. Пуш на основе зависимостей (3.17) получил, что селективность находится как

$$\frac{1}{R_c} = \frac{1}{R_{\max}} + \left(\frac{J_d}{J_r} + R_{\max}^2 \right) \frac{J_r \pi'}{R_{\max}} \frac{1}{J_v}, \quad (3.18)$$

где π' — осмотическое давление; $R_{\max}$ — максимальная разделяющая способность.

Для потоков с большим объемом и градиентами концентрации влияние J_v и J_s неодинаково, и по данным О. Кедема и К. Спейглера это следует учитывать в форме зависимостей

$$\begin{aligned} J_v &= -i_0 \left(\frac{dp}{dx} - \sigma \frac{d\pi}{dx} \right); \\ J_s &= -\omega_0 \frac{db}{dx} + (1 - \sigma)b J_v. \end{aligned} \quad (3.19)$$

Здесь ω_0 — локальная проницаемость растворенного вещества, см²/с; i_0 — удельная гидравлическая проницаемость, см²/(с·Па).

После интегрирования (3.19) можно получить, что концентрации растворенных веществ около поверхности мембраны b' и в объеме раствора b'' относятся между собой как

$$\frac{b'}{b''} = \frac{1}{1 - \sigma} - \frac{1}{1 - \sigma} \exp \left[-J_v(1 - \sigma) \frac{\Delta x}{\omega_0} \right], \quad (3.20)$$

где Δx — координата длины, м.

По аналогии с капиллярно-диффузионной моделью Ф. Н. Карелина, рассмотренной выше, можно представить процесс обратного осмоса как протекающий через поры различного размера: крупные и мелкие.

Так, для первого случая, когда перенос происходит через крупные поры,

$$\left. \begin{aligned} J_v &= k_1 \Delta p + k_2 \Delta p; \\ J_s &= k_2 \Delta p b', \end{aligned} \right\} \quad (3.21)$$

где k_1 — общая проницаемость пор с диаметром, меньшим, чем диаметр молекул растворенного вещества; k_2 — то же, но для пор с диаметром, большим, чем диаметр молекул растворенного вещества, при этом $k_i = r_i^2 f_n / b \eta t_n$, если f_n — фракционная площадь поры; r_i — радиус поры; t_n — коэффициент извилистости пор. Как видим, эта величина входит в уравнение (3.13) для расчета скорости фильтрования.

Выраженное значение коэффициента селективности через величину k_i определяется как $R_c = 1 - k_2 / (k_1 + k_2)$.

В гипотезе, предложенной Ю. Мертеном, процесс представлен как течение вязкого потока через поры, диффузии с фрикционным взаимодействием внутри пор. Поток растворенного вещества, приходящийся на единицу площади поры, можно выразить как

$$J_{sn} = \frac{R_c T}{\tau_0 C_f} \frac{db_n}{dx} + \frac{b_n V_0}{C_f}, \quad (3.22)$$

где $C_f \sim (1 + \tau_1 / \tau_0)$ — коэффициент сцепления; τ_0 , τ — коэффициенты трения растворенного вещества и воды и мембраны и растворенного вещества, Н·с/(см·моль); V_0 — скорость фильтрования, см/с.

При интегрировании (3.22) получим

$$\frac{b'}{b''} = \frac{C_f}{k'} + \left(1 + \frac{C_f}{k'}\right) \exp\left(-\frac{t_n \delta}{f_n} \frac{J_v}{D_i}\right). \quad (3.23)$$

Здесь D_i — коэффициент диффузии, см²/с; δ — толщина мембраны, см; $k' = b'_n / b'$ — коэффициент распределения растворенного вещества между пористым потоком и общим раствором.

Сравнение (3.20) и (3.23) позволяет определить выражения для некоторых входящих в них величин:

$$\Delta x = t_n \delta; \quad \sigma = 1 - k' / C_f;$$

$$\omega_0 = \frac{R_c T}{\tau + \tau_0} k' f_n;$$

$$\frac{1 - \sigma}{\omega_0 / \Delta x} = \frac{t_n \delta / f_n}{D_i},$$

которые показывают, что отношение $1 - \sigma / \omega_0$ для данной мембраны не должно изменяться только с коэффициентом диффузии растворенного вещества D_i в свободном растворе.

Возникающее ограничение переноса растворенных веществ из-за пространственных эффектов и фрикционного взаимодействия с пористыми стенками можно учесть введением уравнения Ферри — Фохена

$$\begin{aligned} \frac{F_p}{F_n} = & \left[2 \left(1 - \frac{a_n}{d_n}\right)^2 - \left(1 - \frac{a_n}{d_n}\right)^4 \right] \times \\ & \times \left[1 - 2,1 \frac{a_n}{d_n} + 2,1 \left(\frac{a_n}{d_n}\right)^3 - 0,95 \left(\frac{a_n}{d_n}\right)^5 \right], \end{aligned} \quad (3.24)$$

где d_n — диаметр поры, 10^{-10} м; a_n — диаметр растворенного вещества, 10^{-10} м; F_p и F_n — эффективная и общая площадь пор.

Объем потока на единицу площади мембраны в предположении, что движущей силой процесса является градиент давления и сила трения между растворенным веществом и пористой стенкой, можно рассчитать по формуле

$$J_v = \frac{f_n r_n^2}{8\eta} \left(1 + \frac{r_n^2}{8\eta} \frac{b''_n}{M_s} \right)^{-1} \frac{\Delta p}{t_n \delta}, \quad (3.25)$$

где M_s — молекулярный вес растворенного вещества, г/моль.

Джонсон и Бойсен представили на основе этой модели, что поток каждого компонента растворяется в мембране на стороне высокого давления, диффундирует через нее с изменением концентрации и давления и определяется произведением его мобильности, концентрации и движущейся силы:

$$J_i = - \frac{D_i}{R_c T} b_i \left(\frac{\partial \mu_i}{\partial b_i} \text{grad } b_i + V_i \text{grad } p \right). \quad (3.26)$$

Если давлением растворенного вещества пренебречь, то из (3.26)

$$\begin{aligned} J_v &= A(\Delta p - \Delta \pi); \\ J_s &= B \Delta b, \end{aligned} \quad (3.27)$$

где $A = D_v b_b V_v / R_c T \Delta x$ и $B = D_s k_{pв} / \Delta x$; b_b — средняя концентрация воды в мембране; D_v и D_s — коэффициенты диффузии для воды и растворенных веществ, $\text{см}^2/\text{с}$; V_v — пропорциональный молекулярный объем, $\text{см}^3/\text{моль}$. Из уравнения (3.27) следует, что с увеличением давления селективность приближается к единице. Однако при больших давлениях условие $V_v \Delta p \ll R_c T \Delta (\ln b)$ не выполняется, тогда при $\Delta p \rightarrow \infty$

$$b'' = \frac{J_s b_b}{J_v} = \frac{D_s b_p V_s b''_b}{D_v b_b V_v}, \quad (3.28)$$

где b_p — средняя концентрация растворенных веществ в мембране, моль/ см^3 .

Максимальная селективность оценивается как

$$R_{\text{макс}} = 1 - (b''/b')_{\Delta p \rightarrow \infty} = 1 - \frac{k_{pв} D_s V_s}{k_b D_v V_v}, \quad (3.29)$$

где $k_{pв}$ и k_b — коэффициенты распределения растворенного вещества и воды между общей фазой мембраны и массой раствора.

Значение коэффициента рефлексии находят

$$\sigma = 1 - \frac{b_p/b_p^{\text{всх}}}{b_b/b_b^{\text{всх}}} \frac{(1 + \tau'/\tau_0) V_s/V_v}{1 + \tau'/\tau_0}, \quad (3.30)$$

где τ' — коэффициент трения воды и мембраны, или

$$\sigma = 1 - \frac{k_{pв}}{k_b} \left(\frac{1}{C_f} + \frac{D_s V_s}{D_v V_v} \right). \quad (3.31)$$

При опреснении морской и солоноватых вод процесс в большой степени определяется электростатическими силами, которые заставляют ионы обходить участки с низкой диэлектрической постоянной. В противоположность неэлектролитам, где кривые селективности незначительно изменяются с концентрацией, морская вода и ее составляющие, как показывают опытные данные с ацетатцеллюлозными мембранами, меняют свою разделяющую способность существенно. Для растворов NaCl селективность значительно уменьшается с увеличением концентрации от 0,0002 до 0,01 экв/л и почти постоянна для значений 0,01—0,2 экв/л, в то время как для растворов $MgSO_4$ селективность остается практически постоянной при концентрациях 0,005—0,02 экв/л и значительно растет при ее варьировании в пределах 0,02—0,5 экв/л. Обычно мембраны этого типа считают нейтральными и содержащими небольшое количество карбоксильных групп, которые придают им характер обменной мембраны со слабым катионом. Экспериментальная проверка этого предположения при концентрации NaCl, равной 0,001 экв/л для различных pH, позволяет сказать, что увеличение pH приводит к изменению диссоциации карбоксильных кислотных групп. При низких pH они не диссоциируют. Следует подчеркнуть, что важным фактором, влияющим на селективность мембраны, являются коэффициенты активности раствора, так как в промежуточной фазе мембрана — раствор при постоянной активности селективность сохраняет значение, близкое к постоянному.

Ученые С. Сурираджан и Ш. Кимура [33] предполагают, что опреснение воды при обратном осмосе достигается за счет того, что на поверхности мембраны и в ее порах адсорбируются молекулы воды, которые образуют на ней тонкий слой пресной воды, вытесняемой через поры мембраны давлением на исходную воду. Эта модель, получившая название сорбционной, достаточно наглядна, так как трактует механизм разделения путем «прокачивания» молекул малого размера и задержания крупных молекул и ионов. Из предпосылок этой модели следует, что снижение селективности и водопроницаемости мембраны с увеличением концентрации исходной воды происходит из-за уменьшения слоя связанной воды, возрастания числа пор для прохождения солей и диффузионной составляющей переноса.

Снижение водопроницаемости объясняется изменением разности осмотического и рабочего давлений. Предполагается, что увеличение последнего повышает долю связанной воды в мембране, вызванную деформацией структуры пор и приводит к росту селективности. Однако эта гипотеза не дает объяснений тому, что даже при большой молекулярной массе растворенные вещества проникают через мембрану, а соли со значительно меньшей массой задерживаются на 98—99%. Подход С. Рейда и Е. Бретона [7, 57] к объяснению процесса обратного осмоса построен на

так называемой теории связанной и капиллярной воды при допущении существования в теле мембраны кристаллических и аморфных областей. Вода проникает только в аморфные области и связывается с гидроксильными группами полимера посредством водородных связей, а капиллярная вода заполняет крупные поры с частичным проникновением растворенных солей. Под давлением молекулы связанной воды проходят через мембрану с нарушением и восстановлением водородных связей. Однако, как показывает опыт, с ростом солевого содержания требуется увеличивать рабочее давление, но при его расходе на воздействие по водородным связям давление не может зависеть от солевого содержания. Не объясняет теория и начало процесса при давлении выше осмотического. Развитием теории связанной воды Ю. И. Дытнерским [8] на основе капиллярно-фильтрационного трактования селективной проницаемости мембран доказано, что не каждый раствор представляет собой систему молекул или ионов, окруженных гидратными оболочками. Связанная вода — это особая фаза с определенной толщиной. Если поры имеют диаметр, меньший или равный двум таким толщинам, плюс диаметр гидратированного иона, то при наличии перепада давлений через поры будет проходить только вода при селективности, равной 100%. При меньших ее значениях мембрана содержит поры больше вышеуказанного размера.

В совмещенной модели, где процесс обратного осмоса пытаются объяснить селективными свойствами у различных мембран, для одних мембран это проявляется в виде гиперфильтрации, у других — связанной и капиллярной водой, у третьих — их совмещением. В этом случае коэффициент водопроницаемости определен как $k_0 = J_v / \Delta \pi$, где J_v — поток воды через мембрану; $\Delta \pi$ — разность осмотических давлений по обе стороны мембраны.

Коэффициент проницаемости меченой воды был установлен из опытов с тяжелой водой, содержащей меченые атомы кислорода, и принят равным $\omega_t = J_t / (R_c T \Delta b_t)$, где Δb_t — разность концентрации меченой воды по сторонам мембраны.

В соответствии с приведенными значениями k_0 и ω_t найдена величина $g = k_0 / (\omega_t v_v)$, где v_v — молярный объем воды.

По значению v_v сделан вывод, что при $g \approx 1$ перенос через мембрану происходит в форме связанной воды, а при $g \gg 1$ он идет как гиперфильтрационный процесс. Предполагаемая модель справедлива лишь тогда, когда перенос меченой воды объясним осмосом и остается правомерным уравнением для ω_t , а то время как в принятых допущениях отсутствуют условия для прохождения осмотического процесса. Кроме того, всегда $g > 1$, так как поток меченой воды во много раз меньше общего количества воды проходящего через мембрану. По-видимому, в условиях опытов имел место диффузионный перенос меченой воды.

Диффузионная модель С. Мадраса и др. [18] строится на

предположениях, что компоненты исходной воды растворяются в материале мембраны и диффундируют через нее, а ее селективность определяется коэффициентами диффузии и растворимости компонентов в теле мембраны. Однако опытная проверка этой теории не подтверждает этих положений, так как большинство мембран не обладают разделяющим действием. Капиллярно-диффузионная трактовка проницаемости, предложенная Ф. Н. Карелиным, предусматривает существование в мембране пор постоянного размера не менее $1,5 \cdot 10^{-10}$ м, при их больших размерах перенос следует рассматривать как перенос, подчиняющийся закономерностям ультрафильтрации. Основу электростатической гипотезы Е. Глюкауфа составляет вывод о том, что электростатическая энергия иона в капиллярах пористой мембраны выше, чем в объеме исходной воды, так как диэлектрическая постоянная мембраны достаточно мала.

Энергия, необходимая для создания заряда иона в чистом растворе, равна:

$$E_0 = \frac{z^2 \varepsilon^2}{2} \frac{1}{\omega' r_n}, \quad (3.32)$$

где z — валентность иона; ε — заряд электрона; r_n — радиус иона; ω' — диэлектрическая постоянная раствора.

Энергия иона в поре мембраны

$$E = \frac{z^2 \varepsilon^2}{2} \left(\frac{1}{\omega'' r_n} - \frac{1}{\omega' r_n} + \frac{1}{\omega' r_n} \right), \quad (3.33)$$

где ω'' — диэлектрическая постоянная мембраны; r_n — радиус поры.

Затрачиваемая на перенос иона из раствора в пору энергия определяется как

$$\Delta E = \frac{z^2 \varepsilon^2}{2 \omega' r_n} \frac{\omega' - \omega''}{\omega''}. \quad (3.34)$$

Обессоливающий фактор имеет вид

$$\log \frac{b}{b_x} = \frac{\Delta E}{2,3 k_x T}. \quad (3.35)$$

Он показывает, что его значение уменьшается с увеличением радиуса иона, концентрации и радиуса пор и повышается при увеличении отношения ω'/ω'' и заряда иона. В уравнении (3.35) $b_x = b \exp(-\Delta E/k_x T)$ — концентрация раствора, проникшего через пору; b — его концентрация около мембраны; k_x — постоянная Больцмана. Эта модель удовлетворительно объясняет разделение растворов типа электролитов и выдвигает предположение о создании мембран с более совершенными опреснительными характеристиками, чем существующие. Представленный анализ моделей процесса обратного осмоса далеко не исчерпан, и физическая его сущность требует дальнейших теоретических и экспериментальных проверок.

3.2. ТИПЫ МЕМБРАН И ИХ ХАРАКТЕРИСТИКА

В качестве классификационных признаков современных мембран для обратного осмоса можно принять систему, предлагаемую В. П. Дубляга, в соответствии со следующими критериями [7].

1. Метод получения мембран, в соответствии с которым их производство строится на основе формирования расплавов полимеров, сухого, мокрого и сухомокрого образования из растворов полимеров; полиэлектролитных комплексов; выщелачивание продуктов деструкции полимера; после порообразования с помощью ядерных частиц осаждение продуктов плазменной полимеризации на пористой подложке в тлеющем разряде.

2. Функциональное назначение, определяемое рабочей средой: газовая и жидкая смесь с учетом их использования в процессах ультрафильтрации, осмоса, электродиализа, обратного осмоса.

3. Структурное строение и материал: выделяют монолитные и пористые мембраны. В первых отсутствуют поры постоянных размеров и характерна диффузионная проницаемость компонентов при разделении. В пористых существует система сквозных пор, обеспечивающая фазовую проницаемость. К полупроницаемым относят такие мембраны, в которых происходит процесс разделения на поверхности мембраны с порами, не пропускающими прохождения задерживаемого компонента.

Если в поверхностном слое плотность полимера выше плотности в основной массе, то такие мембраны называют асимметричными. Они характеризуются анизотропной структурой по толщине, при этом плотный слой обеспечивает селективность, а пористый является подложкой. Пористые мембраны используют для создания составных систем, образуемых наложением мембран.

Разновидностью составных мембран являются динамические и жидкие мембраны. Динамические мембраны образуются при подаче на поверхность пористого тела разделяемой системы с диспергированными частицами, выпадающими на ней с формированием слоя, обеспечивающего селективную проницаемость. Изменяя заряд осаждаемых частиц, можно придавать этому слою ионообменные свойства. К таким частицам относятся золи гидроксидов металлов (Al^{+3} , Fe^{+3} , Zn^{+4}), бентониты, поливинилпирролидон, полиакриловая кислота, а поверхностью служат металлокерамика, пористый графит, пористые полимерные материалы.

Полупроницаемые пленки из молекул поверхностно-активных веществ на пористом основании относят к жидким мембранам, создаваемым на основе поливинилметилового эфира и полиоксипропилированных алкилфенолов.

4. Геометрические формы мембран, выполняемые в виде плоских пленок и пленок цилиндрической конфигурации, соединен-

ных с пористой основой покрытий поверхностей различного профиля, полых волокон.

В процессах опреснения и очистки сточных вод наибольшее распространение получили полупроницаемые мембраны. Они изготавливаются из различных полимерных материалов, графитов, металлической сетки, пористого стекла и др. Структура этих мембран может быть эластичной, жесткой или комбинированной. Эластичные имеют анизотропное и изотропное строение, которое при воздействии рабочего давления уплотняется. Жесткие выполняются из металла, графита или стекла. При нанесении на жесткую структуру полупроницаемого слоя получают комбинированные мембраны. Эластичные полупроницаемые мембраны изготавливают из полиамидов, полиуретанов, поливинила, эфиров, целлюлозы, поликарбонатов, полиакрилонитрона.

В технологической схеме опреснительной обратноосмотической установки используются асимметричные мембраны из ацетатцеллюлозы и ароматических полиамидов. Большое внимание уделяется развитию тонкопленочных сложных мембран [103]. Такие мембраны характеризуются хорошей селективностью и проводимостью, просты в изготовлении, надежны в эксплуатации, но имеют низкую химическую и механическую стойкость, особенно при работе на морской воде. Невысока и их долговечность, которая зависит от уплотнения структуры, загрязнения поверхности, загрязнения труднорастворимых осадков, а также их биологической нестабильности. Жесткоструктурные мембраны представляют собой стеклянные капилляры диаметром 0,5—1,5 мм с толщиной стенки 0,1—0,3 мм, производимые из стекла с обработкой кислотой, что определяет размер пор $(20—1000) \cdot 10^{-10}$ м.

Термическая и химическая стойкость, биологическая надежность, допустимые высокие давления (до 30 МПа) — достоинства этих мембран при их низкой селективности и проницаемости. Комбинированные мембраны представляют собой двухслойную систему, получаемую пропиткой или напылом селективных веществ, но они используются чаще при ультрафильтрации водных растворов высокомолекулярных соединений, чем в процессах опреснения.

К числу важнейших свойств мембран следует отнести разделяющую способность, удельную производительность, стабильность их во времени, низкую стоимость, стойкость к кислотам и щелочам.

Как отмечалось ранее, разделяющую способность оценивают по коэффициенту селективности и разделения или их производным. Важным эксплуатационным показателем является коэффициент проницаемости, представляющий собой количество вещества, проходящего через поверхность в единицу времени при единичном перепаде давления $[м \cdot кг / (м^2 \cdot с \cdot Па), м \cdot м^3 / (м^2 \cdot с \cdot X \cdot Па)]$.

Стабильность свойств мембраны для опреснения морской воды является важнейшим, так как это обеспечивает их надежную эксплуатацию. Медико-биологические и санитарно-гигиенические требования обеспечиваются инертностью мембраны, от которой зависит сорбционная емкость по отношению к составляющим разделяемой системы и взаимодействию с средой. Стойкость к кислотам и щелочам особенно необходима в процессе опреснения, так как влечет за собой последующий выход всей установки из эксплуатации, что особенно проявилось при практическом использовании ацетатцеллюлозных мембран, не отвечающих в должной степени этому требованию. Более надежными стали мембраны из ароматических полиамидов и полисульфонов и ряд других, способных выдержать достаточно высокие температуры при значительных рабочих диапазонах рН опресняемой среды.

На эффективность работы мембран в процессе эксплуатации оказывают большое влияние такие факторы, как давление, содержание, температура опресняемой воды. Прежде всего эти показатели сказываются на скорости фильтрования, так как она обратно пропорциональна вязкости раствора, особенно при температуре от 5 до 45° С. Изменение структуры полимерных мембран, снижение их селективности и производительности происходят из-за резких колебаний давлений, температур и концентраций и нарушения общего состояния пор компонентами опресняемой среды. Экспериментальные исследования с ацетатцеллюлозными мембранами при различных давлениях, температурах и скоростях потока исходной воды, выполненные Г. Самёном для установления их влияния на такие показатели, как производительность и селективность, позволили предложить ряд расчетных зависимостей для подтверждения эффективности процесса в таких мембранах. Рабочая среда представляла 0,5%-ный раствор в дистиллированной воде, давление варьировалось от 680 до 6120 кПа с учетом верхнего допустимого предела для ацетатцеллюлозных мембран. Изменение температуры составляло 15—45°С при скоростях потока воды 2—8 л/мин.

Чтобы оценить влияние как давления, так и температуры в процессе обратного осмоса, был применен метод планируемого эксперимента, на основании которого получены с использованием анализа регрессии уравнения:

для производительности

$$y_1 = 54,2875 + 42,5125x_1 + 7,55x_2 + 1,65x_3 + 5,375x_1x_2 + 1,7x_1x_3; \quad (3.36)$$

для селективности

$$y_2 = 58,08875 + 10,60625x_1 - 4,01875x_2 + 1,13625x_3, \quad (3.37)$$

где x_1 — давление исходной воды; x_2 — ее температура; x_3 —

скорость потока; x_1x_2 — взаимодействия давления и температуры; x_1x_3 — то же давления и скорости потока.

Максимальное отклонение от средних значений предлагаемых величин составляет 1,12 и 1,1 соответственно.

Из рассмотрения уравнения (3.36) видно, что наибольшее влияние имеет на производительность давление, а фактор x_1x_2 более важен, чем x_3 , и наименьшую роль играет x_1x_3 .

В то же время для селективности мембраны фактор давления — самый важный. Результаты расчетов позволяют судить о характере изменения производительности и селективности при изменении указанных параметров.

Можно видеть, что производительность увеличивается с ростом давления, при постоянном давлении она увеличивается с ростом температуры, а для неизменного давления и температуры — со скоростью потока.

Селективность мембран с давлением растет и при постоянном его значении R_c увеличивается, так как температура уменьшается. При равенстве p и t значение R_c с возрастанием скорости потока растет. Изменение производительности мембраны как функции температуры характеризуется ее ростом с нарастанием последней, особенно с увеличением давления. Чем выше значение давления, тем при данной температуре выше селективность, и при фиксированных значениях p и t со скоростью потока растет R_c , но с ростом t она уменьшается.

Оказывают влияние на эффективность мембран и скорости потока.

При фильтровании растворов с температурами выше 50°C по данным, полученным для отечественных ацетатцеллюлозных мембран, их проницаемость существенно снижается.

Изменение селективности мембран с изменением давления получило объяснение в теории Ф. Н. Кералина [12], согласно которой при наличии в мембране как крупных, так и мелких пор и при уменьшении разности между рабочим и осмотическим давлениями снижается скорость фильтрования через мелкие поры, а также и через крупные с возрастанием доли фильтрата через них.

Работоспособность полупроницаемых мембран зависит от осадкообразования, вызываемого выпадением солей на поверхностном слое мембраны, которое забивает поры, нарушает гидродинамику перемещения потока и массообмен в пограничном слое. Этот процесс приводит к увеличению явления концентрационной поляризации, возникающего за счет образования у поверхности мембраны растворенных веществ с концентрацией, превышающей ее значение в основном объеме, а также к уменьшению производительности и удержанию солей при опреснении воды. Увеличение концентрационной поляризации отрицательно сказывается на процесс разделения, так как вызывает снижение

эффективного давления из-за возрастания осмотического давления, что определяет скорость фильтрования растворителя и селективность мембраны. В связи с этим сокращается время работы мембраны на установке.

К числу химических элементов, способствующих осадкообразованию, можно отнести кальций, гидроксиды марганца и железа.

При преимущественном проходе в процессе через полупроницаемую мембрану воды происходит увеличение концентрации растворенного вещества в пограничном слое у ее поверхности, в результате чего возрастает содержание воды в мембране, что приводит к увеличению проницаемости через мембрану как воды, так и солей [8].

Проход молекул воды через мембрану нарушает равновесие состояния системы и движущую силу процесса, что является причиной отложения солей сульфата и карбоната кальция при пропускании соленых и морской вод.

Как отмечается в [57], причиной образования осадка сульфата кальция служит быстрое достижение в пограничном слое его концентрации, которая значительно больше предела растворимости.

Отложение карбоната кальция объясняется удалением из раствора углекислоты, что приводит к нарушению углекислотного равновесия, образованию избытка карбонатных ионов, вступающих в реакцию с ионами кальция. При малой своей растворимости получившийся карбонат кальция выпадает в осадок.

Концентрационная поляризация — одна из основных причин эксплуатационных ограничений процесса обратного осмоса из-за негативных явлений, влияющие на внутримембранный процесс. В связи с этим в условиях эксплуатации опреснительной установки обратного осмоса требуется тщательная обработка морской воды. Концентрационная поляризация связана с увеличением химического потенциала на поверхности мембраны, что уменьшает движущую силу при фильтрации. Если концентрация растворенного вещества достигает состояния насыщения, то выпадение осадка или образование геля увеличивает гидростатическое сопротивление. Высокая концентрация растворенного вещества на поверхности раздела с мембраной увеличивает риск перестройки состава ее материала. Расположение осадка по поверхности меняет сепарационную характеристику мембраны.

Эффективность опреснения определяется не только концентрационной поляризацией, но и общим загрязнением, вызванное выпадением осадка и дисперсных частиц, содержащихся в воде, химической реакцией, коррозией биологического загрязнения.

Вследствие всех этих негативных факторов общий перенос воды через мембрану составляет 2—10%.

Если посмотреть процесс переноса на поверхности раздела

мембрана — растворенное вещество, то в общем случае его можно представить следующими дифференциальными уравнениями сплошности и движения:

$$\left. \begin{aligned} D\rho/Dt &= -\rho(\nabla \bar{V}); \\ \rho D\bar{V}/Dt &= -\nabla p - \nabla \tau + \rho g; \\ Db/Dt &= D_t \nabla^2 b. \end{aligned} \right\} \quad (3.38)$$

Наиболее простой системой, на основе которой можно проследить изменение поляризационной концентрации и потока производимой воды как функции времени и по их значению определить селективность и константу мембраны, является модель несмешивающейся дозирующей камеры (рис. 3.2). Для нее принято допущение, что изменение концентрации по длине цилиндра вдали от поверхности мембраны незначительно, т. е. систему можно рассматривать как полубесконечную. Тогда уравнение сплошности растворенного вещества запишется в виде

$$\frac{db}{dt} = |J_v| \frac{db}{dy} = D_t \frac{d^2 b}{dy^2}, \quad (3.39)$$

где $|J_v| = k_0(\Delta p - \Delta \pi)$ — абсолютное значение водопроницаемости; b — средняя концентрация; D_t — коэффициент диффузии; k_0 — характеристика мембраны.

При начальных условиях $b(0, y_1) = b_0$; $b(t, \infty) = b_0$; а также $|J_v|b(t, 0) + D_t \frac{db(t, 0)}{dy} = (1 - R_c)|J_v|b(t, 0)$, где R_c — селективность мембраны, когда первые два условия полагают, что при времени $t=0$ концентрация остается одной и той же во всей системе, а третье определяет массовый баланс растворенного вещества на поверхности мембраны.

Л. Дреснер предложил пренебречь осмотическим давлением, что равноценно полному исключению пропуска растворенных веществ через мембрану ($R_c=1$), и получил поляризационную концентрацию в виде

$$\frac{b'}{b''} - 1 = 1 - \left(1 + \frac{\tau_1}{2}\right) \operatorname{erfc}\left(\frac{\sqrt{\tau_1}}{2}\right) + \sqrt{\frac{\tau_1}{\pi}} \exp\left(-\frac{\tau_1}{4}\right) + \tau_1, \quad (3.40)$$

где $\tau_1 = J_v^2 t / D_t$.

Уравнение (3.40) показывает, что изменение поляризационной концентрации пропорционально времени процесса. Для условий, отличных от идеализированной модели ($0 < R_c \leq 1$), на основе преобразования Лапласа можно уравнение (3.40) привести к виду [102]

$$\begin{aligned} \frac{b'}{b''} - 1 &= \frac{1}{1 - R_c} \{R_c - \theta(2R_c - 1) \exp[\tau_1 R_c (R_c - 1)]\} + \\ &+ \frac{1}{2(1 - R_c)} \left\{ (2R_c - 1) \exp[\tau_1 R_c (R_c - 1)] \operatorname{erfc}\left[\frac{\sqrt{\tau_1}}{2}(2R_c - 1)\right] - \operatorname{erfc}\frac{\sqrt{\tau_1}}{2} \right\}, \end{aligned} \quad (3.41)$$

где θ — время накопления: $\theta=1$; $R_c \geq 0,5$; $\theta=0$, $R_c < 0,5$.

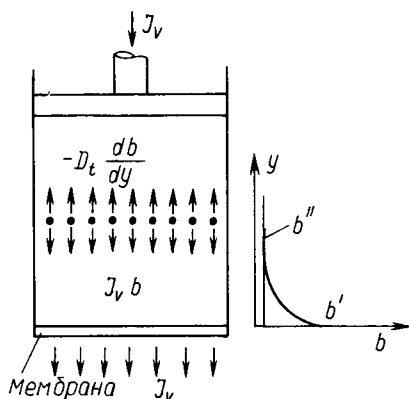


Рис. 3.2. Расчетная модель несмешивающей дозирующей камеры

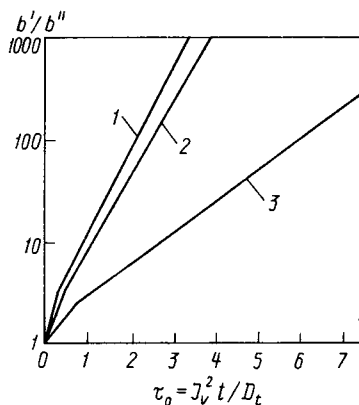


Рис. 3.3. Изменение примембранной концентрации солей от времени:
1 — $A=1$; 2 — $A=0.9$; 3 — $A=0.5$.

По данным М. Ли и Ф. Вильямса [97] эта величина находится как

$$\frac{b'}{b''} = 1 + \frac{R_c}{2(1-R_c)} \exp(-\eta) \operatorname{erfc}\left(\frac{\eta}{2\sqrt{\tau'}} - \frac{\sqrt{\tau'}}{2}\right)^{-\frac{1}{2}} \operatorname{erfc}\left(\frac{\eta}{2\sqrt{\tau'}} + \frac{\sqrt{\tau'}}{2}\right) - \operatorname{erfc}\left[\frac{\eta}{2\sqrt{\tau'}} - \frac{\sqrt{\tau'}}{2}(2R_c-1)\right] \frac{2R_c-1}{2(1-R_c)} \exp \times \\ \times [-R_c\eta - R_c(1-R_c)\tau'], \quad (3.42)$$

где $\eta = \frac{k_0 \Delta p y_1}{D_t} (1 - R_c B)$; $\tau' = \frac{k_0 \Delta p^2 y_1}{D_t} (1 - R_c B)^2$; $B = \frac{\pi_0}{\Delta p}$; π_0 — осмотическое давление; b — концентрация растворенного вещества.

Справедливость последнего уравнения определяется значением $B \ll 1$. Для более широкого диапазона изменения $R_c(1-B \ll R_c$ и $R_c > 1-B)$ уравнение приведено к виду

$$\frac{b'}{b''} = 1 + \frac{1-R_c B}{R_c B} \left[\operatorname{erfc}\left(\frac{\eta'}{2\sqrt{\tau''}}\right) - \exp(\eta' + \tau'') \operatorname{erfc}\left(\frac{\eta'}{2\sqrt{\tau''}}\right) \right], \quad (3.43)$$

где $\eta' = \eta' R_c$; $\tau'' = \tau' R_c^2$.

Приведенные уравнения дают хорошее согласование с опытными данными. В соответствии с решениями, выполненными П. Дейджмиком [64], значение изменения концентрации у мембраны можно представить уравнением

$$\frac{b'}{b''} = 1 - \frac{1}{2} \left\{ \operatorname{erfc}\left(\frac{\eta - \tau_0}{2\sqrt{\tau_0}}\right) + \frac{A}{1+A} \exp(\eta') \operatorname{erfc}\left(\frac{\eta' - \tau_0}{2\sqrt{\tau_0}}\right) + \frac{2A+1}{2(A+1)} \exp[-\eta' A + \tau_0 A(1+A)] \operatorname{erfc}\left[\frac{\eta' - \tau_0(1+2A)}{2\sqrt{\tau_0}}\right] \right\}. \quad (3.44)$$

Здесь безразмерное расстояние от мембраны $\eta' = xJ_v/D_l$ и безразмерное время $\tau_0 = J_v^2 t/D_l$, характеристика мембраны $A = R_c/(1 + J_s/J_v)$.

Для идеальной мембраны при $A=1$ уравнение принимает вид

$$\frac{b'}{b''} = \frac{1+2A}{1+A} \exp[A(1+A)\tau_0]. \quad (3.45)$$

На рис. 3.3 для различных значений A показано изменение примембранной концентрации во времени. Если выразить скорость фильтрации как функцию, определяющую выработку мембраны, то соотношение этих величин выразится так:

$$\frac{J_v}{J_{v0}} = \left[\frac{1}{1 + \frac{2J_{v0}^2 t}{k_l \Delta p} d_{0c}} \right]^{1/2}. \quad (3.46)$$

Как видно, значение J_v уменьшается обратно пропорционально квадратному корню из времени процесса. На графике рис. 3.4 для различных $d_{0c} = \rho_j b_j / (\rho_0 b_0)$ показано изменение количества получаемой воды с изменением времени, позволяющее судить о значительном влиянии концентрационной поляризации на эффективность действия мембраны. Опытные данные, полученные для различных веществ, проходящих фильтрацию по описанной схеме, в том числе и морской воды и воды с более низкими концентрациями содержащихся солей, позволяют сделать вывод, что наступление поляризационной концентрации происходит достаточно быстро,

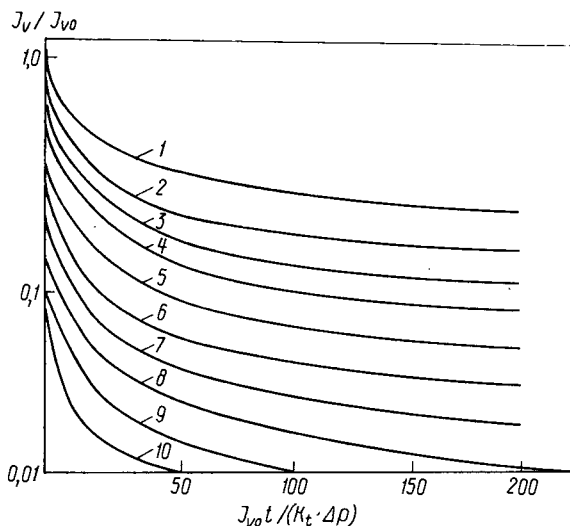


Рис. 3.4. Зависимость количества производимой мембранной воды от времени: 1 — $d_{0c}=0,1$; 2 — 0,25; 3 — 0,5; 4 — 1; 5 — 2,5; 6 — 5; 7 — 10; 8 — 25; 9 — 50; 10 — 100

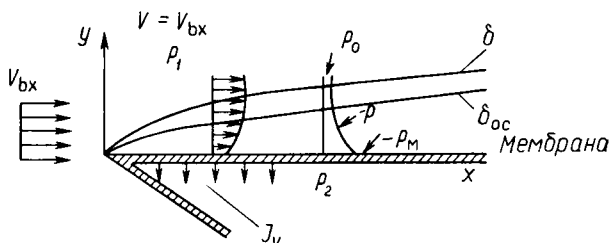


Рис. 3.5. Развитие инерции и уровня концентрационной поляризации вдоль поверхности мембраны

что требует поэтому регулярной чистки мембран различными способами.

При рассмотрении системы обратного осмоса, основанного на ламинарном линейном течении потока вдоль поверхности мембраны, необходимо учитывать профиль скорости и изменение концентрации на начальном участке (рис. 3.5). Так как молекулярная диффузия для этого участка протекает медленно, то концентрация отложений в пограничном слое оказывается меньшей по отношению к скорости. При таком движении исходной воды можно выделить два режима: входной, где градиент концентрации увеличивается, когда жидкость протекает через мембрану по направлению вниз, и нижний с увеличением концентрации по длине канала. При исследовании ламинарного потока между параллельными мембранами, выполненного Л. Дреснером [62], установлено, что при постоянном потоке профиль скорости на входе полностью развитый и поляризационная концентрация находится для входного участка как

$$\frac{b'}{b_0} = 1 + 1,536\eta_0^{1/3} \text{ при } \eta_0 \leq 0,02; \quad (3.47)$$

$$\frac{b'}{b_0} = 1 + \eta_0 + 5 \left[1 - \exp\left(-\frac{\sqrt{\eta_0}}{3}\right) \right] \text{ при } \eta_0 > 0,02, \quad (3.48)$$

где $\eta_0 = J_v^2 h L / (3 V_0 D_i^2)$; h — половина высоты канала, образуемого мембранами; L — длина канала; V_0 — поперечная скорость.

Для нижнего режима

$$b'/b_0 = 1 + J_v h^2 / (3 D_i^2), \quad (3.49)$$

где b_0 — концентрация исходной воды в потоке.

В режиме ламинарного течения в плоском проходе, как отмечают Д. Жильрон и Д. Хассон [74], уровень поляризационной концентрации и отклонения потока зависят от сложного сочетания переноса растворенного вещества, структуры мембраны и кинетики осаждения растворенных веществ. Процесс загрязнения мембраны определяет преобладание в исходной воде макромолекулярных или растворимых солей. Необходимость учета кинетики осаждения

связана с тем, что при осадкообразовании концентрация солей на мембранной поверхности увеличивается и может превысить их растворимость, что вызовет выпадение осадка из раствора.

Анализ кинетики осаждения проводился в предположении, что коэффициент селективности в канале, образованном плоскими параллельными мембранами, $R_c = 1$ при проникающем потоке, определяемом типовым уравнением $J_v = k_0 \Delta p (1 - \Delta \pi / \Delta p)$. Осаждаемый поток $[г/(см^2 \cdot с)]$ $J_d = k_r (b' - b_n)^n$ при $1 < n < 2$, где k_r — степень осаждения, представляющая отношение скорости к концентрации в степени $n - 1$. Осадкообразование происходит тогда, когда концентрация на поверхности мембраны b' выше, чем значение растворимости солей b_n .

Поверхностное образование солевых зародышей протекает быстро и однородно. Изменение концентрационной поляризации определяется как функция от расстояния на входе в канал, так как время прохождения опресняемой воды через него невелико.

Граничные условия на поверхности отложений и в потоке принимаются равными для аксиальной V_a и скорости, нормальной к поверхности, V_n :

$$V_a(x, 0) = 0; \quad V_n(x, 0) = -J_v h / D_t.$$

Профиль этих скоростей при осреднении принят в форме уравнений

$$V_a = 1,5 V_c (2 - y) y \quad \text{и} \quad V_n = -J_v (1 - 1,5 y^2 + 0,5 y^3).$$

Здесь $V_c = 1 - \int_0^x J_v dx$ характеризует фракционный состав воды

при локальном значении $J_v = B_1 (1 - B_2 b')$, где $B_1 = k_0 \Delta p h / D_t$; $B_2 = \Delta \pi / \Delta p$. Величина B_1 определяет безразмерный поток чистой воды, а B_2 — безразмерное осмотическое давление исходной воды. В случае двухсолевой системы $J_v = B_1 (1 - B_{2o} b'_a - B_{2n} b'_n)$, где индекс «о» относится к осаждающимся, а «и» — к инертным солям.

Уравнение конвективной диффузии можно записать в виде

$$v_1 \partial \bar{b} / \partial x + v_2 \partial \bar{b} / \partial g = \partial^2 \bar{b} / \partial y^2, \quad (3.50)$$

где $v_1 = V_n h / d_i$; $v_2 = V_a / V_a(0)$.

Аналогично может быть записано уравнение массопереноса и для инертных солей с учетом граничных условий отложений на боковых стенах:

$$-\frac{\partial \bar{b}}{\partial y} \Big|_{y=0} = J'_v \bar{b}' - \frac{h}{b'' D_t} J_d = J'_v \bar{b} (1 - J'_d), \quad (3.51)$$

где $J'_d = J_d / J_v b'$.

При этом принимаемые граничные условия $(\partial \bar{b} / \partial y)_{\bar{y}=\delta} = 0$; $\bar{b}(x, \delta) = 1$ и $\delta = \delta / h$ — средняя толщина диффузионного пограничного слоя.

Значения x и y считаются как относительные $\bar{x}=x/h$; $\bar{y}=y/h$, где x — координата на входе в канал; y — то же по его высоте; h — половина высоты канала.

Профиль распределения концентрации в пограничном слое задается как параболический

$$\bar{b} = \bar{b}' + 2(1 - \bar{b}')\bar{y}/\bar{\delta} + (\bar{b}' - 1)(\bar{y}/\bar{\delta})^2. \quad (3.52)$$

Здесь

$$\bar{b}' = \frac{1}{1 - 1/2\bar{\delta}(1 - J'_d)J'_v}. \quad (3.53)$$

После подстановки J'_d или J'_v получим

$$\bar{b}' = \frac{-k_1 + (k_1^2 - 4k_0k_2)^{1/2}}{2k_0}. \quad (3.54)$$

Значения коэффициентов в уравнении (3.54) при двухсолевой системе имеют вид

$$\left. \begin{aligned} k_{0a} &= \bar{\delta}_a \operatorname{Sh} b_n^2 - 2; \quad k_{0b} = 2; \\ k_{1a} &= 2 - \bar{\delta}_a [B_1(1 - B_{2b}\bar{b}' + 2 \operatorname{Sh} b_n)]; \\ k_{1b} &= 2 - \bar{\delta}_b [B_1 - B_1 B_{2a}\bar{b}_a]; \\ k_{2a} &= \bar{\delta}_a (B_1 B_{2a} + \operatorname{Sh}); \quad k_{2b} = \bar{\delta}_b B_1 B_{2b}. \end{aligned} \right\} \quad (3.55)$$

Число Шервуда в этой системе равно $\operatorname{Sh} = k_h b'' / D_l$.

Дифференциальное уравнение для нахождения толщины диффузионного пограничного слоя можно записать как

$$\frac{d}{dx} \left[U \frac{\bar{b}' - 1}{6} \bar{\delta}_a^2 \left(1 - \frac{\bar{\delta}_a}{5} \right) \right] = J'_v (1 - \bar{b}' J'_d). \quad (3.56)$$

Так как $\bar{\delta}_a/5 \ll 1$, уравнение (3.56) примет вид

$$\frac{d\bar{\delta}_a}{dx} = \frac{J'_v [\bar{\delta}_a^2 (\bar{b}'_a - 1) + 4(1 - \bar{b}'_a) J'_d]}{(1 - s)\bar{\delta}_a [2(\bar{b}'_a - 1) + \bar{\delta}_a d\bar{b}'_a/d\bar{\delta}_a]}. \quad (3.57)$$

Здесь s — фракционный состав восстановленной воды.

Уравнение (3.57) справедливо для одно- и двухсолевой системы. Для инертной соли $J'_d = 0$, и тогда

$$\frac{d\bar{\delta}_b}{dx} = \frac{4J'_v + \bar{\delta}_b^2 (\bar{b}'_b + 1) J'_v}{(1 - s)\bar{\delta}_b [2(\bar{b}'_b - 1) + \bar{\delta}_b d\bar{b}'_b/d\bar{\delta}_b]}. \quad (3.58)$$

Конечная величина $\bar{\delta}_b$ рассчитывается с помощью ЭВМ при варьировании параметров $\bar{b}'$, J'_d , J'_v и s . Плотность отложений $J_d(x)$ с учетом времени определена как

$$J_d(x, t) = \int_0^t J'_d(x, t) dt \approx [J'_d(x)]_N.$$

При вычислении J'_d для каждой итерации из уравнений массопереноса при интервале времени, обеспечивающем значение рассчитываемого потока, постоянно уменьшалось, т. е. $[J_v \times \times (L)]_{N+1} / [J_v(L)]_N = r_N$, и чем ближе к единице, тем точнее результат.

Полученный профиль J'_d затем необходимо подставить в выражение для J''_v при $(N+1)$ -й итерации, используя следующие выражения для машинного счета:

$$[J'_v(x)] = \frac{B_1(1 + B_2 b')}{\frac{1}{k_0} + \xi_{oc} [J'_d(x)]_N},$$

где ξ_x — удельное гидравлическое сопротивление осадка.

Эффективность работы мембраны в процессе опреснения, достигнутая на лучших зарубежных фирмах, по вырабатываемой воде для спиральных модулей с каналом 0,05—0,1 см имеет $J_v = (0,7 \div 1,9) \cdot 10^{-3}$ г/(см²·с) при давлениях от $(14-80) \times 10^2$ кПа, селективности $R_c = (1 \div 4) \cdot 10^{-3}$ см/(с·кПа) и диффузии сульфата кальция порядка 10^{-5} см²/с. Поэтому исходная вода с содержанием сульфата кальция $b = 0,0151$ может дать значения $B_1 = 5 \div 40$ и $B_2 = 0,01 \div 0,05$. При присутствии инертной соли NaCl осмотическое давление $B_{2и}$ составило бы 0,03—0,12 для солоноватой (при 0,2%-ной концентрации) и примерно 0,5 для морской (при 3,5%-ной концентрации) воды.

Значения кинетического коэффициента осаждения для гипса, достигаемые как в экспериментальных, так и в реальных условиях, составляют $(1-2) \cdot 10^{-2}$ см/с/(г/см³), число Шервуда на половине высоты канала изменяется от 0,1 до 1.

Изменение концентрационной поляризации при отсутствии отложений вдоль мембраны при $B_1 = 5; 10; 20$ и $B_2 = 0,02$, что соответствует насыщению CaSO₄ при 4000 кПа, показано на рис. 3.6, где $\xi = x B_1^3 / 3$, и характеризует расстояния от начала входа в канал.

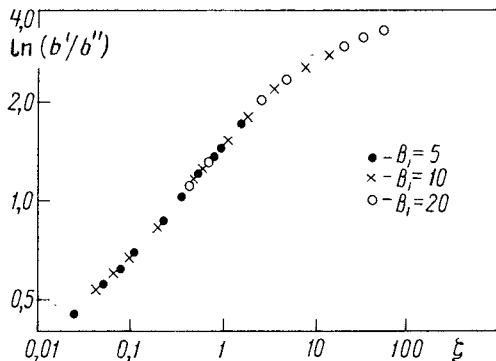


Рис. 3.6. Концентрационная поляризация вдоль мембраны при отсутствии осадка

В соответствии с уравнениями (3.53) и (3.56) величина концентрационной поляризации выражается в виде

$$\Gamma = \frac{b''}{b'} - 1 = \frac{\frac{12}{(B_1 \bar{\delta})^2} \int_0^{\xi} [1 - B_2(\Gamma + 1)] d\xi}{\left(1 - \frac{\bar{\delta}}{5}\right) (1 - 3\bar{\delta}^2 / (B_1 \bar{\delta})^2) \int_0^{\xi} [1 - B_2(\Gamma + 1)] d\xi}.$$

Если учесть, что согласно (3.53) B_1 обратно пропорционально $\bar{\delta}$, то при малости величин B_2 и $\bar{\delta}$ выражение для Γ примет вид

$$\Gamma = 12\xi / (B_1 \bar{\delta})^2. \quad (3.59)$$

Тонкопленочная модель турбулентного потока показывает, что b''/b' пропорциональна коэффициенту массопереноса k_0 , а также $Re^{0.8}$, для ламинарного потока значение Re имеет степень 0,33. Линейная часть графика рис. 3.6 до $\xi=5$ подтверждает, что показатель равен примерно 0,32. Для реальных модулей системы обратного осмоса при длине 100 см и скорости потока 10 см/с значение ξ изменяется от 5 до 320.

На рис. 3.7 показано, как различные значения коэффициента осаждения изменяют профиль концентрационной поляризации для растворенных солей. Так как действие отложений уменьшает локальную концентрацию, то увеличение коэффициента осаждения уменьшает поляризационную концентрацию, и характер этой зависимости асимптотический.

В таком случае $b'J'_d = 1$; $J_v b'' = J_d$. Для насыщенного раствора $\Gamma = (J_v/Sh)^{1/n}$ при $1 < n < 2$.

Таким образом, концентрационная поляризация достигает определенного предела, при котором нормы осаждения балансируют излишки переносимой на мембрану соли, и чем выше коэф-

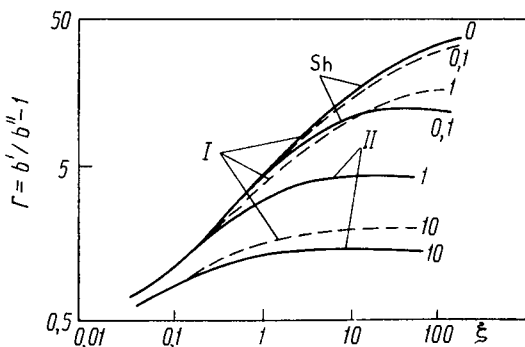


Рис. 3.7. Изменение первоначальной поляризационной концентрации вдоль длины мембраны: односольевый раствор I и двухсольевый II ($B_1=20$; $B_2=0,02$; $b''/b_n=1$)

Таблица 3.1. Значения величин концентрационной поляризации Γ при $Sh=1$

B_1	$B_2=0,02$	$B_2=0,2$	B_1	$B_2=0,02$	$B_2=0,2$
5	2,16	1,56	20	4,23	2,47
10	3,03	2	40	5,87	2,93

коэффициент осаждения, а следовательно, число Sh , тем быстрее наступает асимптотический характер по длине канала.

Увеличение параметра B_1 приводит к росту Γ , так как увеличение солевого потока к мембране требует большого уровня перенасыщения, чтобы получить асимптотический характер зависимости. Из рассмотрения табл. 3.1 видно, что рост B_2 в меньшей степени проявляется на характере кривой. Для всех степеней насыщения b'/b_n раствора на входе при $Sh=1$ и $n=2$ при тех же B_1 и B_2 асимптотический характер наблюдается на одном и том же осевом расстоянии. В этом случае

$$J'_c = Sh(\bar{b}' - \bar{b}_n)^n; \Gamma = (\bar{J}_v/Sh)^{1/n} + \bar{b}_n - 1, \quad (3.60)$$

где $\bar{b}_n$ — концентрация насыщения.

Это позволяет сказать, что при $b_n > 1$ абсолютное значение боковой кристаллизации ниже, концентрационная поляризация выше.

В случае двухсолевой системы, когда в растворе $NaCl$ находится сульфат кальция, рост уровня концентрационной поляризации инертной соли вдоль канала мембраны действует на уменьшение проникающего потока из-за увеличения локального осмотического давления, что в свою очередь уменьшает степень поляризации осаждающейся соли, в результате чего поляризация ее достигает максимума, и чем выше Sh , тем быстрее этот максимум достигается.

В рассматриваемой фильтрационной модели уменьшение потока получаемой воды, вызываемое количеством осадка на единицу поверхности мембраны R_f , определяется по формуле

$$\frac{1}{J_v(t)/J_v(0)} = 1 + k_0 R_f \int_0^t J'_d dt. \quad (3.61)$$

В табл. 3.2 приведены данные по влиянию на выработку мембраны при наличии отложений таких величин, как начальная концентрация опресняемой воды, гидравлическое сопротивление осадка и кинетики процесса, которые характеризуют время снижения J_v на 10%.

Для односолевой системы увеличению потока при больших значениях числа Шервуда способствует концентрационная поляризация и уменьшение осмотического давления на поверхности мембраны. Однако более быстрое по времени отложение осадка при высоких значениях Sh приводит к уменьшению по-

Таблица 3.2. Зависимость потока через мембрану от начальной концентрации морской воды и удельного сопротивления отложений (при $B_2=0,05$; $B_1=25$; $Sh=2$)

Относительная концентрация b_0/b_n	Удельное сопротивление, $\times 10^6$ кПа/ / (г/см $\times$ с)	Уменьшение потока (для 30-см канала), %	Уменьшения потока (при входе 30 см), %	Время, ч
1	2,04	9,7	12,9	88,8
2	2,04	10,6	13,3	42,4
1	$2,04 \cdot 10$	9,7	12,9	8,88
2	$2,04 \cdot 10$	10,6	13,3	4,24
1	$2,04 \cdot 10^2$	9,7	12,9	0,888
2	$2,04 \cdot 10^2$	10,6	13,3	0,424

тока. При двухсолевой системе такое явление исчезает, особенно при высокой концентрации NaCl в исходной воде. Наибольшее влияние на поток оказывает гидравлическое сопротивление осадка. В соответствии с уравнением (3.61) зависимость между Sh , R_i и b'' можно представить как

$$-\frac{1}{[J_v(t)/J_v(0)]^2} \frac{d[J_v(t)/J_v(0)]}{dt} = k_0 R_i b'' \frac{D_i}{h} [Sh(\bar{b}' - \bar{b}_n)^n]. \quad (3.62)$$

Тогда толщина пограничного слоя выразится как

$$\frac{d\bar{\delta}}{dJ_v} = \frac{\bar{\delta} \left[\frac{1+\Gamma^{-1}}{\Gamma} - \left(1 + 2 Sh \frac{\Gamma}{J'_v}\right) \left(1 - J'_v \frac{\delta}{2}\right) \right]}{J'_v + 2Sh\Gamma}. \quad (3.63)$$

Как видно из (3.63), $\bar{\delta}$ увеличивается с уменьшением проникающего потока J_v . Концентрационная поляризация при этом возрастает за счет нарастания массопередающего слоя. Это объясняется, если в уравнение распределения концентрации (3.53) подставить ее изменение в стенке мембраны (3.51). Тогда

$$J'_v \bar{b}'' = Sh_0 \Gamma + Sh(\bar{b}' - \bar{b}_n)^n, \quad (3.64)$$

где $Sh_0 = 2/\delta - J'_v$ определяет диффузионное число Шервуда.

Из анализа уравнения (3.64) следует, что оно представляет собой связь между конвективным солевым потоком в направлении мембраны, осадкообразованием и обратной диффузией, пропорциональными разнице концентраций на стенке и в объеме. Так как δ мало зависит от J'_v , то падение проникающего потока будет увеличивать коэффициент массопереноса даже при увеличении толщины пограничного слоя.

Аналогичный подход к оценке поляризационной концентрации при ламинарном течении для трубчатой геометрии мембран и мембран с полыми волокнами применен С. Сауриджаном, С. Сринивазаном, К. Тиеном, Д. Германсом, В. Джилом, В. Банзалом и др.

Было установлено, что высокая концентрация растворенного вещества на поверхности мембраны в системах с ламинарным

потоком может создать значительную разницу в плотностях между потоком и пограничным слоем, что вызовет вторичный свободный конвективный поток, который окажет значительное влияние на профиль скорости. Для оценки эффекта плавучести, возникающего при этом, получены эмпирические уравнения $Sh = 0,434Ra^{1/4}$ при $Re = 540$; $Sh = 0,485Ra^{1/4}$ при $Re > 980$; здесь Ra — число Рэлея. При уточнении этой зависимости с учетом длины перехода L_t , при которой свободная конвекция начинает оказывать влияние на процесс обратного осмоса, К. Чанг и Д. Жуйнг [102] установили, что $Sh = 1,09(VRa)^{0,166}$; $L_t^{1/3} = 1,19(VRa)^{-0,166}$ для $VRa = 7 \cdot 10^3$, где V — безмерная скорость проникновения.

Анализ ламинарной модели, проведенный Г. Грином и Г. Бельфортом [63], подтверждает, что причинами загрязнения мембраны, работающей под давлением, и уменьшения их проникающей способности следует признать физические изменения в их структуре за счет уплотнения, хотя этот эффект для асимметричных ацетатцеллюлозных мембран при давлении 1000 кПа составляет 15 мин.

При высоких давлениях, необходимых при опреснении морской воды, происходящее уплотнение вызывает сжатие макропористого подслоя, а также увеличение толщины плотного слоя мембраны, что нарушает ее пористую структуру.

Уменьшение потока за счет сжатия обычно выражается следующим образом:

$$\Delta J = J_v t^m, \quad (3.65)$$

где t — время; J — номинальный поток; m — единица измерения сопротивления сжатия.

В логарифмических координатах — это уравнение прямой, которое дает удовлетворительное согласование на чистой поверхности мембраны в пределе 1000 ч эксплуатации. Как показали исследования Ю. Куракавы [93], на ацетатцеллюлозных мембранах с уменьшением их толщины на 35% при температуре 25°С и давлении до 5 МПа эта закономерность не соблюдается.

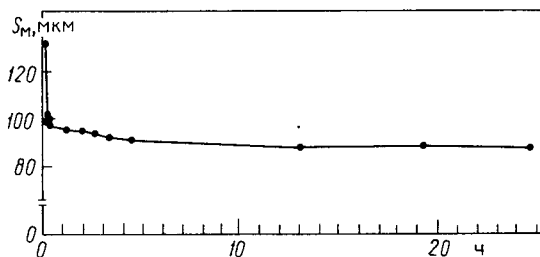


Рис. 3.8. Деформация гомогенной ацетатцеллюлозной мембраны под давлением 5 МПа

Характер изменения толщины мембраны при приложении давления приведен на рис. 3.8. При определении деформационных нагрузок мембрана рассматривается как вязкоупорное тело, состоящее из двух эластичных пружин с модулями упругости E_0 и E_1 и гидравлического амортизатора с заполнителем, имеющим вязкость, равную η . Применительно к этой модели при постоянном усилии σ_0 появляется деформация

$$\varepsilon = \frac{\sigma_0}{E_\infty} \left[1 - \left(1 - \frac{E_\infty}{E_0} \right) \exp \left(- \frac{t}{t_0} \right) \right] H(t), \quad (3.66)$$

где $E_\infty = E_0 E_1 / (E_0 + E_1)$; $t = \eta / E_1$; $H(t)$ — функция Хейвисайда.

При давлении p и толщине мембраны до нагружения и после нагружения $h_0(t)$ величина деформации имеет вид

$$\varepsilon = (h(t) - h_0) / h_0; \quad \sigma_0 = -p. \quad (3.67)$$

Тогда уравнение (3.66) можно записать так:

$$\frac{h(t)}{h_0} = 1 - \frac{p}{E_\infty} \left[1 - \left(1 - \frac{E_\infty}{E_0} \right) \exp \left(- \frac{t}{t_0} \right) \right] H(t), \quad (3.68)$$

из которого следует, что $p/E_\infty = h_\infty/h'_0$; $E_\infty/E_0 = (1 - h'_0/h_0) / (1 - h_\infty/h_0)$, где h'_0 — толщина мембраны за период времени нагружения, а h_∞ — то же за длительное время после нагрузки.

Внезапное уменьшение толщины мембраны от h_0 до h'_0 определяет ее мгновенную упругость и необратимую деформацию. Если полагать, что количество отложений в мембране до и после деформации не изменяется, а уменьшение объема соответствует уменьшению пустот, то пористость ее в состоянии нагружения можно представить в виде

$$\beta = 1 - \frac{1 - \beta_0}{h(t)/h_0}, \quad (3.69)$$

где β_0 — пористость до приложения давления.

При изменениях давления свободно связанная вода в мембране должна уплотняться, что, естественно, влияет на пористость. Однако для определенной пористости поток воды можно вычислить как

$$J_v = \frac{k_g \beta^3 p}{(1 - \beta^2) h(t)}. \quad (3.70)$$

При больших β поток пропорционален $(1 - \beta)^{-2}$, а при малых, т. е. когда уменьшается β из-за нарастания давления, J_v падает весьма быстро. Постоянная Казени—Кармана k_g соответствует коэффициенту гидродинамической проницаемости и определяется экспериментально.

Предположим, что деформация мембраны зависит от пористости и объема мембраны, который равен:

$$h(t) F = v_n + v_s(t), \quad (3.71)$$

где F — площадь мембраны; v_n — объем, занимаемый полимером в общем объеме мембраны; $v_b(t)$ — объем, который занимает вода в объеме мембраны.

Тогда значение пористости $\beta(t) = v_b(t) / [Fh(t)]$, или с учетом (3.67)

$$\beta(t) = (\beta_0 - \varepsilon) (1 - \varepsilon). \quad (3.72)$$

Соответственно поток, выраженный через деформацию, определится так:

$$J_v = (\beta_0 - \varepsilon) k' / (1 - \varepsilon), \quad (3.73)$$

где $k' = k_0(p - \Delta p) / [(1 - \beta_0)^2 h_0]$.

При построении зависимости $J_v = f(t)$ были приняты следующие значения величин: $k' = 60$; $\beta_0 = 0,53$; $h_0 = 130$ мкм; $h'_0 = 100$ мкм; $h_\infty = 87$ мкм; $t_0 = 3$ ч; $F = 20$ см².

Величину потока в определенный период можно с достаточной точностью рассчитать по формуле

$$J_v = J_0 \left(\frac{\beta}{\beta_0} \right)^3 \frac{h(t)}{h_0}, \quad (3.74)$$

где J_0 — поток, проходящий через мембрану в течение 1 ч.

Поток получаемой воды уменьшается быстро с нарастанием давления в течение первых 20—30 ч работы, а затем значительно медленнее в течение всего срока. Это явление объясняется содержанием в мембране воды, так как в этот период нарастает давление. Ацетатцеллюлозные мембраны содержат большое количество аморфных участков, и поэтому влияние давления на гидродинамическую проницаемость обуславливается ухудшением пористости. На эффективность работы мембраны под давлением оказывает влияние время ее обработки пропариванием при изготовлении.

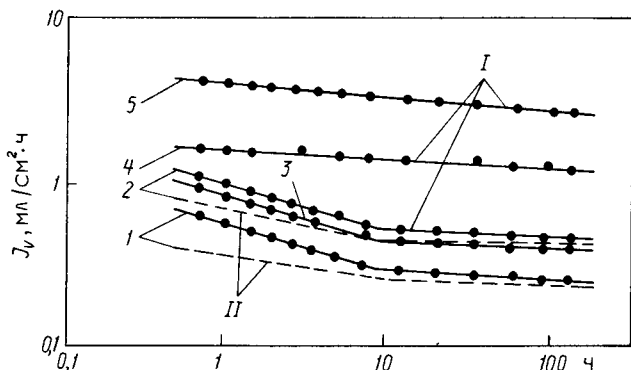


Рис. 3.9. Зависимость водопроницаемости мембраны от времени при различном времени пропаривания:
I — при 5 МПа; II — при 3 МПа; 1 — 10 с; 2 — 2 мин; 3 — 3 мин; 4 — 10 мин; 5 — 30 мин

На рис. 3.9 приведены опытные данные Ю. Машико, Ю. Кирова и С. Сайто [93] по ухудшению удельной производительности мембраны в зависимости от температуры обработки. При малом периоде пропаривания ($t=10$ с) и большом ($t=30$ мин) разница в удельных значениях производительности весьма велика. Более длительная обработка снижает селективность мембраны. Так, при изменении давления 3,5 МПа в течение первых 10 ч работы селективность растет, а затем стабилизируется, достигая 95—97%. При более длительной обработке мембраны (10—30 мин) селективность остается почти постоянной и не превышает 30—35% в течение 150 ч испытаний.

Тонкопленочная диффузионная модель процесса загрязнения мембраны, основанная на подводе конвективного потока раствора к мембране, при сопротивлении прониканию ($-J_v b$) и обратном переносе за счет диффузии раствора ($D_i db/dx$), если селективность меньше абсолютной, строится в предположении, что

$$-J_v b = D_i db/dx \quad (3.75)$$

при граничных условиях $b=b_0$ и $x=\delta$ и $b=b'$ для $x=0$, где δ — толщина мембраны, при этом проникающий поток, см/с,

$$J_v = k_l \ln(b'/b_0), \quad (3.76)$$

где коэффициент массообмена $k_l = D_i/\delta$ и с достаточной точностью определяется как $k_l = 0,816(V_c D_i^2/L)^{1/3}$ для ламинарного режима и $k_l = 0,023 V_a^{0,8} D_i^{0,67} d_h^{-0,2} \nu^{-0,47}$ для турбулентного.

В этих зависимостях L — длина прохода, см; V_c — скорость по толщине среза; 1/с; V_a — аксиальная скорость, см/с; d_h — гидравлический диаметр канала, см; ν — кинематическая вязкость, см²/с.

В табл. 3.3 приведены уравнения, полученные различными авторами для определения значений числа Шервуда $Sh = k_l d_h/D_i$.

Таблица 3.3. Расчетные зависимости для числа Sh и коэффициента массообмена k_l для трубчатых мембран

Режим потока	Sh	k_l	Автор
Ламинарный	$1,62 \left(\text{Re} Sh \frac{d_n}{L} \right)^{1/3}$	$1,62 \frac{V_a D_i}{d_h L}$	Д. Лавек
	$0,0664 \left(\text{Re} \frac{d_n}{L} \right)^{1/2} \text{Sc}^{1/3}$	$0,664 \left(\frac{V_a}{L} \right)^{1/2} \frac{D_i^{2/3}}{\nu^{1/6}}$	Х. Гребер
Турбулентный	$\text{Re}^{0,8} \text{Sc}^{0,33}$	$0,023 \frac{V_a^{0,8} D_i^{0,67}}{d_h^{0,2} \nu^{0,47}}$	Ф. Дитус
	$9,6 \cdot 10^{-3} \text{Re}^{0,913} \text{Sc}^{0,345}$	$9,6 \cdot 10^{-3} \frac{V_a^{0,913} D_i^{0,555}}{d_h^{0,079} \nu^{0,568}}$	П. Харриот

П. Эрикссон с учетом шероховатости поверхности рекомендует находить значение $k_t = C_i \sqrt{\frac{f}{2}} V_a \varepsilon_{ш}^{-0,24} Sc^{-0,59}$, полагая, что при коэффициенте шероховатости $\varepsilon_{ш} > 10$ значение $C_i \approx 0,2$, а величина $f = 0,079 Re^{-0,25}$.

Критическая оценка этой модели загрязнения указывает на наличие двух недостатков. Прежде всего, как видно из опытных данных, общий поток превосходит значительно поток диффузионный, а гидравлическое сопротивление не ограничивается слоем осадка, так как его значение зависит от пористости мембраны ε , толщины слоя осадка δ_c , диаметра частиц d_p , при этом гидравлическое сопротивление слоя равно:

$$\xi_c = 180(1 - \varepsilon) \delta_c / (d_p \varepsilon^3). \quad (3.77)$$

Проходящий через мембрану под давлением в соответствии с предпосылками Г. Бельфорта и Б. Маркса [63], а также загрязняющий потоки определяются так:

$$J_v^* = \Delta p / [\mu(\xi_c + \xi_m)], \quad (3.78)$$

где μ — абсолютная вязкость.

Гидравлическое сопротивление слоя при этом имеет вид

$$\xi_c = \omega v_b / (2F) = a'' v_b. \quad (3.79)$$

В уравнении (3.79) величина a'' характеризует установившееся удельное сопротивление слоя, см^{-4} ; F — поверхность мембраны, см^2 ; ω — концентрация коллоидов в воде; v_b — общий проникающий объем $v_b = F J_v t$. Тогда уравнение (3.79) можно привести к виду

$$J_v = \Delta p / (\mu a'' F t). \quad (3.80)$$

Боковое движение частиц, выпадающих в осадок, поперек линии потока можно рассматривать как результат разницы давлений, возникающих в параболической скорости потока (рис.

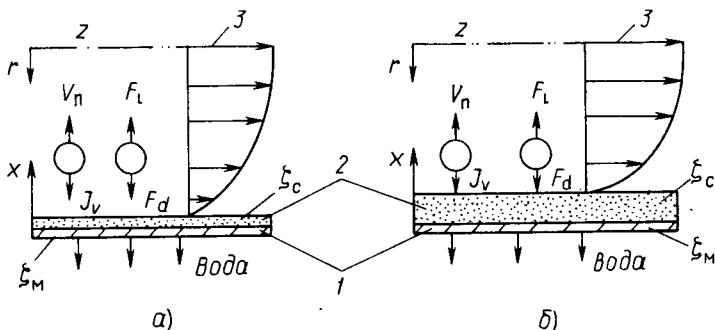


Рис. 3.10. Схема радиально движущейся в канале частицы: а — начало образования слоя; б — установившееся состояние; 1 — мембрана; 2 — осадок; 3 — профиль аксиальной скорости

3.10) при течении через щелевые или трубные каналы. Подъемная скорость движения частиц

$$V_n = k_1 V_a^{\text{cp}} \text{Re}(r_p/r_k)^3 f(r), \quad (3.81)$$

где V_a^{cp} — средняя аксиальная скорость, см/с; r_k — средний радиус канала, см; r_p — радиус частицы, см; $f(r)$ — доля захваченных частиц.

Лобовое сопротивление на частицу определяется по формулам

$$F_d = 6\pi\mu r_p V_n;$$

$$F_d = 6\pi\mu r_p (V_f - V_p),$$

где V_f — скорость жидкости; V_p — скорость частицы, см/с.

Так как подъемная скорость частиц $V_n \approx U^2$, то критическая скорость, необходимая для поддержания потока без загрязнения, должна быть равна $U \sim J_v^{1/2}$, так как скорость радиального потока для непористого канала $V_f = 0$, а скорость частицы V_p рассматривается как скорость движения V_n .

Динамический рост плотности слоя можно выразить зависимостью

$$\delta_c = \frac{b_{\text{вх}}}{\rho_p(1-\epsilon)} \int_0^t (J_v - V_n) dt, \quad (3.82)$$

где ρ_p — плотность частицы, г/см³; $b_{\text{вх}}$ — входная концентрация в канале, г/см³.

При анализе с помощью ЭВМ зависимости J_v как функции времени установлено, что при одной и той же концентрации $b_{\text{вх}}$ отклонение потока частиц прекращается раньше в трубах с меньшим радиусом r_k , чем в трубах с большим. Этим обстоятельством объясняется то, что мембранные модули с узкими щелями более целесообразны для очень мутной воды. Для труб одного и того же радиуса наблюдается более позднее начальное отклонение потока при низких концентрациях $b_{\text{вх}}$ и устойчивое при высоких.

При турбулентном потоке характер распределения скорости в жидкости весьма сложный. Как отмечают Т. Шервуд и П. Брайн [63], массоперенос для такого вида потока удобно вести также с использованием пленочной мембраны, так как на ее поверхности существует тонкая ламинарная пленка. Общий поток на внешней стороне ламинарной пленки носит турбулентный характер и имеет одинаковую концентрацию. Градиент концентрации имеет место только в пленке, что обуславливает сопротивление массовому переносу. Предполагая, что осевая конвекция незначительна, а массоперенос, перпендикулярный поверхности мембраны, происходит в основном из-за конвекции и диффузии, поток производимой при этом воды принимается постоянным. Если мембрана непроницаема для растворенного

вещества, то массовый баланс при устойчивом состоянии имеет вид

$$J_v D_l = D_l db/dy \quad (3.83)$$

или в случае проницаемой мембраны ($R_c < 1$)

$$J_v b_p + J_v b + D_l db/dy = 0, \quad (3.84)$$

где b — концентрация растворенных веществ в проникающем потоке; b_p — концентрация растворенных веществ, г/см.

Эта зависимость говорит о том, что поток растворенного вещества на поверхности мембраны за счет конвекции уравнивается движущимся в противоположном направлении в общий раствор диффузионным потоком.

Интегрирование (3.83) и (3.84) при условии, что на поверхности $y=0$ и $b=b'$, а в пограничном слое $y=\delta$ и $b=b''$, дает решения, выраженные через значения селективности и потока или толщину пограничного слоя

$$\frac{b'}{b''} = \frac{\exp(J_v \delta / D_l)}{R_c + (1 - R_c) \exp(J_v \delta / D_l)}, \quad (3.85)$$

а также для непроницаемой мембраны

$$b'/b'' = \exp(J_v \delta / D_l), \quad (3.86)$$

где $R_c = 1 - b_p/b'$ — внутренняя селективность.

Так как значение δ неизвестно, то в уравнениях (3.85) и (3.86) оно заменяется коэффициентом массообмена $k_l = D_l/\delta$. Однако такая замена возможна только в том случае, если не существует потока на стенке канала и на величину k_l не влияет небольшой поток получаемой в процессе обратного осмоса воды.

Коэффициент массообмена удобно определить из уравнения Чильтона—Кольбурна $J_v = k_l Sc^{2/3}/V_a$. Для турбулентного потока в каналах различной геометрии (без вихревой диффузии) показатель J_v принимают равным f_τ , где f_τ — коэффициент трения, рассчитываемый как $f_\tau = 0,08 Re^{-1/4}$. Тогда

$$\frac{b'}{b''} = \exp\left(\frac{J_v Sc^{2/3}}{f_\tau V_a}\right). \quad (3.87)$$

Если учитывать наличие вихревой диффузии внутри пограничного слоя, то уравнение (3.85) в конечном виде выразится как

$$\frac{b'}{b''} = \frac{\exp\left(\frac{\Delta \pi J_v Sc^{0.75}}{2n f_\tau^{0.5} V_a}\right)}{R_c + (1 - R_c) \exp\left(\frac{\Delta \pi J_v Sc^{0.75}}{2n f_\tau^{0.5} V_a}\right)}, \quad (3.88)$$

где V_a — аксиальная скорость пропускаемой воды; $\Delta \pi$ — осмотическое давление; $Sc = \nu/D_l$ — число Шмидта; n — константа.

Значение концентрационной поляризации для трубчатых

мембран предложено М. Брайном [64] определять зависимостью

$$\frac{b'}{b''} = 1,333 \exp\left(\frac{2J_v Sc^{2/3}}{0,75f_T V_a}\right). \quad (3.89)$$

Для трубчатых мембран Р. Фишер [18] рассматривает концентрационную поляризацию, исходя из гидродинамических уравнений Навье-Стокса, в предположении, что растворенное вещество представлено одной солью, коэффициент диффузии не зависит от концентрации, свободной конвекцией можно пренебречь, поток наносит ламинарный характер, коэффициент селективности равен единице. Тогда для реального направления движения имеем

$$U \frac{\partial V}{\partial x} + V \frac{\partial V}{\partial r} = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial r} + \nu \left[\frac{\partial^2 V}{\partial r^2} + \frac{\partial^2 V}{\partial x^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial V}{\partial r} - \frac{U}{r^2} \right];$$

для осевого

$$U \frac{\partial U}{\partial x} + V \frac{\partial U}{\partial r} = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial x} + \nu \left[\frac{\partial^2 U}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 U}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial U}{\partial r} \right].$$

При постоянстве концентрации соли движущийся поток описывается уравнением

$$\frac{\partial}{\partial x} \left(Ub - D_t \frac{\partial b}{\partial x} \right) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[r \left(Vb - D_t \frac{\partial b}{\partial r} \right) \right], \quad (3.90)$$

где V — радиальная скорость; U — то же аксиальная, см/с; b — концентрация соли, г·моль/см³.

Если принять граничные условия для потока жидкости при условии отсутствия проскальзывания, т. е. $U(x, h) = 0$, поток через мембрану постоянным, т. е. $V(h) = J_v$, в связи с симметрией потока $V(0) = 0$, $(\partial U / \partial r)_{r=0} = 0$, а для уравнения

$$J_v b(x, h) = D_t (\partial b / \partial r)_{r=h}, (\partial b / \partial r)_{r=0} = 0,$$

$b(0, r) = b_0$, то решение представленной выше системы можно записать так:

$$\left. \begin{aligned} \frac{b' - b}{b} &= 1,536 \frac{\beta l}{4\alpha^2}; \\ \frac{b' - b}{b} &= \frac{\beta l}{4\alpha^2} + 5 \left[1 - \exp\left(\frac{\beta l}{12\alpha^2}\right)^{1/2} \right] \end{aligned} \right\} \quad (3.91)$$

Справедливость этих уравнений оговорена пределами значения величины $\beta l / (4\alpha^2)$, которая для первого равна или меньше 0,02, а для второго больше 0,02, при следующих выражениях входящих в них величин:

$$\beta = J_v / U(0); \quad l = x / h; \quad \alpha = D_t / (J_v h);$$

b — значение смешанной концентрации соли.

Характеристики полупроницаемых мембран меняются при работе с растворами, имеющими различное значение рН, так как это вызывает изменение их ионообменной способности и степени задержания ионов — солей. Величина рН влияет на размер коллоидных частиц, из которых получена мембрана, растворяет или коагулирует их. От рН и содержания солей жесткости зависит скорость образования сульфатных и карбонатных отложений, при больших их значениях осадкообразование протекает достаточно быстро. Структура отложений обычно различна. Для сульфатных она рыхлая и неравномерная, а для карбонатных плотная, покрывающая поверхность мембраны.

Жесткость исходной воды проявляется в изменении водопроницаемости и селективности мембран, что вызвано изменением размера пор полупроницаемого слоя.

По данным С. Ф. Абрамовича [8] эти свойства при наличии отложений значительно меняются во времени. С увеличением времени использования мембраны снижение проницаемости происходит только в первые часы эксплуатации, а затем почти стабилизируется.

Селективность на начальной стадии несколько растет с последующим незначительным снижением. Это позволяет сделать вывод, что эффективность работы мембраны будет изменяться при длительной работе в зависимости от физико-химических свойств опресняемой воды.

Изменение температуры исходной воды в процессе опреснения обратным осмосом, как показывает анализ выполненных работ, оказывает влияние на характеристики разделения мембраны. Однако предел увеличения температуры недостаточно высок, так как для наиболее используемых ацетатцеллюлозных мембран он составляет 60°C . При больших температурах происходит разрушение их. Технология получения мембран постоянно совершенствуется, и в настоящее время производятся мембраны, способные работать при повышенных температурах опресняемой воды. Влияние температуры на проницаемость и селективность во времени однозначно. Так, для ацетатцеллюлозных мембран по данным [8] с повышением температуры на начальной стадии имеет место увеличение проницаемости обратно пропорционально вязкости жидкости, а затем наступает ее уменьшение с падением до нуля при $t \approx 85^{\circ}\text{C}$. Селективность первоначально возрастает, а затем остается постоянной.

Для капиллярно-пористых мембран обе характеристики имеют тенденцию к возрастанию, однако оно наблюдается до температуры не выше $60\text{--}70^{\circ}\text{C}$.

По проведенной оценке всех показателей эффективности работы мембран видно, что они требуют дальнейших технологических усовершенствований в целях обеспечения большей надежности при использовании в опреснительном цикле.

3.3. ОПРЕСНИТЕЛЬНЫЕ УСТАНОВКИ ОБРАТНОГО ОСМОСА

Создание высокоэффективных модулей, обеспечивающих хорошую проницаемость и селективность по отношению к морской воде с концентрацией от 1,5 до 4,5% и больших значениях рН, позволило запроектировать и осуществить большое количество опреснителей, работающих по принципу обратного осмоса. Как показано в гл. 1, производительность таких установок непрерывно растет и составила к настоящему времени 2,15 млн. м³/сут пресной воды.

По данным [15] в 1977 г. количество установок в мире равнялось 518, что составляет 34,6% общего числа всех типов при выработке по пресной воде 632 тыс. м³/сут (17% мировой производительности опресненной воды), к 1988 г. это число увеличилось до 1094 (49,6%) при суммарной производительности 3006 тыс. м³/сут (25%) [130].

Так, в США 800 тыс. м³/сут воды перерабатывают по мембранной технологии. В Саудовской Аравии функционирует установка с получением 12 100 м³/сут воды, состоящая из девяти блоков. В г. Пунто-Моро (Венесуэла) запущен десятиблочный агрегат, способный произвести 7560 м³/сут пресной воды, для Флориды (США) построен опреснитель обратного осмоса на 11 320 м³/сут (рис. 3.11).

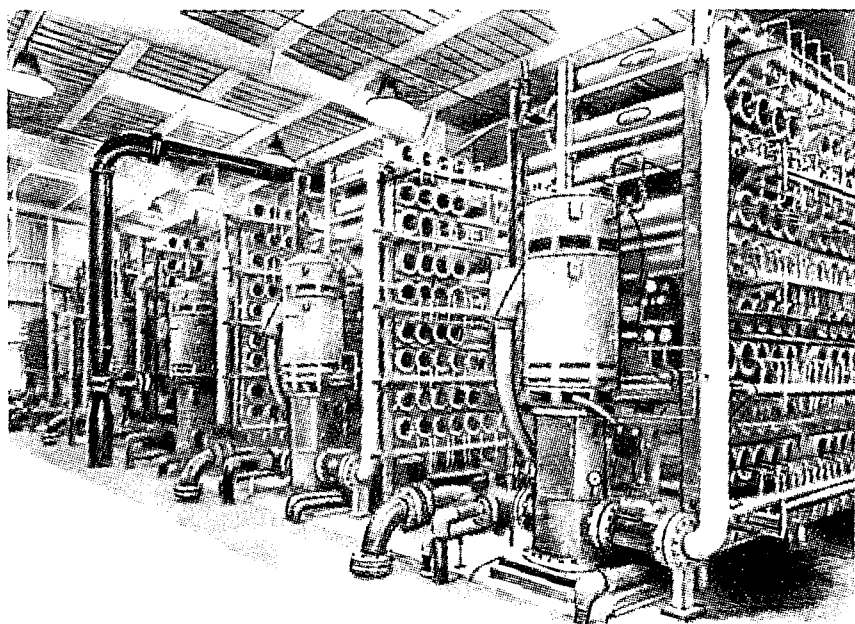


Рис. 3.11. Опреснительная обратноосмотическая установка производительностью 11 320 м³/сут

Японскими фирмами налажено промышленное производство мембранных опреснителей, и на их основе в Алжире ведется монтаж комплекса на $41\,600\text{ м}^3/\text{сут}$ пресной воды. Несмотря на отставание в технологии опреснения воды обратным осмосом [44] в СССР в Молдавии запущены установки УГО-50 и УГО-100 для обезжелезивания подземных вод с получением 50 и $100\text{ м}^3/\text{сут}$ воды. Налажен выпуск блоков из рулонных модулей УМР-1/400 и УМР-20/2000 с производительностью до $80\text{ м}^3/\text{сут}$ и трубчатого типа УМР-35/2000Т и УМР-70/2000Т [7].

Значительное число обратноосмотических агрегатов перерабатывают солоноватую воду подземных источников. Находятся в эксплуатации очень крупные станции для переработки сточных вод в больших объемах.

Установка, работающая по принципу обратного осмоса, предъявляет высокие требования к чистоте исходной воды, так как ее загрязненность вызывает резкое ухудшение проницаемости и селективности мембран в модулях, как отмечается в § 3.2. Поэтому в каждую схему входят фильтрующие элементы, обеспечивающие хорошую степень подготовки воды перед опреснением.

Водоподготовка включает также узлы, где исходная вода проходит определенную обработку в целях снижения отложений на поверхностях мембран за счет их загрязнения солями. Как показано выше, для работы модулей на морской и солоноватых водах требуется значительное давление и рециркуляция, что обеспечивается мощными насосными установками. Сложная система подводящих и отводящих трубопроводов, работающих при высоких давлениях, также является составной частью схемы. Опреснитель в таких схемах имеет специальную систему очистки мембран, так как при сравнительно небольшом сроке эксплуатации требуется соответствующая их обработка.

Выпускаемые многочисленными фирмами установки обратного осмоса отличаются, как правило, типами модулей, из которых они комплектуются, числом блоков (ступеней) и линий, принимаемых в зависимости от заданной производительности и удельной выработки отдельных модулей. Их различие выражается в возможности опреснять воду пониженной (до $1,5\%$) и высокой ($4,5\%$) концентраций. Современные установки изготавливают периодического и непрерывного действия. Однако в технике опреснения используют только последние. Соединение блоков (ступеней) между собой в агрегатно-технологической схеме может быть последовательным, параллельным или комбинированным. Опреснение ведется в установках многоступенчатого типа, что при высокой концентрации исходной воды способствует ее постепенному снижению, а также уменьшению давлений на мембраны по ступеням. Современные опреснительные комплексы большой производительности разрабатываются в сочетании тер-

мических и обратноосмотических ступеней, что влияет на конечную стоимость получаемой воды и снижает энергозатраты на процесс разделения. Проводятся исследования по созданию установок с опреснением воды, поступающей на мембраны при повышенной температуре.

Высокое давление в схеме установки привело к созданию трех разновидностей многоступенчатых систем обратного осмоса: без утилизации напора рабочего потока при различной площади мембран на каждой ступени, отличающихся от первых постоянством площадей в модулях; с использованием энергии напора воды; с различной площадью мембран. Для последней ступени разработан специальный тип гидравлических турбин Пельтона [127].

В эксплуатации находятся установки, комбинируемые из гелиоопреснителя и ступеней обратного осмоса. В схеме одноступенчатой установки обратного осмоса японской фирмы «Торай» с модулями типа REC-1000 морская вода из акватории прокачивается насосом через песчаный фильтр. На этой линии она подвергается хлорированию. Затем после тщательной очистки на двухступенчатом фильтре и коагуляции дозировкой FeCl_3 она поступает в накопитель, из которого насосом может направляться через подогреватель в питающий ступень бак или в вакуумный деаэратор. Вода из бака насосом через фильтр патронного типа насосом высокого давления подается в ступень обратного осмоса.

Появление вакуумного деаэратора в этой схеме вызвано тем, что повышение содержания кислорода в исходной воде сокращает время использования модуля, а предлагаемые усложнения принципиальной схемы дают ряд выгод при эксплуатации. Фирмы «Торай» и «Тойобо» в развитии промышленной программы МИТИ на основе модулей «Холлосеп» (REC-1000) освоили выпуск установок производительностью $800 \text{ м}^3/\text{сут}$.

При разработке технологической схемы рассмотрены различные варианты предварительной обработки исходной воды путем флотации, фильтрации и других мер в целях стабилизации ее качества. В представленной многоступенчатой схеме в ступенях применены модули различного типа: 12 BHF, 8 BHF, 8 BSW. Вода проходит обработку серной кислотой после ее очистки. Конструктивно модули в ступенях имеют диаметр 100—200 мм с производительностью одного $400 \text{ м}^3/\text{сут}$ и изготовлены из полых волокон.

В табл. 3.4 приведены эксплуатационные показатели, характерные для модулей схемы, приведенной выше. В этой схеме патронный фильтр имеет поры в 10 мкм. В ней применен комбинированный способ подачи воды к модулям. По принципиальной схеме, разработанной в Израиле на основе модулей рулонного типа низкого давления в г. Эйлате, сооружена установка про-

Таблица 3.4. Сравнение эксплуатационных показателей для установки обратного осмоса с различными модулями

Показатель	Тип модуля		
	На полых волокнах, Ø 100 мм	На полых волокнах, Ø 200 мм	Рулонный, Ø 100 мм
Общее рабочее время, ч	14 250—15 330	7370—7450	10 990—11 420
Температура морской воды, °С	12—28	12—28	12—24
Рабочее давление, МПа	5,5—5,8	5,3—5,75	5,35—5,95
Количество исходной воды, м ³ /сут	940—1124	755—970	1800—2001,5
Величина рН	6,15—6,94	6,15—6,94	6,4—6,9
Конечная температура пресной воды, °С	13—29,5	13—29,4	13—25,3
Производительность, м ³ /сут	366—439	340—440	706—757
Коэффициент восстановления, %	36,5—41,1	41,6—46,9	37,7—41,7
Давление на выходе модуля, МПа	0,07—0,2	0,14—0,47	0,19—0,35
Электрическое сопротивление, м·с/см:			
исходной воды	47 500—51 000	47 500—51 000	—
пресной	667—683	584—587	437—459
Концентрация исходной воды по ион-хлору, мг/л	—	—	18 400—19 800

изводительностью 4400 м³/сут, опресняющая солоноватую воду с концентрацией 6200 мг/л под давлением 1,76 МПа. Исходная вода поступает из нескольких колодцев и насосом подается в резервуар емкостью 750 м³. Соляная кислота обрабатывается в песчаном фильтре с высокой экранированностью по выносу песка и дозируется так, чтобы рН=5,7; в патронные фильтры добавляется натрийгексаметафосфат. В схеме имеются два насоса высокого давления, функционирующих при 100%-ной нагрузке. Установка выполнена двухступенчатой. В первой ступени 30 модулей, а во второй 18 по 5 элементов в каждом.

Таблица 3.5. Сравнение характеристик рулонных мембран высокого и низкого давления диаметром 200 мм и длиной 1000 мм

Характеристика	На входе	Внутри ступени	На выходе концентрата
Давление, МПа:			
рабочее	3,22/2,17	3,11/2,06	2,99/1,96
осмотическое	0,42/0,42	0,84/0,84	1,68/1,68
эффективное	2,80/1,75	2,27/1,22	1,31/0,28
Удельная производительность, л/(м ² ·сут)	760/760	616/530	356/122
Концентрация солей, мг/л:			
в канале	6000/6000	12 000/12 000	24 000/24 000
в пресной воде	120/120	• 296/344	1025/3800
Процент расхода солей, %	2/2	2,47/2,87	4,27/12,5

Примечание. В числителе — для мембран стандартного давления, в знаменателе — низкого давления.

Чтобы оценить эффективность примененных в установке модулей, в табл. 3.5 дано сравнение мембран стандартного и низкого давлений при их применении для солоноватой воды с концентрацией 6200 мг/л и составом Ca^{2+} 620, Na^+ 1065, Cl^- 2900, Mg^{2+} 307, K^+ 28, SO_4^{2-} 920, HCO_3^- 94, SiO_2^- 23 мг/л. Первая ступень установки производит 70% воды, а вторая — 30% при соответствующих степенях восстановления 45 и 36%. Концентрация солей в конечном продукте во второй ступени почти в 4 раза выше, чем в первой (163 и 639 мг/л). В первую ступень этой схемы поступает 190 м³/ч солоноватой воды ($b_{\text{и}}$ = 6300 мг/л) под давлением 1,44 МПа, которая производит 86 м³/ч пресной воды.

Затем опресняемая вода с концентрацией 10 650 мг/л после первой ступени в количестве 104 м³/ч при давлении 1,36 МПа перепускается на вторую ступень с выработкой 37 м³/ч.

В модулях размещены элементы с площадью мембран 32 м² в каждом при удельной производительности в первой ступени одного элемента 431 л/(м²·сут) и 309 л/(м²·сут) во второй, концентрат на выходе имеет давление 1,31 МПа при концентрации 16 100 мг/л, и его количество равно 67 м³/ч. Эти данные получены для режима неполной нагрузки, что связано с ограниченной производительностью установленного одного насоса примерно 490 м³/ч и развиваемого им давления около 1,4 МПа. Это позволило развить эффективное давление в модулях первой ступени 10,5 и второй 0,6 МПа при конечном его значении 0,34 МПа. При увеличении во второй ступени числа элементов в модулях с 90 до 304 ее производительность увеличилась на 20% по сравнению с первой, и после 6000 ч работы эта разница сохраняется. Удельный расход энергии высок и составляет 1,1 кВт·ч/м³, общая стоимость установки 270 тыс. дол., срок окупаемости 3 года за счет экономии энергии, химикатов и редкой замены мембранных элементов. Аналогичная схема применена для установки 3000 м³/сут, введенной в эксплуатацию в г. Сабха в 1984 г. Концентрация воды составляет 300 мг/л при средней селективности модулей 97% и проницаемости 65%.

Высокая производительность достигнута в технологической схеме, реализованной в г. Джидда (Саудовская Аравия), работающей на воде с концентрацией 4,12%. Установка рассчитана на давление 5,86 МПа и предельную температуру 30° С. Гибкость и надежность схемы и дальнейшая утилизация энергии воды определили выбор параллельной подачи воды на опреснение по девяти линиям, восемь из них рабочие, а одна запасная. Каждый блок запроектирован на производительность 1678 м³/сут, при этом вторая ступень, состоящая из трех блоков, дает 2336 м³/сут. Концентрат из этой ступени рециркулирует через первую ступень установки, общая производительность 12 000 м³/сут, каждый блок состоит из 56 модулей со стеклопластиковым покрытием

диаметром 150 мм и длиной 6,5 м, в которых располагаются по шесть элементов модели 1501 TEC-801.

Концентрация пресной воды после фильтрации на первой ступени составляет 750—900 мг/л, а на второй, работающей при давлении 2,75 МПа,— 50 мг/л. Система водоподготовки содержит систему фильтров, после которых морская вода собирается в отстойник-накопитель, откуда насосами прокачивается через систему химобработки, фильтруется на картонажных фильтрах и поступает на модули блоков.

Стремление снизить потребление энергии на опреснение по сравнению с ее расходом у термических опреснителей двухцелевого назначения ($15\text{—}16 \text{ кВт}\cdot\text{ч}/\text{м}^3$) и одноцелевых ($60\text{—}90 \text{ кВт}\cdot\text{ч}/\text{м}^3$), отличающихся большим количеством получаемой воды, приводит к необходимости резкого увеличения производительности в установках обратного осмоса, где потребление энергии составляет $5\text{—}9 \text{ кВт}\cdot\text{ч}/\text{м}^3$. Это особенно проявляется в тех аридных зонах, где потребности в воде очень велики. В настоящее время в эксплуатации находятся установки, где выход пресной воды составил $19\,000 \text{ м}^3/\text{сут}$, проработаны варианты схем с производительностью от $75\,000$ до $700\,000 \text{ м}^3/\text{сут}$ [123]. Предусмотрена переработка морской воды с концентрацией $4,2\text{—}5,5\%$. В двухступенчатой схеме, предложенной американскими инженерами для г. Рияд (Саудовская Аравия), исходная вода ($b_{\text{и}}=4,2\%$) в количестве $67\,450 \text{ м}^3/\text{сут}$ под давлением 6,2 МПа проходит первую ступень, выполненную на модулях В-10 фирмы «Пермасеп», с разделением до 30%. К насосу второй ступени, расположенной последовательно, подводится $8227 \text{ м}^3/\text{сут}$ воды ($b=0,724\%$) от модуля первой ступени с давлением 0,07 МПа, где оно поднимается до 2,8 МПа и направляется в модули второй ступени В-9 с разделением в 85%. Часть продукта первой ступени ($12\,008 \text{ м}^3/\text{сут}$) и все его количество после второй ($6992 \text{ м}^3/\text{сут}$), имеющее концентрацию 0,1%, смешивают и отдают потребителю $19\,000 \text{ м}^3/\text{сут}$ пресной воды с содержанием около 500 мг/л. Предельное содержание солей в рассоле 4300 мг/л .

Насосы мощностью 357 кВт подают воду в схему в количестве $46,7 \text{ м}^3/\text{мин}$, удельный расход энергии $0,45 \text{ кВт}\cdot\text{ч}/\text{м}^3$. Мощность насосной станции первой и второй ступеней соответственно 6675 и 363 кВт, удельный расход 8,43 и $0,46 \text{ кВт}\cdot\text{ч}/\text{м}^3$. Предусмотренная турбина утилизации энергии воды восполняет затраты и снижает мощность всех энергопотребителей до 5320 кВт с доведением потребления энергии до $6,72 \text{ кВт}\cdot\text{ч}/\text{м}^3$.

Технологическая схема установки на $75\,000 \text{ м}^3/\text{сут}$ изображена на рис. 3.12. На опреснение подается вода в количестве $301,4\cdot 10^3 \text{ м}^3/\text{сут}$, которая подвергается сложной очистке в шести сетчатых фильтрах, трех микрофильтрах, шестиступенчатом флотаторе и отделителе, 12 ступенях фильтрационной системы и затем накапливается в специальном баке, откуда через 12 карто-

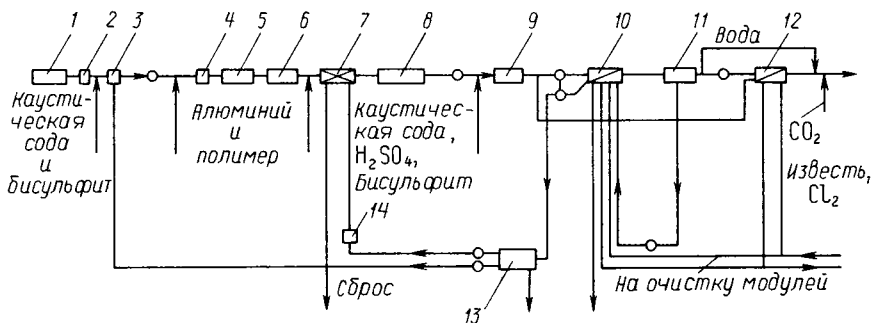


Рис. 3.12. Принципиальная схема опреснительной установки обратного осмоса на 75 тыс. м³/сут:

1 — канал исходной воды; 2 — сетка; 3 — микрофильтр; 4 — смеситель; 5 — флотатор; 6 — осадкоотделитель; 7 — песчаные фильтры; 8 — накопительный танк; 9 — картонажные фильтры; 10 — первая ступень установки; 11 — промежуточный накопительный танк; 12 — вторая ступень установки; 13 — канал сбрасываемого рассола; 14 — отстойник рассола

нажных фильтров забирается насосной станцией первой ступени опреснения, имеющей 12 насосов. После первой ступени вода шестью насосами откачивается из промежуточной емкости и направляется во вторую ступень. В схеме предусмотрено все необходимое оборудование химобработки воды, как исходной, так и конечной. Давление в первой ступени 5,5, а во второй 2,8 МПа. Начальная концентрация $b_n = 4,4\%$, при входе на вторую ступень 0,11%. Часть воды с концентрацией 0,8% из последней ступени перепускается в первую. Мощность насосной станции для первой и второй ступеней равна 27 840 и 2640 кВт. Общая мощность энергообеспечения 43 795 кВт. Расход основных реагентов в схеме водоподготовки: 96%-ной серной кислоты — 6600 кг/сут, 93%-ной извести — 6000 кг/сут; каустической соды — 560 кг/сут, бисульфита — 1940 кг/сут. Анализ этих данных позволяет сделать вывод, что процесс опреснения обратным осмосом по технологическим показателям весьма сложен, требует больших расходов химических веществ, что сдерживает создание установок, по производительности способных конкурировать с термической дистилляцией.

В табл. 3.6 приведены показатели наиболее мощных действующих в мире установок обратного осмоса. Общий вид установки фирмы «Курита» (Япония) производительностью 15 000 м³/сут пресной воды показан на рис. 3.13. Рядное расположение модулей и их блочная компоновка создают благоприятные условия для обслуживания. Управление всей регулирующей арматурой, дозирующим оборудованием и отбор проб воды производятся на ЭВМ по специальной программе. Фирмой «Эсмил» (Голландия) освоен выпуск установок на модулях рулонного типа с ацетатцеллюлозными мембранами производительностью

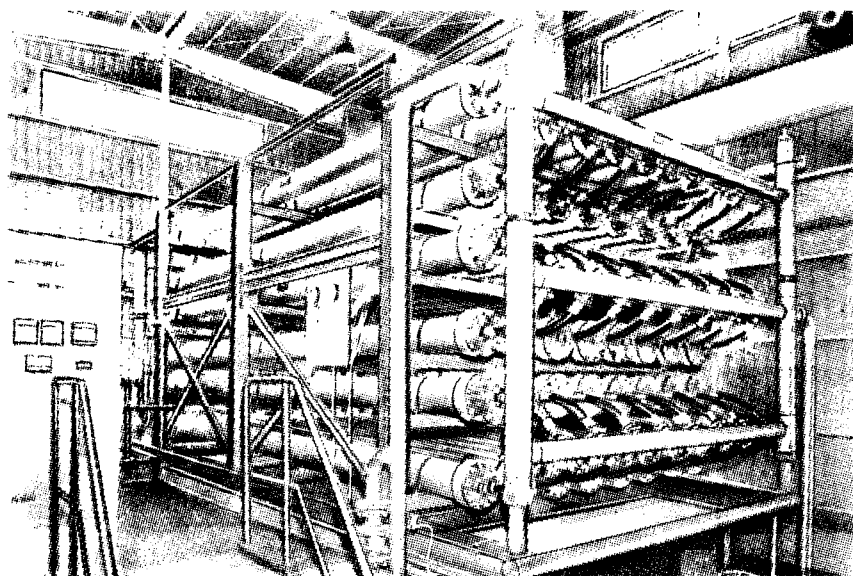


Рис. 3.13. Обратноосмотический опреснитель производительностью 15 тыс. м³/сут

2600 м³/сут на давление 4,3 МПа при низком расходе энергии — 2,5 кВт·ч/м³.

Серии установок обратного осмоса производительностью от 115 до 1150 м³/сут разработаны фирмой «Аква-Кем». Оснащен-

Таблица 3.6. Стоимостные показатели установок обратного осмоса

Установка	Производи- тельность, м ³ /сут	Удельный расход энергии, кВт·ч/м ³		Стоимость, млн. дол.			
		с ис- пользо- ванием энергии воды	без ис- пользо- вания энергии	общая	мем- браи	обору- дова- ния	водо- обра- ботки
Арамко (Саудовская Аравия)	75 000*	6	8,2	190	70	70	50
Бахрейн	45 000	10,3	13,3	110	31	43	36
Танаджиб	13 600	—	—	38	13	13— 15	10— 12
Джидда (Саудовская Аравия)	12 000	—	10	31	6—7	12— 13	12
Ки-Уэст (США)	11 300	6,7	10,1	10	3—4	5—6	1
Янбу (Саудовская Аравия)	5000	—	—	12,3	2,8	6,5	3
Вир Вестгартс	200 000**	—	—	325	177	148	—

* Проект.

** Предложение.

Таблица 3.7. Показатели опреснителей небольшой производительности

Модель	Количество воды на опреснение, м ³ /ч	Мощность привода насосов, кВт	Схемы водоподготовки
WTS-125	15,9—30,6	37—75	4,3×3,4×3,1
WTS-165	30,7—47,7	75—112	4,3×3,4×3,1
WTS-300	47,8—94,2	112—224	4,6×3,7×3,7
WTS-600	94,3—119,2	224—298	4,9×3,7×3,7

Продолжение табл. 3.7

Модель	Модули со сборниками воды	Масса, кг	Объем, м ³
WTS-125	4,3×3,1×4,3	8846	74,6
WTS-165	5,8×3,1×4,3	11 114	88,7
WTS-300	9,2×3,4×4,6	18 145	134,3
WTS-600	11,0×3,4×4,6	21 320	155,8

ные мембранами «Пермасеп» фирмы «Дюпон» на полых волокнах, они производят воду с содержанием солей 500 мг/л. Технические характеристики установок этой серии представлены в табл. 3.7.

Значительное внимание при опреснении воды обратным осмосом привлекается к утилизации энергии водяного потока на выходе из установки. На принципиальной схеме (рис. 3.14) показан один из возможных вариантов такого использования, когда вода по выходе из модулей приводит в действие турбину специальной конструкции. В современной установке обратного осмоса половина стоимости получаемой воды относится за счет потребления электроэнергии, а две трети этой энергии расходуется насосными агрегатами. Одной из возможностей снижения затрат энергии на опреснение этим способом следует считать использование в схеме импульсной турбины Пельтона, которая

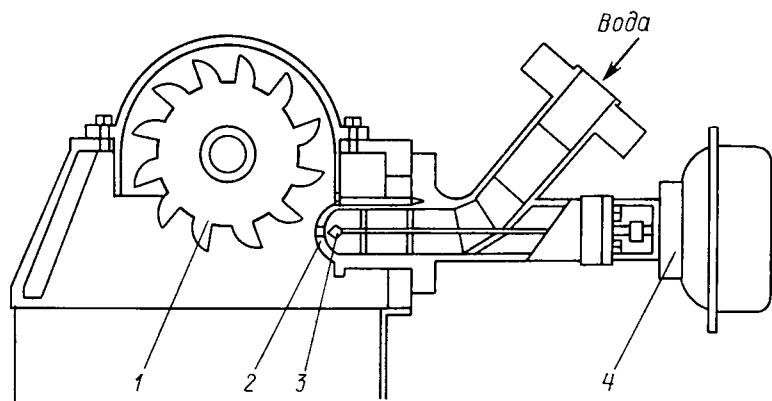


Рис. 3.15. Гидравлическая турбина Пельтона:
1 — ротор; 2 — сопло; 3 — игла; 4 — привод

может служить приводом к генератору или насосу. К достоинствам такой турбины можно отнести:

- 1) простоту конструкции (нет необходимости закрывать ротор турбины корпусом);
- 2) свободное вращение без воды (без повреждения и износа конструктивных частей);
- 3) минимальные потери при истечении через игольчатый клапан при выходе воды в атмосферу.

Общий вид такой турбины показан на рис. 3.15. Однако эта конструкция мощностью в несколько киловатт малоэффективна в установках с большой производительностью, для которых по данным Д. Либерта [98] французская фирма «Джуйнард» выпускает турбонасосы мощностью до 450 кВт.

Весьма убедительно эффективность такой системы восстановления расхода энергии на опреснения подтверждают две величины расхода электроэнергии: 5,5 и 4,4 кВт·ч/м³. Восстановление энергии объясняется тем, что поток имеет на выходе высокое давление и большой расход воды, энергия которого способна воспроизвести часть ее потерь, возникших при разделении на модулях. По данным Д. Вудкока стоимость 1 м³ воды без восстановления энергии составляет 1,45, а с восстановлением — 1,16 дол.

Сравнение проведено для установки производительностью 400 м³/сут; эффективность насосов 80, двигателей 95, турбины 85%. Энергия потока, сбрасываемого опреснительной установкой, достаточно велика, и поэтому можно принимать различные схемы подключения турбин в зависимости от технологической схемы.

Установка, введенная в эксплуатацию в 1983 г. на Мальте (Гхар Ланси), производительностью 20 000 м³/сут из 10 линий по 2000 м³/сут каждая позволила за счет применения турбонасосов снизить расход энергии на производство воды до 6,12 кВт·ч/м³. Элементы водоподготовительной системы обычные: пять рабочих насосов и один резервный с таким же количеством фильтров. Модули В-10 фирмы «Пермасеп» работают под давлением 6,9 МПа с проницаемостью в 35% на воде с концентрацией 3,9%. Общая стоимость установки 12,5 млн. дол. [60]. Шведской фирмой «Швеко» и японскими «Сасакура» и «Сумитома» в Рас-Абу-Джарджуре (Бахрейн) введена в эксплуатацию установка с выработкой 46 000 м³/сут, рассчитанная на концентрацию исходной воды от 1,2 до 3% при pH=6,4÷7,3, $t=27\div34^{\circ}\text{C}$ с содержанием солей в пресной воде 500 мг/л [58]. Вода 15 насосами по трубопроводу длиной 4 км подается в 4 танка-накопителя.

После коагуляционной очистки с добавкой полиэлектролита Superfloc C-573 она фильтруется на 10 горизонтальных цилиндрических фильтрах, заполненных гранулированным гравием, пес-

ком и антрацитом. Затем очищается на 18 фильтрах активированного угля от возможного попадания нефтесодержащих продуктов по спиральной регенеративной схеме. Перед осмотической установкой предусмотрены 8 фильтров с микроструктурой из полипропилена. Семь насосных агрегатов многоступенчатого сжатия и турбины Пельтона предусмотрены для подачи воды к опреснительным блокам. Насосы и импульсные турбины работают как единая, энергообеспечивающая система с дополнительным приводом от электродвигателей. Опреснительная система состоит из трех ступеней по 150, 9 и 60 модулей типа В-10 в блоке фирмы «Дюпон» типа 6840 на давление 6,9 МПа. Все элементы схемы управляются автоматически.

В процессе испытаний и эксплуатации получены следующие показатели на установке: производительность до $48\,390\text{ м}^3/\text{сут}$, солесодержание в воде 210—250 мг/л, удельный расход энергии $5,02\text{ кВт}\cdot\text{ч}/\text{м}^3$.

Расход основных химических веществ в схеме водообработки: полиэлектролита 0,3—0,6, серной кислоты 90—150, натрий гексометафосфата 15, натрийметабисульфата 15,2, хлора $0,7\text{ г}/\text{м}^3$.

Потребляемая обратноосмотической установкой мощность может быть значительно снижена за счет использования ее в схеме низкопотенциальной теплоты газовых турбин, ДВС, дымовых газов, которые питают энергией предложенную фирмой «Бефазе» (США) турбину, работающую на перегретой двухфазной жидкости. Турбина приводит в действие двигатели насосов или генератор либо выполняет эту функцию одновременно. В сочетании с гидравлической турбиной Пельтона удельный расход энергии установки примерно $2,5\text{ кВт}\cdot\text{ч}/\text{м}^3$ [117] при производительности установки $750\text{ м}^3/\text{сут}$.

В этой турбине в едином корпусе размещаются паровая турбина, сепаратор и водяная турбина. В паровой ее части горячая вода расширяется на соплах одноступенчатой турбины, выпускаемой с диаметрами колес 660, 1016 и 1420 мм, при мощ-

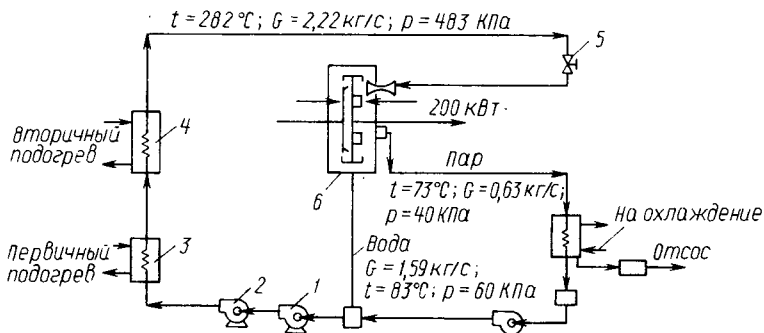


Рис. 3.16. Энергетическая схема байпасной турбины установки обратного осмоса

ности от 100 до 1000 кВт в зависимости от диаметра и числа сопл (2 или 6 штук). Рисунок 3.16 поясняет принципиальную схему такой турбины на 200 кВт, получающую энергию охлаждающей воды ДВС мощностью 1700 кВт.

Вода и конденсат низкого давления из турбины с давлением 0,06 МПа подкачиваются бустерным насосом 1 к насосу высокого давления 2, где снижаются до 5 МПа и поступают на водяной подогреватель 3, в котором нагреваются охлаждающей водой ДВС с расходом 295 кВт тепловой энергии, в подогревателе второй ступени 4 выхлопные газы двигателя догревают воду до 282°C с отдачей 1486 кВт энергии.

На турбину 6 поступает вода с параметрами 3,5 МПа и 243°C из-за предварительного редуцирования на клапане 5. Расход пара равен 2,2 кг/с. Энергетический баланс такой схемы составляет у сепаратора 78, паровой турбины 75, водяной 67, насосов 20 при полезной мощности 200 кВт. Общая схема установки обратного осмоса (рис. 3.17) рассчитана на опреснение морской воды ($b_{\text{и}}=4,2\%$) и состоит из двух блоков с проницаемостью до 28%. Основные данные, характеризующие режим установок и баланс энергозатрат, показан на схеме. Стоимость всей установки 1150 тыс. дол.

Значимость установок обратного осмоса в технологии опреснения хорошо подтверждают данные японских фирм (табл. 3.8), откуда видно, что число установок, как запущенных в эксплуатацию в своей стране, так и сооруженных за рубежом, постоянно растет. Однако показатели энергопотребления, надежности и предельной производительности не вполне удовлетворительны, особенно для установок, которые работают на морской воде или солоноватых водах. Поэтому установки обратного осмоса находят более широкое применение при очистке промыш-

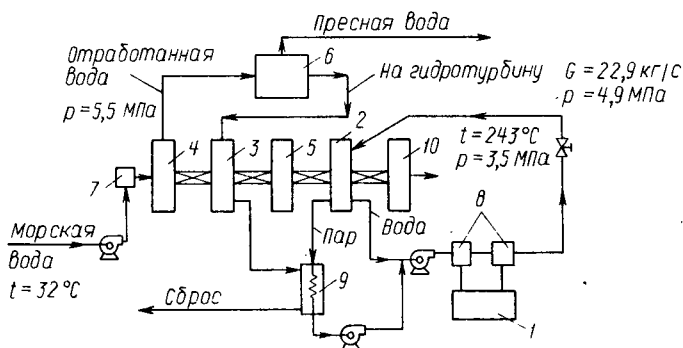


Рис. 3.17. Включение байпасной турбины в опреснительный цикл:
 1 — двигатель; 2 — байпасная турбина; 3 — гидротурбина; 4 — насос высокого давления; 5 — мотор-генератор; 6 — установка обратного осмоса; 7 — схема водоподготовки; 8 — подогреватели; 9 — конденсатор; 10 — генератор

Таблица 3.8. Установки обратного осмоса, сооружаемые фирмами Японии

Тип установки	На 1 января 1984 г.					
	Внутри страны		Другие страны		Общее	
	Количество	Производительность	Количество	Производительность	Количество	Производительность
С модулями на полых волокнах	102	10330,3	60	74 612	162	84942,3
С модулями рулонного типа	321	99 778	67	53 594	388	153 372
С модулями трубчатого типа	27	1200	1	30	28	1230
С модулями плоскокамерного типа	—	—	1	60	1	60
Другие типы	21	23 093	—	—	21	23 093
Всего	471	134402,3	129	128 296	600	262 698

Продолжение табл. 3.8

Тип установки	На 1 января 1986 г.					
	Внутри страны		Другие страны		Общее	
	Количество	Производительность	Количество	Производительность	Количество	Производительность
С модулями на полых волокнах	119	10464,3	68	79 952	187	87416,3
С модулями рулонного типа	447	172217,2	114	79942,2	561	252159,4
С модулями трубчатого типа	27	1200	1	30	28	1230
С модулями плоскокамерного типа	—	—	1	60	1	60
Другие типы	21	23 093	—	—	21	23 093
Всего	614	206975,5	184	156984,2	798	363959,7

Примечание. Производительность выражена в м³/сут.

ленных сточных вод с понижением содержания солей, в бумажной, молочной и других отраслях промышленности. В таких схемах используются модульные блоки, которые построены на ультрафильтрационном принципе и к которым предъявляются жесткие требования, а создаваемые давления в процессе разделения значительно ниже тех, которые имеют место при опреснении обратным осмосом.

Максимальное использование всех видов энергии при опреснении морских и солоноватых вод как средства повышения эффективности агрегатно-технологической схемы выдвигает требования сочетать в такой схеме установки различных типов: термической дистилляции, обратного осмоса, электродиализа, что в конечном счете приводит к снижению стоимости получаемой воды. Одновременно ведутся исследования по созданию принципиально новых направлений при опреснении воды обратным осмосом, использованию нетрадиционных источников энергии.

Экономическая эффективность процесса опреснения возраста-

ет при условии сочетания термических опреснителей, потребляющих пар от противодавленческих турбин, или при их двухцелевом назначении с включением в такую схему обратноосмотических блоков. Такая комбинированная схема, как показывают экспертные оценки, снижает стоимость тепловой энергии на обеспечивающей электростанции до 2—4 дол/ГДж. Здесь опресняемая вода после ступеней регенерации поступает на опреснитель мгновенного вскипания и в систему водоподготовки, из которой питается установка обратного осмоса. Пресная вода проходит химобработку и направляется к потребителю. Основная часть воды испарительных ступеней возвращается в регенеративную схему и частично идет через химвоздушную установку термического опреснителя. Дистиллят смешивается с водой из блоков обратного осмоса до состояния, отвечающего качественным показателям питьевой воды. Потребляемая энергия для обеих установок подается от ТЭС. При определении эффективности двух вариантов (1-й: пять линий мгновенного вскипания и пять обратного осмоса; 2-й: соответственно две и восемь линий) такой комбинированной схемы производительностью 225 000 м³/сут было установлено, что второй вариант более выгоден [90]. Это, по-видимому, объясняется тем, что энергетические затраты при опреснении обратным осмосом значительно ниже, а доля этих установок в схеме большая.

Схема комбинированного многоцелевого назначения имеет следующие преимущества: увеличение выработки воды с одновременным снижением потребителей мощности, расход топлива для двухцелевой установки ниже, чем в каждой из двух в отдельности, суммарная стоимость меньше. В такой установке энергообеспечение могут осуществлять различные источники: станция с противодавленческими турбинами, газотурбинная или дизельная станция.

Сравнение затрат для независимых установок и комбинированной схемы равной производительности (20 000 м³/сут) позволяет сделать вывод, что экономически комбинированная схема выгодней каждой из исходных, так как стоимость воды на установке мгновенного вскипания 1,83, обратного осмоса 1,63, а комбинированной 1,7 дол/м³.

Снижение затрат при опреснении обратным осмосом возможно при замене обычных энергоисточников нетрадиционными. Прежде всего это энергия солнца, когда создается возможность исключить расход топлива как наиболее дорогого продукта. Этот источник особенно приемлем в аридных зонах с большим количеством солнечной радиации.

Первая установка с использованием солнечной радиации на морской воде ($b_n = 4,28\%$) в 1981 г. запущена в Джеде (Саудовская Аравия) со временем эксплуатации 12 ч и производительностью 2,15 м³/сут. Затем на Адриатике (острова Тере-

мити) построен солнечный опреснитель на принципе обратного осмоса с получением 30 м³/сут пресной воды, который потребляет 13 кВт·ч/м³ электроэнергии, с коллекторами на фотоэлементах на площади 1800 м² при общей площади под установку 4500 м².

Обычная схема комбинирования солнечной энергии и установки обратного осмоса представляет собой коллекторную систему, от которой вырабатываемый пар идет на турбогенератор, электроэнергия которого приводит в действие насосы опреснителя мембранного типа. В современной технике солнечные батареи в коллекторной схеме для таких установок употребляются более широко. Так, в Мексике функционируют установки, генерирующие электроэнергию, направляемую непосредственно к насосам. Техническая характеристика установки схемы:

Электрическая мощность, кВт	2,5
Напряжение, В	24
Общая площадь солнечных элементов, м ²	30
Время эксплуатации, ч	8
Количество вырабатываемой электроэнергии, кВт·ч/сут	7,5
Минимальная радиация, кВт·ч/(м ² ·сут)	5
Число ступеней установки	1
Общая площадь мембран, м ²	8,2
Давление, МПа	4
Расход воды на опреснение, л/ч	500
Потребляемая мощность, кВт	0,8
Производительность, м ³ /сут	1,5
Удельный расход электроэнергии, кВт·ч/м ³	4

Регулирование напряжения в течение дня выполняется аккумуляторами батареями, что обеспечивает постоянную производительность. При снижении уровня солнечной радиации блокирующие диоды переключают энергопитание на батареи через инвертор.

Принцип обратного осмоса для получения пресной воды находит воплощение в новых решениях, где мембранные модули располагают под землей (рис. 3.18).

Обработанная морская вода с давлением 1 МПа закачивается под землю на глубину до 500 м, где расположены блоки опреснителя обратного осмоса, пресная вода накапливается в резервуаре с объемом 11 000 м³ и насосами выводится на поверхность. Диаметр труб подачи воды 1000 мм, пресной воды 600 и рассола 800 мм. Ожидаемая выработка 200 тыс. м³/сут. Такой принцип основан на использовании статического давления как в подающей, так и отводящей магистралях, что снижает мощность насосных агрегатов. Расход энергии для такой схемы составляет 4,8—6 кВт·ч/м³. Сооружение оценивается в 130 млн. дол. Достижимые выгоды от снижения расхода энергии на насосах частично теряются при увеличении мощности двигателей, приводящих в работу насосы откачки. Появляется сложность в выполнении работ по сооружению подземных туннелей, в которых должны

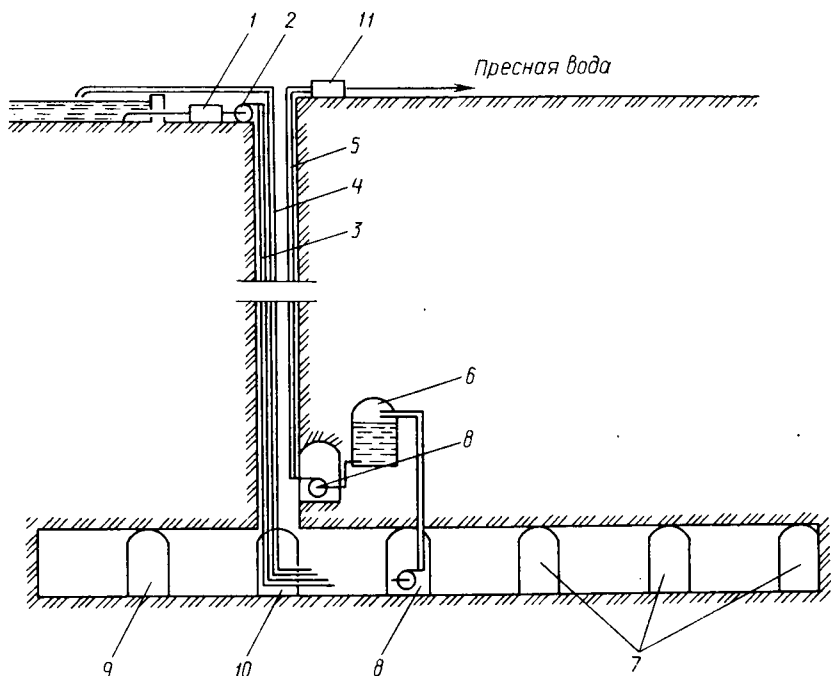
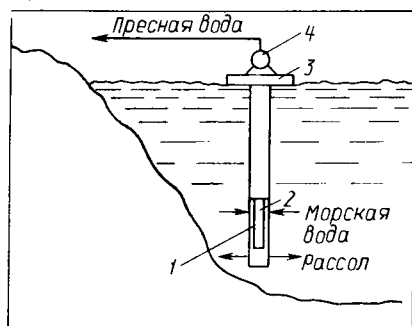


Рис. 3.18. Обратноосмотическая установка с использованием высотной разницы давлений:

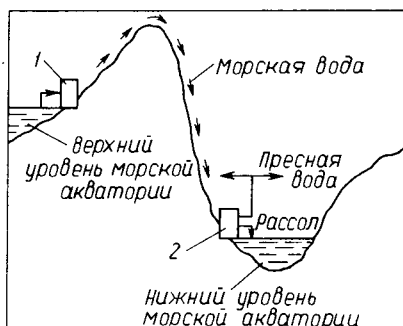
1 — узел водоподготовки; 2 — насос; 3 — питательная линия; 4 — рассольная линия; 5 — линия производимой воды; 6 — резервуары; 7 — блоки опреснителя; 8 — бустерные насосы; 9 — вспомогательное помещение; 10 — вентиляционная шахта; 11 — узел обработки питательной воды

быть размещены оборудование для кондиционирования воздуха, система автоматического регулирования и ряд других служебных помещений.

Идея использования гравитационного давления в установках обратного осмоса нашла свое воплощение в экономических разработках для станции опреснения производительностью в 1000, 10 000 и 100 000 м³/сут, осуществляемой в виде системы, состоящей из платформы, на которой размещается насосная система 4 опреснителя 3 с модулями 2, помещенными в трубу 1, опущенную в морскую воду на большую глубину (рис. 3.19,а), и магистральной перекачки пресной воды на берег. Кроме того, предлагается рассматривать фильтрационное движение морской воды в прибрежной зоне морских акваторий (рис. 3.19,б), где поток воды насосной 1 перекачивается через вертикальный ствол опреснительной установки обратного осмоса 2. Высказываются мнения о возможности опреснения воды на таком принципе за счет наличия разности высот морских акваторий, разделенных сушей и соединяемых каналом.



а)



б)

Рис. 3.19. Обратноосмотическая установка на принципе перепада давлений на поверхности и глубине морской акватории (а) и на различных уровнях морских поверхностей (б)

Эффективность такого способа получения воды наглядно иллюстрирует табл. 3.9, где сопоставляются действующая проектируемая и предлагаемая схемы. Суммарный расход энергии для последней — минимальный. При оценке рассмотрено опреснение морской воды с концентрацией 3,8%. В проекте, где предлагается использовать разность отметок на акваториях, анализируются четыре схемы с различным потребителем энергии перепада давлений. В первой предполагается обычный цикл, на второй часть энергии после блоков восстанавливается на гидравлической турбине, подключенной к генератору или мотору, работающему на основную схему, в третьей часть мощности расходуется на возврат некоторого количества воды в регулирующий резервуар, и в четвертой предусмотрены две турбины мощностью, превышающей мощность насосов, обслуживающих установку.

Таблица 3.9. Эффективность установок обратного осмоса различного типа

Показатель	Эксплуатируемая установка, 1000 м ³ /сут	Проектируемая установка, 10 000 м ³ /сут	Проект, 100 000 м ³ /сут
Рабочее давление, МПа	5,6	6,3	6
Проницаемость, % по воде	25	30	35
Потери на трение в цикле рассола, МПа	0,4	0,5	0,4
Расход энергии насосами опреснительной установки, кВт·ч/м ³	7,82	6,73	5,31
Выработка энергии на гидротурбине, кВт·ч/м ³	—	3,02	2,49
Расход энергии, кВт·ч/м ³ :			
питательными насосами	0,58	0,45	0,37
на насосах пресной воды	0,073	0,068	0,064
насосными агрегатами	8,5	3,942	2,93
общий на установку	9,15	4,46	3,36

Установлено, что удельный расход электроэнергии для каждой из таких схем с учетом затрат составляет 1,2 кВт·ч/м³, на подъем пресной воды на поверхность соответственно составит 4,5; 4,7; 3,4; 3,5 кВт·ч/м³. Такая система может быть реализована при строительстве перепускной системы между Средиземным и Мертвым морями при разности уровней в 340 м.

Транспортные установки обратного осмоса производят американские фирмы «Гидронафтик», OWRТ и другие на количество пресной воды от 2,27 до 567,7 м³/сут. Они монтируются на трейлерах или автомобилях и судах и работают при давлениях 4,14—6,9 МПа с водопроницаемостью 20—30%. Схемы модулей проверены на пропуск таких элементов, как иод, стронций, цезий, и ряд других элементов и показали хорошую степень очистки. Энергия для питания насосов подается от дизель-генератора.

Отечественная промышленность освоила серийный выпуск нескольких разновидностей установок обратного осмоса с модулями плоскокамерного типа УГ-1 и УГ-10, которые имеют малую единичную производительность блока — 1 и 10 м³/сут, эти блоки могут обеспечить выработку до 100 м³/сут. Создан ряд установок (УМР-1/400, УМР-20/400, УМР-20/2000), в которых применены рулонные модули, и установок со стеклопластиковыми трубчатыми модулями (УМР-35/2000Т и УМР-70/2000Т). Максимальное количество получаемой воды 144 м³/сут (УМР-20/2000) при давлении 6 МПа и потребляемой мощности 25 кВт. Наша промышленность в области процесса обратного осмоса имеет значительное отставание, хотя потребности в модулях испытываются не только для целей очистки и опреснения воды, а также для ультрафильтрации, которая применяется в пищевой, химической и газовой и многих других отраслях.

Снижение удельных расходов воды в промышленности не дает желаемых результатов в ее экономии, так как общее потребление в силу развития отраслей растет. Технологические процессы приводят к естественному загрязнению воды и увеличению объемов сточных вод. Тенденция снижения содержания сточных вод на очистных сооружениях, строящихся современными производствами, не позволяет получить воду, удовлетворяющую установленным нормам. Наиболее значительное загрязнение воды с повышением ее содержания происходит на предприятиях химической, нефтехимической, металлургической, пищевой, бумажной и теплоэнергетической промышленности. Так, например, только тепловые станции сбрасывают в год около 160—180 млн. м³ воды с количеством солей до 2,5 млн. т/год. По данным АН СССР к 1990 г. на предприятиях будет расходоваться около 300 млрд. м³/год воды, что потребует ее обессоливания в объеме 2,55 млрд. м³/год сточных вод с содержанием от 0,3 до 1,5%.

Наряду с опреснением морской воды обратный осмос находит широкое применение при переработке солоноватых и сточных вод. Особенностью таких схем являются более низкое давление, развиваемое на мембранных модулях, большая производительность, необходимость более тщательной послеопреснительной обработки получаемой воды. В настоящее время накоплен значительный опыт обессоливания вод с различной степенью загрязнения или слабосоленых вод, забираемых из естественных источников (артезианские колодцы, водоемы с соленой водой, пруды-накопители промпредприятий и т. п.). Так, в штате Флорида (г. Инглевуд, США) введена в эксплуатацию установка по опреснению речной воды с содержанием солей 4600—5800 мг/л с $\text{pH} = 7,0 \div 7,3$, насчитывающей в своем составе многочисленные химические элементы (кальций, магний, барий, стронций, железо и др.). Вода из трех колодцев подается на систему водоочистки, где предварительно обрабатывается серной кислотой и натрийгексаметафосфатом, что позволяет получить $\text{pH} < 5,6$.

После очистки на фильтрах пятимикронной структуры она поступает на многоступенчатые вертикальные турбонасосы. Модули установки фирмы «Гидронавтик» рулонного типа диаметром 212,5 мм, длиной 1000 мм расположены в 12 блоках. После опреснения вода подвергается хлорированию, азонированию и из бака расходного резервуара идет к потребителю. При прохождении через модули на последних блоках вода проходит ультрафильтрационную и ультрафиолетовую радиационную стерилизацию в целях уничтожения всех микроорганизмов. На установке в течение 2000 ч были испытаны как ацетатцеллюлозные, так и полиамидные мембраны различного типа, включая тонкопленочные, поставленные различными фирмами. Как видно из приведенных ниже результатов испытаний, наилучшие показатели у модулей фирмы «Дюпон» по удельной производительности мембран: «Гидронавтик» (43A-1625CPA) — 886,1; «Торай» (SC-4100C) — 583,7; «Дюпон» (B-15-3441) — 1209,1; UOP (4021LP) — 1060,7; «Фильм Текс» (BW30-4040) — 869,1; DOW (ROLP 9505) — 168,7 л/м³.

Очистка сточных вод городскими потребителями в ряде стран Среднего Востока достигла весьма внушительных размеров. Достаточно сказать, что только в Саудовской Аравии в городе Эр-Рияд подвергается вторичной и третичной переработке около 400 000 м³/сут воды, в городах Даммам и Эль-Хубар — по 160 000 и 120 000 м³/сут соответственно. При таких больших объемах в систему водообеспечения обычно включается комплекс, состоящий из термической опреснительной установки, вырабатывающей воду питьевого качества, а также установки обратного осмоса для получения воды улучшенного качества из сточных вод для повторного использования. Анализ такой схемы,

рассчитанной на получение 117 тыс. м³/сут воды с солесодержанием 1000 мг/л и 58 800 м³/сут воды высокого качества (250 мг/л) с включением вакуумных концентраторов повышения экономичности, дает основание сказать, что такой комплекс весьма выгодно отличается от обычной схемы.

В комплексе часть воды, забираемой от основного источника с концентрацией в 0,165%, смешивается с дистиллятом и водой из специального вакуумного концентратора, где конечное солесодержание выше 10 мг/л. Частично полученную воду такого качества направляют потребителю, а остальную используют в опреснителе обратного осмоса. В этот поток подмешивают сбросы городских предприятий с концентрацией различных солей до 0,2% при рН=7,1 ÷ 7,3.

Рассол этой установки идет на второй концентратор, обеспечивающий малое содержание солей на выходе и после подмешивания в часть основного потока уходит либо на цели вторичного потребления, либо на закачку в водонасосные пласты для агрозоны. Сбросы рассолов поступают в испарительный пруд. Примерно 97% сбрасываемой воды удастся возвратить в систему водоснабжения при хорошем ее качестве. Площадь, занятая под основные агрегаты комбинированной системы, составляет 528 тыс. м² при площадях водохранилища чистой воды 1568 тыс. м², сброшенных вод 3920 тыс. м². Затраты на сооружение такой установки 156,7 млн. дол. Доля годовых эксплуатационных расходов 34,9 млн. дол. В данном случае из-за повышения конечной концентрации воды выше допустимой нормы на 43% удастся уменьшить площадь водохранилища и на 5% сократить количество прокачиваемой через схему исходной воды.

Водоподготовка на концентраторах повысила до 99% степень очистки и снизила сбросы рассолов на 91% [80].

По аналогичной схеме функционирует в Эр-Рияде (Саудовская Аравия) крупнейший в мире комплекс по производству питьевой воды, который опресняет 192 тыс. м³/сут воды с минерализацией 1600—2200 мг/л. Так как вода по качеству не отвечает питьевой (200 мг/л), в нее подмешивают 62 тыс. м³/сут исходной артезианской воды, что удовлетворяет нормативному солесодержанию — 500 мг/л.

В Тунисе для завода по производству серной и фосфорной кислот разработана схема по опреснению, в которой вода забирается из скважин на глубине 250—350 м, прорытых на территории завода, с рН=7,9 и общим солесодержанием 9685 мг/л.

Подготовке подвергают 835 м³/ч исходной воды по обычной технологии и затем обрабатывают на двухступенчатой установке обратного осмоса при давлениях 3,5 и 3,2 МПа. Вода после опреснения идет на многоцелевое использование: питает котельную, расходуется на бытовые нужды. Стоимость такой установки 7300 тыс. дол., при этом доля на опреснитель составляет 5160

тыс. дол., а насосной системы 2140 тыс. дол. С учетом всех эксплуатационных затрат и отчислений такой комплекс оценивается в 31 560 тыс. дол.

Процесс обратного осмоса при очистке воды загрязненных рек, сточных городских вод, при обработке отходов в бумажной и пищевой промышленности находит очень широкое применение.

Так, по проекту США на границе с Мексикой (Дьябло-Каньен) проработана схема установки на очистку речной воды производительностью до 450 тыс. м³/сут. Переработку городских сточных вод осуществляют заводы на 56 и 360 тыс. м³/сут (последний рассчитан на дренажную воду), построенные американскими фирмами.

Глава четвертая

ЭКСПЛУАТАЦИОННЫЕ И КОНСТРУКТИВНЫЕ ОСОБЕННОСТИ УСТАНОВОК ОБРАТНОГО ОСМОСА

4.1. ЭКСПЛУАТАЦИОННЫЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ МЕМБРАННЫХ МОДУЛЕЙ

Основными элементами, из которых комплектуется обратно-осмотическая опреснительная установка, являются модули, представляющие собой достаточно сложную конструкцию. В соответствии с техническими требованиями и эксплуатационными условиями модуль должен обладать высокой прочностью, устойчивостью в работе, возможностью легкой замены и очистки, простой изготовления, низкой стоимостью.

Мембранный модуль состоит из одного или нескольких элементов, содержащих полупроницаемую мембрану и дренажную систему, корпусные детали с подводящими и отводящими трубопроводами. Собираемые из модулей аппараты с подключением водоочистных и энергообеспечивающих узлов образуют агрегатно-технологическую схему опреснительной установки. Модули подразделяют в зависимости от типа мембран, из которых он изготовлен, а также от геометрических и конструктивных признаков. Плоскокамерные модули набираются из отдельных полупроницаемых мембран прямоугольной (рис. 4.1, а, б) или круглой формы и укладываются на дренажную систему. Укладка мембран производится в рамки, образующие между мембранами камеру, через которую течет опресняемая вода. Иногда для турбулизации потока применяют турбулизаторы в виде гофрированной пленки

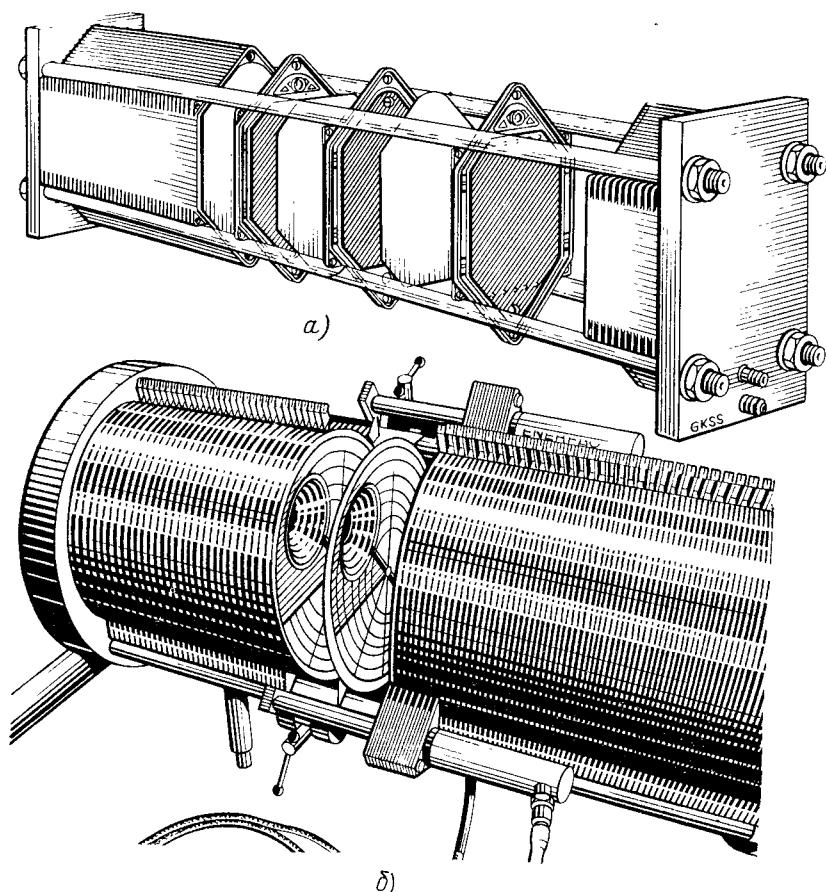


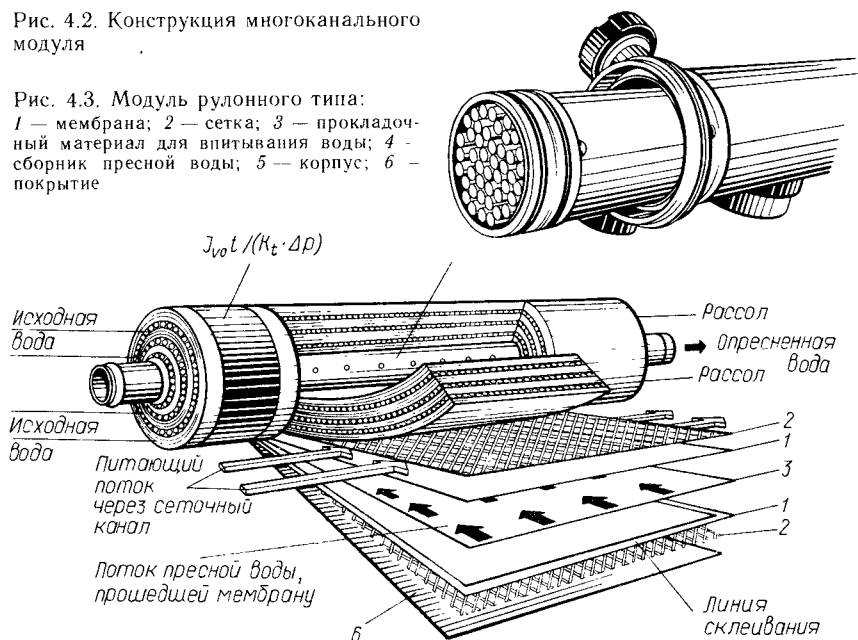
Рис. 4.1. Общий вид мембранного модуля:
а — прямоугольной формы; *б* — круглой формы

и из специального плетения сетки. Конструктивное решение обеспечивает простоту монтажа и демонтажа и отдельных мембран модуля.

При сравнении основных показателей модуля типа GKSS, производимого фирмой «Шлейцер и Шулл» (ФРГ), и «Енро-95» (США) — первого на основе стабилизированной бентонитом ацетатцеллюлозной мембраны, а второго на дву- и триацетатной основе, установлено, что их селективность составляет 96 и 95,4%, выход по воде 1210—1260 и 1530 л/(м²·сут) соответственно. Эти модули обладают следующими недостатками: высокая металлоемкость стяжной системы, сложность герметизации при сборке, низкая удельная поверхность мембран — 60—300 м²/м³. Широкое распространение в технике опреснения нашли трубча-

Рис. 4.2. Конструкция многоканального модуля

Рис. 4.3. Модуль рулонного типа:
1 — мембрана; 2 — сетка; 3 — прокладочный материал для впитывания воды; 4 — сборник пресной воды; 5 — корпус; 6 — покрытие



тые мембранные модули благодаря тому, что они предъявляют невысокие требования к очистке исходной воды, обладают способностью предотвращения осадкообразования, характеризуются простотой обслуживания. Конструктивно они выполняются в виде многослойной трубы, имеющей пористый прочный каркас и дренажную систему с укладкой на ней мембранного слоя.

Общий вид современного многоканального модуля фирмы «Аккурел» показан на рис. 4.2. Все модули трубчатого типа имеют небольшую плотность упаковки мембран в единице его объема (30—200 м²/м³), что не может не сказаться на количестве фильтрата, получаемого с одного модуля. Длина отдельного модуля колеблется от 1 до 6 м при оптимальном внутреннем диаметре мембран от 8,5 до 25 мм, для стержневых конструкций мембрана находится на наружной поверхности стержня — это значение равно 5—8 мм. Модули этого типа выдерживают давления до 25 МПа.

К основному достоинству рулонных модулей необходимо отнести высокую плотность упаковки мембран, составляющую 300—800 м²/м³. Наряду с этим гидродинамические потери напора в них невелики, а конструктивное исполнение из листового профиля мембраны и остальных элементов определяет простоту конструкции (рис. 4.3).

Модули рулонного типа, различающиеся размерами и достигаемой селективностью, производят фирмы многих стран. Так,

фирмой «Торай» (Япония) освоено выпуск модулей диаметром 100—200 мм, длиной 1000 мм с высокой селективностью мембран (99,5%), выдерживающих давление 5,6 МПа. Две модификации SP-110 и SP-120 (тип PEC-1000) позволяет получить 2,25 и 9 м³/сут пресной воды соответственно при концентрации морской воды 3,5% и pH=5,9 [91].

Фирмой «Фильмтекст» (США) на основе тонкопленочных мембран ET-30 создан ряд модулей (SW30-2514, SW30-2521, SW30-4021) с селективностью у первых двух 99,3 и 99,8%, у третьего 99% с производительностью от 6,7 до 8,2 м³/сут. Они рассчитаны на давление до 6 МПа при диаметре от 62,5 (SW30-2521) до 100 (SW30-4021) и длине 525 мм.

ВНИИ ВОДГЕО разработан модуль с мембранами типа МГА длиной элементов 230 и 440 мм, диаметром 40 мм и площадью мембран 0,8 м² при давлении 5,1 МПа. Этот модуль при селективности 84% может производить 240 л/сут пресной воды.

При производстве рулонных элементов каждый из разделительных слоев готовят отдельно, что является недостатком. Монтаж отдельных элементов, особенно соединение водоотводящей системы и установки уплотняющих колец, сложен, так как для современных модулей число элементов составляет от 2 до 15 и более.

В связи с развитием технологии получения полых волокон для установок обратного осмоса, опресняющих морскую воду, предложены модули, формируемые на этой основе, что объясняется хорошей селективностью полых волокон. Такие модули обеспечивают высокую производительность, при этом не требуется устройства дренажных систем.

Полые волокна выпускаются диаметром 45—200 мкм при толщине стенки 10—50 мкм, плотность их упаковки до 30 000 м²/м³ объема. На рис. 4.4 показан модуль «Пермасеп-4» фирмы «Дюпон», выпускаемый в двух вариантах: В-9 и В-10, отличающихся высоким допустимым давлением.

Анализ работы действующих опреснительных установок обратного осмоса показывает, что современные разновидности модулей, из которых они комплектуются, способны в течение длительного времени (3—4 года) иметь стабильную производительность при высокой надежности и прочности. Это достигается применением соответствующих мероприятий, обеспечивающих такие условия эксплуатации. Прежде всего к ним относится технологическое совершенство изготовления мембран. Как отмечено выше, разнообразие выпускаемых модулей для опреснения морских, соленых и сточных вод определяется стремлением повысить их проницаемость, селективность, простоту конструктивного исполнения, прочность. Одновременно устойчивая работа модуля находится в прямой зависимости от качества исходной воды при входе в него. Это накладывает особые требования к

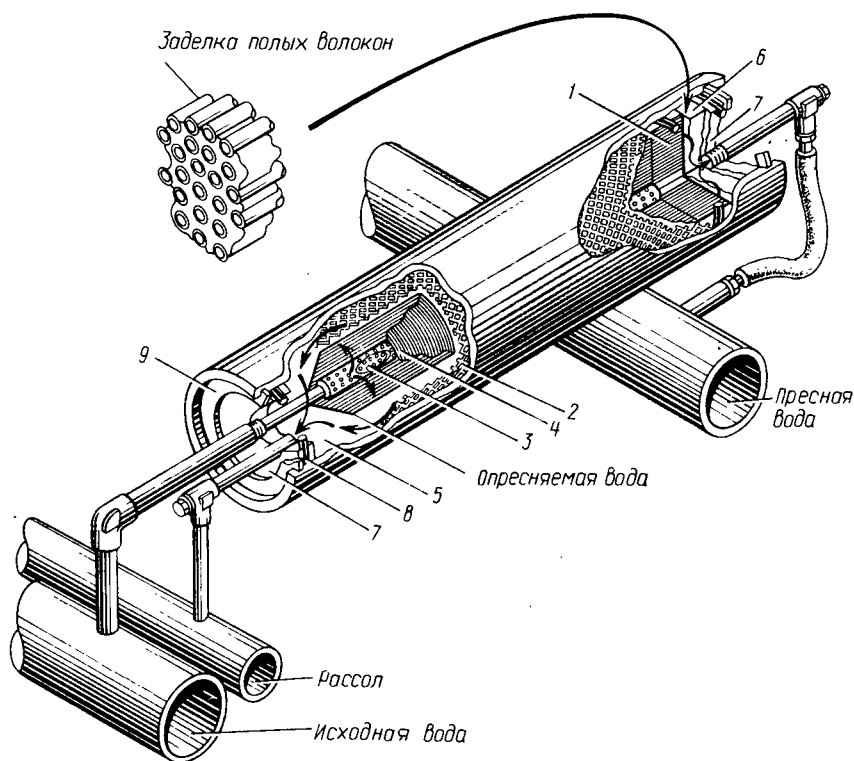


Рис. 4.4. Модуль на полых волокнах:

1 — трубная доска; 2 — сетка; 3 — пористый распределитель; 4 — рабочий объем; 5 — концевой стабилизатор; 6 — пористый блок; 7 — концевые плиты; 8 — уплотнительное кольцо; 9 — поворотное кольцо

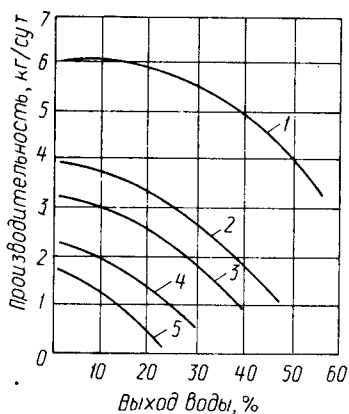


Рис. 4.5. Эффективность одного модуля типа В-10 при работе на морской воде:

Кривая	$b_{\text{н}}, \%$	$t, ^\circ\text{C}$	$p, \text{МПа}$
1	3,5	25	6,9
2	4,4	35	6,2
3	4,4	35	5,5
4	5,5	35	6,2
5	5,5	35	5,5

водоподготовке, которая в данном типе установок становится очень сложной, включающей как механическую, так и химическую ее обработку.

Не менее важным фактором, способствующим повышению эффективности и надежности работы модуля, является систе-

матическая очистка мембран в ходе их эксплуатации. В современных установках этот процесс складывается из очистки мембран водой примерно через месяц с затратой времени до 2—3 ч и химической с интервалом в полгода при длительном (до 10 ч) воздействии на мембранную поверхность.

Состав воды, поступающей на опреснение, содержащиеся в ней соли и их процентное распределение, а также наличие растворенного кислорода влияют на характеристики модуля и качество конечного продукта. Коррозионное равновесие в конструкции нарушает наличие растворенного железа.

С технологической точки зрения эффективность модуля определяется допустимым давлением при сохранении высокой проницаемости воды и минимальном проникновении солей в опресненную воду (рис. 4.5). При эксплуатации современных модулей с давлением в 5,6 МПа это значение достигает примерно 1,5%, а при 7 МПа — около 1%. Однако повышение давления влечет за собой снижение надежности. Увеличение срока службы модуля без его замены во многом зависит от стабильности режима насосных агрегатов, элементов автоматики, управляющих гидравлическим режимом.

Выработка пресной воды отдельными модулями связана с их конструкцией, что определило применение различного рода турбулизирующих элементов, встроенных между фильтрующими слоями. Стремление интенсифицировать процесс привело к исследованиям пропуска через модули воды с повышенной температурой, что дает возможность поднять их проницаемость при сохранении прочности. Совокупность всех этих факторов должна быть принята во внимание при разработке модулей и выдержана при эксплуатации, в противном случае не будет обеспечена устойчивая работа блоков, а следовательно, и всей опреснительной установки.

Поэтому всем этим вопросам наряду с изучением характеристик мембран уделяется много внимания, что в конечном счете способствует постоянному улучшению показателей на вводимых в действие опреснительных установках обратного осмоса.

Предварительная обработка воды является одним из основных факторов, в ходе которой удаляются механические примеси и исключается возможность создания условий осадкообразования на мембранах.

При проработке технологической схемы очистки воды прежде всего уделяют внимание анализу состава опресняемой воды, а также выбору типа модуля, так как от этого зависит сложность принимаемой системы водоподготовки. Это подтверждается тем, что при опреснении воды на трубчатых модулях достаточно установить микрофильтры с очищающей способностью до 25 мкм. При фильтр-прессовой конструкции удовлетворительно работают песчаные фильтры, удаляющие взвеси в 10—25 мкм.

При рулонных с полыми волокнами модулях требуется очистка на диатомитовых фильтрах с задержанием частиц размером 1—10 мкм. С предварительной обработкой воды связана стоимость всего оборудования используемой схемы.

Так, при рассмотрении вопроса о строительстве фирмами ФРГ в Доха (Кувейт) станции питьевой воды производительностью 3000 м³/сут была выполнена большая программа испытаний в целях оценки всех показателей опресняемой воды (коллоидного состава, цветности, мутности), которые могут быть обеспечены системой водоподготовки.

Для сравнения эффективности в блоках установки анализировались модули с полыми волокнами, плоскокамерные и рулонного типа. Исследовалась их работа при колебаниях температуры исходной воды от 15 до 30° С с начальной концентрацией 4,5‰. После предварительной оценки приняты блоки на модулях с полыми волокнами, как наиболее отвечающие требованиям проницаемости для морской воды. На первой стадии водоподготовки очистка воды производится электроконтролируемой флотацией и в открытом трехслойном фильтре без осаждения частиц, поступающих с водой. Коллоидный индекс в этой стадии снизился с 6 до 3—4 с содержанием остаточного железа 0,1—0,3 мг/л. Вторая стадия принята в виде коагуляционной фильтрации на трех фильтрах. Сверхочистная фильтрация достигается добавкой полиэлектролитов на линии этих фильтров. Обработку морской воды во избежание отложений карбоната кальция производят серной кислотой, биологическую защиту — введением хлора, излишки которого выводятся содовым гидросульфатом до поступления воды в модули.

На показатели качества исходной воды влияет сезонное колебание температуры, но при наличии коагуляционной системы очистки и дозировке полиэлектролита 1,5 г/м³ удастся поддерживать коллоидный индекс в пределах 2. Время работы этих фильтров около 4 дней при пропуске 6200 м³ воды. Патронажные фильтры на 3 мкм, работающие параллельно при перепаде давлений 10—20 кПа, дают достаточную степень очистки воды.

Из рассмотрения эксплуатационных особенностей этой установки можно сделать вывод, что особое внимание необходимо обратить на давление, особенно при опреснении морской воды с высокой концентрацией (3,5—4‰).

Преимущество необходимо отдавать более высоким значениям давления, так как в этом случае это обеспечивает получение допустимых проходов солей при хорошей водопроницаемости (20—40%) и эффективном солесодержании на мембранах. Солевой состав воды и температура оказывают влияние на поведение мембран по отношению к давлению. Так, при температуре 35° С и давлении 5,6 МПа на 250 модулях производительность равна 47 м³/ч, а при 25° С, том же количестве модулей и давлении

7 МПа — 97 м³/ч. При снижении температуры до 15° С при этом давлении понизилась выработка воды, которая составила 87 м³/ч. В итоге можно сказать, что колебание температуры возможно компенсировать варьированием давления на модулях, но при этом необходимо иметь в виду возможность изменения прохода солей.

При оптимизации схемы обратноосмотической установки (см. рис. 3.12) производительностью от 75 до 700 тыс. м³/сут большее внимание обращено на предварительную обработку воды, концентрация которой может быть равной 0,3—5,5%. Недопустимость выпадения СаСО₃, коллоидных и биологических отложений — это те требования, которые должны создать модульные элементы при опреснении воды. Накипеобразование подавляется введением примерно 15 мг/л серной кислоты, а суспензии отделяют по обычной схеме с добавкой коагулянта на второй стадии водоподготовки. Хлорирование воды для биологической защиты вызывает на модулях технологические отклонения на мембранах в результате образования гидробромной кислоты и бромформа. Последние ухудшают качество получаемой воды. Поэтому процесс хлорирования при обратном осмосе не отвечает условиям биологической надежности пресной воды после опреснения. В отечественной практике и за рубежом [10, 65, 80] ведутся работы по азонированию, обработке воды сульфатом меди и сульфитом и ударной обработке дезинфекторами.

Модули опреснительной установки в эксплуатации должны удовлетворять определенным требованиям, от выполнения которых зависит конечное качество получаемой воды. Прежде всего это низкая способность к загрязнению поверхности мембран или легкая их очистка, малые гидравлические потери, простота замены мембран, возможность обслуживания низкоквалифицированным персоналом.

Как отмечалось, концентрационная поляризация — одно из важных свойств мембран, из которых конструируется модуль, возрастает при конвективном переносе растворенного вещества к поверхности мембраны. Поэтому важно увеличивать его обратное движение в общий раствор, чтобы уменьшить скопление отложений в модуле. Проще всего это решается при касательном подводе исходной воды. Практически во всех конструкциях современных модулей практикуется такой способ подачи воды. Одновременно снижение загрязнения поверхности мембраны достигается постановкой турбулентных активаторов (спиральных пружин, статических смесителей, флюидизированных подушек), которые позволяют также уменьшить расход энергии на перемещение потока опресняемой воды через поверхность мембраны и создать эффективный массоперенос при небольшой скорости циркуляции.

По мнению Е. Матчиасона и Б. Сивека [102], нельзя с уверенностью сказать, что эти устройства способствуют снижению загрязнения или это происходит из-за уменьшения концентрации в

пограничном слое. Поэтому улучшение режима работы модуля без значительных отложений можно достичь при таких интенсифицирующих воздействиях, как пульсация потока, переменность направлений движения жидкости с определенной частотой вращения мембраны. Эти факторы позволяют до 3 раз повысить значения коэффициента массопереноса, а при вращающей конструкции модуля создаваемое дополнительное вихревое движение жидкости вырождает микромолекулярный гелиевый и концентрационный пограничный слой.

Процесс загрязнения модуля и теоретическая его оценка весьма сложны и во многих случаях не дают однозначного ответа на вопрос, какими причинами можно объяснить возникающее ухудшение эксплуатационных показателей. Свойства мембран, растворенных веществ и параметры процесса для модулей различных типов проявляют себя в этом явлении по-разному. При опреснении морской воды особое значение для загрязнения модулей приобретают такие величины, как рН, температура и давление. Снижение рН исходной воды позволяет повысить выход пресной единицы объема модуля, то же самое имеет место при некотором допустимом увеличении температуры (35—45° С). Увеличение скорости потока позволяет избежать сильного загрязнения, в значительной степени будет влиять на рабочий режим модуля и устойчивость его функционирования. В гл. 3 приведены данные по теоретическим подходам к оценке этого процесса, ниже рассмотрены величины, которые связаны с эксплуатационными показателями.

По данным С. Кимура и С. Накао процесс накопления осадка в модуле из ацетатцеллюлозных трубчатых мембран происходит при неустойчивом состоянии и в соответствии с поляризационной моделью А. Мичалса

$$\begin{aligned} J_v &= k_t \ln (b_{oc}/b_0); \\ J_v &= b_0 - k_t b_0 \ln (b_{oc}/b_0) = \rho d \delta_{oc} / d\tau. \end{aligned} \quad (4.1)$$

Сопротивление потоку складывается из сопротивления мембраны R_m и слоя осадка $\zeta_1 \delta_{oc}$:

$$J_v = p / (R_m + \zeta_1 \delta_{oc}). \quad (4.2)$$

Если ввести безразмерное сопротивление $R_{m0}/R_m = t^{-m}$ как функцию времени t и безразмерного потока $\dot{f}_n = J_v/J_{v0}$, то получим

$$\frac{\theta_t}{\dot{f}_n^2} \frac{d\dot{f}_n}{dt} + \dot{f}_n - r = \theta_t m t^{m-1}. \quad (4.3)$$

Величина θ_t выражает значение снижения времени потока и равна:

$$\theta_t = \frac{\rho p}{a_\zeta \tau_0 J_{v0}^2 b_0}, \quad (4.4)$$

где

$$a_\zeta = 3V_a/h; \quad r = \frac{\ln (b_{oc}/b_0)}{J_{v0}};$$

m — коэффициент уплотнения мембраны; a_z — удельное сопротивление фильтрации; δ_{oc} — толщина слоя осадка; b_0 — концентрация солей в объеме исходной воды; b_{oc} — концентрация солей в геле; V_a — аксиальная скорость потока в объеме; h — половина высоты канала.

При малых давлениях $m=0$, и тогда

$$\ln \frac{f_n(1-r)}{f_n-r} - r \left(\frac{1}{f_n} - 1 \right) = \frac{r^2}{\theta_t} (t-1). \quad (4.5)$$

При известных значениях m , r и θ_t уравнение (4.3) можно решить и определить рост сопротивления проницаемости модуля при отложении солей на поверхности модуля, что при обслуживании установки с помощью ЭВМ позволяет строго следить за сроком чистки.

Применительно к турбулентному потоку Д. Картер и Г. Хоулэнд [102] полагают, что появление неустойчивого загрязненного слоя на модулях обратного осмоса зависит от скоростей оседания V_d и удаления V_r , при этом эффективная толщина слоя изменяется по закону

$$dE/dt = V_d - V_r. \quad (4.6)$$

Принимая, что V_r зависит от напряжения на поверхности мембраны τ_m , имеем

$$dE/dt = V_d - k_1 \tau_m E, \quad (4.7)$$

где k_1 — коэффициент пропорциональности.

При интегрировании находим, что

$$\frac{E}{h} = k_3 \frac{V_d}{Re^{1.75}} \left[1 - \exp \left(- \frac{Re^{1.75}}{k_3 h} t \right) \right], \quad (4.8)$$

где $k_3 = 16h / (k_1 k_2 \rho v^2)$; Re — число Рейнольдса; k_2 — коэффициент.

Скорость отложений и их конечная толщина в большей степени зависят от касательного напряжения на поверхности мембраны, что необходимо регулировать скоростью потока и концентрацией растворенных веществ в поступающей в модуль воде.

Повторный вынос частиц из загрязненного слоя в потоке по выводам Р. Гутмана [77] объясняется так называемыми турбулентными взрывами, которые при проникновении в ламинарный подслои уносят незначительную его часть со стенки. Это происходит во временном интервале θ , пропорциональном $100 \mu / \tau_m$, где μ — коэффициент динамической вязкости.

Скорость загрязнения мембраны в таком случае запишется как

$$dZ_m/dt = V_d - V_e, \quad (4.9)$$

где Z_m — удельная степень загрязнения на единицу площади мембраны; V_e — скорость повторного погружения частиц.

Принимается, что гидравлическое сопротивление пропорционально весу загрязняющего слоя. Применительно к условиям, когда водопроницаемость J_v в 2 раза меньше коэффициента массообмена k_t , загрязнение элементов модуля описывается уравнением

$$\frac{J_v}{J_{3,м}} = 1 + \frac{\alpha a_{3,м}}{AV_a} \left(1 - \frac{2k_t/J_{3,м} + 1}{2k_t/J_v + 1} \right)^{-n} \exp(-C), \quad (4.10)$$

и при $J_{3,м} > 2k_t$

$$\frac{J_v}{J_{3,м}} = 1 + \frac{\alpha a_{3,м}}{AV_a} \left\{ 1 - \exp \left[\frac{-(J_v/J_{3,м} - 1 - J_v AV_a t)}{1 + \alpha a_{3,м}/AV_a} \right] \right\}. \quad (4.11)$$

В уравнениях (4.10, 4.11) величины имеют вид

$$n = \frac{J_v AV_a}{2k_t (AV_a + \alpha a_{3,м})}; \quad C = At V_a \left[k_t + \frac{J_v AV_a}{2(AV_a + \alpha a_{3,м})} \right];$$

$A = \beta \rho / 100 \mu$; $\alpha = k_4 / R_m$, где $a_{3,м}$ — концентрация загрязнителя; β — доля поверхности, захватываемая турбулентным взрывом; V_a — аксиальная скорость; k_4 — константа; $J_{3,м}$ — водопроницаемость через загрязненную мембрану.

Как видно из уравнений, изменение проницаемости со временем зависит от начальной величины J_v , концентрации загрязнителя $a_{3,м}$ в исходной воде, ее скорости, коэффициента k_t .

В рабочем режиме строгость приведенных выше зависимостей полностью не соблюдается, и поэтому они могут служить критериями приблизительной оценки эффективности эксплуатационных показателей модуля.

Срок службы мембранного материала модуля определяется тем, как этот модуль спроектирован и используется, а также химической и физической устойчивостью мембраны, но для самой мембраны он не является главным показателем, так как конструктивное исполнение модуля включает другие элементы, способные вывести его из эксплуатации. Частота замены мембран в модулях зависит от нерациональности изготовления и нарушений режима. Все мембраны постепенно снижают свою работоспособность при длительном воздействии давления. Неразрушенная мембрана перестает работать при перенасыщении раствора сульфатом кальция. Поэтому стабильную работу модулей на установке удастся выдержать при тщательной водоподготовке и минимальном загрязнении поверхности мембран химическими и органическими отложениями. Большое внимание необходимо уделять удалению гидрооксидов тяжелых металлов, в том числе и железа. Недостатком обратноосмотических модулей является их восприимчивость к коррозии хлором. Эти причины требуют систематической чистки модулей и не реже чем через 3—5 мес. Физические изменения в мембранной поверхности из-за деформации структуры, вызываемой высоким давлением, в процессе

эксплуатации модульных блоков постепенно снижают выработку. Уменьшение водопроницаемости подчинено логарифмическому закону

$$\log J_t = \log J_x + k_x \log t,$$

где J_t и J_x — проницаемость в интервале времени от t до t_x . На рис. 4.6, а, б приведено изменение проницаемости и производительности в зависимости от времени работы модуля при различных значениях уплотнительной характеристики мембраны k_x , температуры и давления на мембранах применительно к трубчатым ацетатцеллюлозным, подтверждающее существенное ухудшение их эффективности. Чтобы исключить этот недостаток и обеспечить заданную выработку, прибегают к повышению давления (больше расчетного) и увеличению площади модулей в установке. Снижение водопроницаемости происходит не внезапно и может регулироваться в процессе опреснения. Ниже даны предельные значения показателей исходной воды, допускаемые

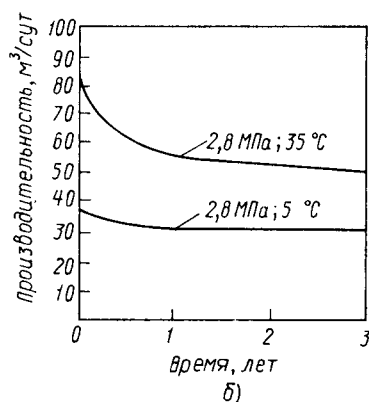
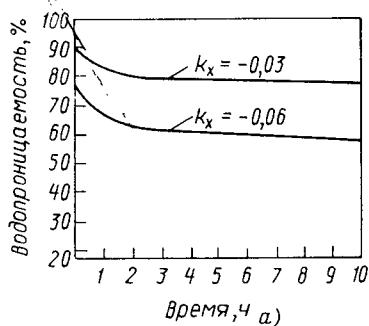


Рис. 4.6. Проницаемость и производительность модуля «Пермасеп» в зависимости от характеристик процесса:

а — от коэффициента k_x ; б — от давления и температуры

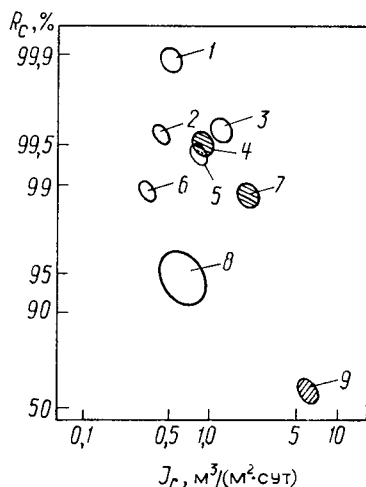


Рис. 4.7. Характеристики современных обратноосмотических модулей при $b_n = 0,5\%$; $p = 4,2$ МПа; $t = 25^\circ \text{C}$:

1 — РЕС-100; 2 — NS-200; 3 — FT-300; 4 — NTR-7199; 5 — PA-300; 6 — NS-100; 7 — NTR-7197; 8 — асимметричные ацетатцеллюлозные; 9 — NTR-7250

при эксплуатации, применительно к наиболее распространенным типам мембран:

Материал мембраны	Ацетатцеллюлоза	Полиамид
pH, температура, °C	pH=2÷8, t=15	pH=4÷11, t=40
Свободный хлор, мг/л	> 1 постоянно,	0,1 pH<8,
	50 — ударная доза	0,25 pH>8

Сопrotивляемость мембран гидролизу возрастает в таком порядке: целлюлозные алифативные полиамиды, ароматические полиамиды. Д. Саммоном установлено, что содержание ацетата в мембране падает при однородном гидролизе пропорционально времени ее использования по закону $\ln(x/x_0) = -kt$, проницаемость воды меняется $\ln(J_t/J_0) = 10,7kt$, а проницаемость солей $\ln(J_{st}/J_{so}) = 29,6kt$, где k — константа скорости реакции, x_0 , x — начальное и конечное содержание ацетата в мембране. Как видно из данных, приведенных выше, гидролиз амидовой связи в полиамидах имеет большие допустимые значения pH, чем для ацетатцеллюлозы, но стойкость по отношению к хлору в последних выше.

Одно из требований, которому должны удовлетворять на современном этапе модульные блоки опреснительной установки, работающие на морской воде, — это получение от 25 до 40 л/(м²·ч) с поверхности мембраны при 30%-ном восстановлении при давлениях до 7 МПа и для солоноватых вод при давлениях до 3 МПа.

Кроме того, они должны находиться в работе не менее 3—5 лет, чему способствовало в последние годы появление наряду с асимметричными ацетатцеллюлозными и полиамидными тонкопленочных сложных мембран с барьерным слоем в $(500—1500) \times 10^{-10}$ м (UOP, DSJ, Film Tec, Hydranautics, FRL). Однако анализ работы модулей на основе тонкопленочных мембран, несмотря на высокий уровень выработки, показывает необратимое снижение интенсивности и стойкости к кислороду при наличии хлора. Эксплуатационная проверка рулонных модулей типов PA-300 и RC-100 фирмы UOP в штате Северная Каролина (США) показала, что мембрана RC-100 устойчиво проработала 22 тыс. ч при получении воды более высокого качества, чем качество воды для мембраны PA-300. Хорошими показателями характеризуются мембранные модули этого типа FT-30 фирмы Film Tec, имеющие высокую водопроницаемость и малый вынос солей, стойкость к хлористой коррозии и биологическую эффективность.

Модули типа FT-30 успешно работают как на морской, так и на солоноватых водах. Так, при концентрации солей 1% при давлении в 2,4 МПа обеспечено получение 30,5 л/(м²·ч) воды при отделении солей до 98%, а при начальной концентрации 3,2%, давлении 5,5 МПа выход составил 33,9 л/(м²·ч) с отводом солей 99%.

Ухудшение работы этих модулей вызывается загрязнением отложениями железа при высоком содержании хлора. Достаточной надежностью отличаются при опреснении солоноватых вод (300 мг/л) модули с мембранами MSJ-400 и TEC-202, обладающие стойкостью к свободному хлору и вырабатывающие до 26,5 л/(м²·ч) воды при давлении 1,7 МПа с солевым отводом 95%. Эти значения выдерживались при работе установки до 18 тыс. ч. Применение для солоноватой воды модулей FT-30 показало, что они более приемлемы для этих условий, чем выше-названные, как более устойчивые к коррозионному износу, но их полые волокна менее прочны.

Два новых вида тонкопленочных сложных рулонных модулей NTR-7100 и NTR-7250, способных опреснять воду при давлениях ниже 2 МПа, разработаны японскими фирмами [84]. Модули обладают высокой проницаемостью и стойкостью к химической и микробиологической коррозии. Модули на мембранах NTR-7100 полностью удовлетворяют требованиям для использования на морской воде, но имеют слабую сопротивляемость по отношению к хлору, второй тип этого недостатка лишен. Модули выпускаются диаметром 100 и 200 мм и длиной 1 м. Для сравнения выпускаемых различными фирмами модулей на рис. 4.7 приведены их основные показатели. При испытании одной разновидности этих модулей (NTR-7199) при опреснении морской воды $b_n = 3,6\%$ при $pH = 0,1$ при минимальной очистке воды на картонном фильтре в 100 мкм при давлениях 2,9 и 5,5 МПа была получена устойчивая производительность до 10 л/мин при эксплуатации 1000 ч.

При переводе на солоноватую воду (2100 мг/л) модуль обладал высокой производительностью в течение 3000 ч. Модуль типа NTN-7250 обладает высокой селективностью к неорганическим солям NaCl, MgSO₄, MgCl₂ и др. (90—99%), а удельный выход воды по отношению к ацетатцеллюлозным значительно выше [2,3 м³/(м²·сут) против 1 м³/(м²·сут)] у последних. Давление при этом у первых всего 1,4—2 МПа, у вторых 4,2 МПа. Модуль NTR-7250 в пределах $pH = 2 \div 8$ работает без снижения селективности, выдерживает температуру до 60°С при длительности эксплуатации до 10 тыс. ч. Такие показатели позволяют рекомендовать модули этого типа для опреснения морских и соленых вод как с высокой, так и с низкой концентрацией.

Однако оценка эксплуатационных показателей модулей, используемых при опреснении морской и солоноватой воды, позволяет сделать вывод, что их конструкции требуют дальнейшего совершенствования как мембранного материала, так и остальных формирующих модули деталей. В частности, разрушению подвергаются соединительные узлы, скрепляемые полиэфирными смолами, материал — носитель опресняемой воды, различные уплотнители.

Такое совершенствование может быть направлено на повышение технологической эффективности модуля (селективность, водопроницаемость, загрязнение, термическая и химическая стойкость и др.), а также на конструктивное улучшение.

Одним из возможных направлений повышения качества технологии опреснения обратным осмосом является более тщательная водоподготовка исходной воды. С этой целью предпринимаются попытки включить в эту схему дополнительный элемент в виде ультрафильтратора, который доведет воду на входе в модули блока до высокой степени очистки от коллоидных и некоторых химических компонентов.

Остается распространенной обработка воды для снижения накипеобразования серной кислотой или химреагентами. Ультрафильтрация позволяет удалить из воды частицы размером от 0,002 до 10 мкм, что не достигается в обычных фильтровальных схемах, где отделяются взвеси размерами в 10—25 мкм. Испытаниями ультрафильтрационной установки с модулями на элементах из полых волокон и рулонного типа (первые диаметром 76 мм, длиной 1110 мм, площадью 2,5 м², вторые диаметром 100 мм, длиной 900 мм и площадью мембраны 3,3 м²) установлено, что за 12 тыс. ч работы рулонные модули дают несколько лучшее качество подготовки воды и больший ее выход, но оба типа показывают высокий уровень очистки; это в последующем даст возможность поднять выработку воды на основной установке по сравнению с обычной схемой.

Такая водоподготовка, безусловно, остается дорогой, но вполне оправданной для опреснителей с большой производительностью. Борьба с карбонатными отложениями ведется дозировкой кислоты в обрабатываемую воду с $\text{pH} < 5,5$ или их периодическим растворением кислотой с $\text{pH} > 2,5$, когда наблюдается растворение карбонатных слоев [104]. Антинакипины типа «Флокон-100», триполифосфат и гексаметафосфат натрия цианид создают хорошие условия для выработки воды. Так, на установке в г. Капе-Корал, работающей по схеме очистки воды (2000—7000 мг/л) производительностью в 26 500 м³/сут, применение «Флокона-100» позволило поднять производительность почти до 33 000 м³/сут [108].

При пилотных испытаниях в г. Кермит (США) опреснительной установки обратного осмоса с обработкой воды триполифосфатом натрия (до 20 мг/л) достигнуто повышение ее производительности почти в 5 раз. Введение фосфатных солей в то же время может стать причиной осадкообразования на мембранах модуля. Ионообменное умягчение воды до поступления в модули снижает степень осадкообразования таких составляющих морской воды, как карбонат и сульфат кальция. Надежность модулей обратноосмотических установок зависит от содержания растворенного кислорода в исходной воде и реакции его с бисуль-

фатом натрия, при этом реакция протекает в форме



Скорость реакции, моль/(л·с), описывается уравнением

$$V_p = a_p b_x^{1,5}, \quad (4.13)$$

где a_p — константа скорости реакции; b_x — концентрация бисульфата натрия, моль/л.

Так как процесс периодический, то

$$-db_x/d\tau = a_p b_x^{1,5},$$

где τ — время реакции.

Откуда после интегрирования

$$2b_x^{-0,5} - b_{x0}^{-0,5} = a_p \tau. \quad (4.14)$$

Здесь b_{x0} — начальная концентрация бисульфата натрия. Концентрация b_x выражается зависимостью

$$b_x = b_{x0} - 2(b_{k0} - b_k), \quad (4.15)$$

где b_{k0} , b_k — начальная и текущая концентрации кислорода в воде, моль/л.

Уравнение (4.14) линейно, что позволяет определить значение $a_p = 0,39 \text{ л}^{1/2}/(\text{моль}^{1/2} \cdot \text{С})$. Опыт показывает [101], что реакция в морской воде протекает значительно быстрее, чем в пресной. Так, при концентрации первой 3,5% при $t = 26^\circ \text{С}$ доля растворенного кислорода с 6 мг/л уменьшилась за 3 мин до нуля при дозировке 55 мг/л бисульфата натрия.

Для морской воды необходимо учитывать два фактора. Концентрация и некоторое количество других растворенных веществ ускоряют ход реакции, а также служат буфером для поддержания рН, обеспечивающим течение ее. Скорость реакции при увеличении концентрации NaCl от 0 до 6,8% увеличивается. В безбуферном растворе (без HCO_3^-) количество растворенного кислорода снижается с 6 до 4 мг/л за 3 мин при добавке 50 мг/л бисульфата натрия. В буферном растворе (150 мг/л HCO_3^-) при тех же условиях b_k упало до нуля при рН=8 в обоих случаях. Однако в растворе без HCO_3^- после реакции рН уменьшилось с 6 до 5, а при добавлении его поддерживается почти неизменным (рН=6,6÷6,8) в течение всей реакции. Скорость реакции при рН=6,5 более высокая и в 4 раза превышает ее значение для рН=5. Оптимальным для модуля следует считать рН=6÷8. Эти результаты проверены на установке с модулями РЕС-1000, когда растворенный кислород был полностью удален добавкой 80 мг/л бисульфата натрия или сочетанием с вакуумной деаэрацией и введением небольшой доли его (20 мг/л). Данные проверены в течение 9000 ч работы при концентрации морской воды 3,5—4,2%, давлении 5,6—6,3 МПа и температуре 25—35° С. Такое совершенствование водоподготовки на пилотной установке

создало условия для получения 6—7 м³/сут воды при отделении солей 99,4—99,8% и солесодержании пресной воды 100—300 мг/л (последнее при $b_n=4,2\%$) и выходе воды 35%.

4.2. РАСЧЕТ УСТАНОВОК ОБРАТНОГО ОСМОСА И ИХ ЭЛЕМЕНТОВ

Технологический расчет ставит целью определить основные параметры процесса разделения для растворов, необходимые при проектировании модулей установки обратного осмоса. Технологичность процесса разделения при обратном осмосе по методике С. Сурираджана применительно к ацетатцеллюлозным модулям можно оценить по трем параметрам:

$$v_{oc} = \Delta\pi/p; \quad \Theta_{oc} = \chi/V_{\omega}; \quad \lambda_{oc} = k_l/\chi, \quad (4.16)$$

где $\chi = D_l/k_p\delta$ — параметр переноса растворенного вещества; $\Delta\pi$ и p — осмотическое на входе в мембрану и рабочее давления; k_l — коэффициент массоотдачи; D_l — коэффициент диффузии растворителя в мембране; k_p — константа распределения растворенного вещества между мембраной и раствором; δ — толщина мембраны.

Скорость проникания получаемой воды $V_{\omega} = Ap/\rho$ зависит от плотности раствора, давления и коэффициента пропорциональности A .

При техническом расчете по этой методике первоначально находят значение безразмерной концентрации $b = b_i/b_0$. Индекс $i=1, 2, 3$, каждое из чисел которого соответствует соответственно разделяемому раствору, раствору у поверхности мембраны и конечному продукту, 0 относится к начальной стадии процесса.

При допущении, что мольная проницаемость растворенного вещества через мембрану N_A мала по сравнению с ее значением для воды N_B , находят для растворенного вещества

$$b_3 = N_A/(N_A + N_B). \quad (4.17)$$

Скорость прохода воды при постоянстве плотности раствора, пропорциональности осмотического давления мольной доле растворенного вещества и независимости χ от скорости исходной воды и концентрации определяется через параметры (4.16) как

$$V = \frac{N_B}{\rho} = V_{\omega} [1 - v_{oc}(b_2 - b_3)] = \frac{D_l}{k_p\delta} \frac{b_2 - b_3}{b_2} = k_l \ln \frac{b_2 - b_3}{b_1 - b_3}. \quad (4.18)$$

Согласно этому соотношению концентрации всех составляющих $b_1 - b_3$ рассчитываются по формулам

$$\left. \begin{aligned} b_1 &= b_3 \left\{ 1 + \frac{1}{v_{oc}b_3 + \theta_{oc}} \exp \left[- \frac{1}{\lambda_{oc}(v_{oc}b_3 + \theta_{oc})} \right] \right\}; \\ b_2 &= b_3 \left(1 - \frac{1}{v_{oc}b_3 + \theta_{oc}} \right); \\ b_3 &= \frac{\sqrt{(1 + \theta_{oc} - v_{oc}b_2)^2 + 4v_{oc}\theta_{oc}b_2} - (1 + \theta_{oc} + v_{oc}b_2)}{2v_{oc}}. \end{aligned} \right\} \quad (4.19)$$

На основании (4.19) совместно с уравнениями материального баланса определяют площадь поверхности мембран и потоков вещества в периодическом и непрерывном процессах.

Площадь поверхности мембраны с достаточной точностью для периодического процесса равна:

$$F = \tau v_0 / (V_{\omega} t), \quad (4.20)$$

где v_0 — объем раствора в начальный момент; t — время.

Параметр τ представляет собой сложную систему, вычисление которой проводят по уравнению

$$\tau = \int_{b_{03}}^{b_3} \left\{ \left(\frac{v_{oc}}{\lambda_{oc}A} - v_{oc} + \frac{A}{b_3} \right) + \frac{A}{b_3} \left[A \exp \left(\frac{1}{\lambda_{oc}A} \right) + 1 \right] \right\} \frac{\exp(-B)}{\theta_{oc}} db_3, \quad (4.21)$$

где $A = (v_{oc}b_3 - \theta_{oc})$; $B = \ln(v_i/v_0)$; v_i — объем раствора в данный момент времени.

Величину B в свою очередь можно записать как

$$B = \int_{b_{03}}^{b_3} \left\{ \frac{v_{oc}}{\lambda_{oc}A} - \frac{v_{oc}}{A} + \left[\frac{A}{b_3} \exp \left(\frac{1}{\lambda_{oc}A} \right) \right] + \frac{1}{b_3} \right\} db_3. \quad (4.22)$$

Концентрация конечного продукта в начальной стадии процесса рассчитывается при совместном решении системы

$$\begin{aligned} b_{02} &= b_{03} \left(1 + \frac{1}{v_{oc}b_{03} + \theta_{oc}} \right); \\ b_{03} &= \frac{\sqrt{(1 + \theta_{oc} + \lambda_{oc}b_{02})^2 + 4v_{oc}\theta_{oc}b_{02}} - (1 + \theta_{oc} + v_{oc}b_{02})}{2v_{oc}}. \end{aligned} \quad (4.23)$$

Для непрерывного процесса вместо параметра τ в выражении (4.20) принимают $\tau' = V_{\omega}x/U_{\text{вх}}f_m$, при этом x — расстояние от входа в модуль; $1/f_m$ — удельная поверхность мембраны, прихо-

дящаяся на единицу объема, занимаемого жидкостью; $U_{\text{вх}}$ — средняя скорость жидкости на входе. К. Сиркар и Г. Рао [115] в развитие этого метода предлагают более простую схему технологического расчета применительно к модулям трубчатого и рулонного типов.

Два уравнения для потока воды и рассола по аналогии с (4.16) можно представить в виде

$$G_1 = \varphi_{\text{ос}}(\Delta p - \alpha \rho x_{22}); \quad G_2 = D_l \rho x_{22} / k_p \delta. \quad (4.24)$$

Мольная фракция соли на стороне высокого давления

$$x_{22} = x_{21} \exp(G_1 v_p / k_l), \quad (4.25)$$

где α — константа, определяемая осмотическим давлением, v_p — парциальный молярный объем растворителя (воды), $\text{см}^3(\text{г} \times \text{моль})$; x_{21} — мольная фракция растворителя в исходной воде.

Уравнение (4.24) можно представить как

$$G_1 = \frac{\varphi_{\text{ос}}(\Delta p - \alpha \rho x_{21})}{1 + \varphi_{\text{ос}} \alpha \rho x_{21} v_p / k_l};$$

$$G_2 = \frac{D_l}{k_p \delta} \rho x_{21} \left[1 + \frac{\varphi_{\text{ос}}(\Delta p - \alpha \rho x_{21})}{k_l / v_p + \varphi_{\text{ос}} \alpha k_l x_{21}} \right]. \quad (4.26)$$

Для рулонных модулей при ламинарном течении воды в канале, образованном двумя слоями мембран, значение x_{22} находится так:

$$x_{22} = x_{21} \left[1 + \frac{G_1 v_p}{k_l} + \left(\frac{G_1 v_p}{k_l} \right)^2 \frac{1}{2!} \right]$$

при $G_1 v_p / k_l \leq 1$;

$$x_{22} = x_{21} \left[1 + \frac{G_1 v_p}{k_l} + \left(\frac{G_1 v_p}{k_l} \right)^2 \frac{1}{2!} + \left(\frac{G_1 v_p}{k_l} \right)^3 \frac{1}{3!} \right] \text{ при } G_1 v_p / k_l \leq 1,5. \quad (4.27)$$

При турбулентном режиме можно для этих модулей пользоваться зависимостью (4.26).

Для точного определения потока необходимы значения величин $\varphi_{\text{ос}}$, Δp , k_l , которые имеют переменные значения по длине модуля, поэтому только с некоторой точностью их можно принимать постоянными. Упрощенный метод, предлагаемый для трубчатых модулей с высокой селективностью мембран, позволяет на основе материального водяного и солевого балансов определить суммарную длину модуля.

Уравнение водяного баланса записывается в виде

$$\pi r^2 d(V_x b_w) / dx = 2\pi r G_1; \quad (4.28)$$

солевого

$$\pi r^2 V_x b'_s = \pi r^2 V_x b_s, \quad (4.29)$$

где τ — радиус одной мембранной трубки, см; V_x — скорость рассола в произвольном сечении, см/с; b_n — концентрация потока опресняемой воды, г-моль/см³; V_f — скорость в трубчатом модуле, см/с; b'_f — концентрация солей в воде, подаваемой в модуль г-моль/см³; b_i — то же в исходной воде, г-моль/см³.

При совместном рассмотрении уравнений (4.26), (4.28) и (4.29) можно получить зависимость, в соответствии с которой рассчитать потребное количество трубок или длину модуля:

$$nl = L = \int_0^L dx = \frac{V_f b'_f r}{2} \int_{x'_{21}}^{x'_{21}} \frac{1 + \alpha \varphi_{oc} x_{21} / k_l}{\varphi_{oc} x_{21}^2 (\Delta p - \alpha \rho x_{21})} dx_{21}, \quad (4.30)$$

где x'_{21} , x'_{21} — мольные фракции соли, соответствующие концентрации b'_f и концентрации солей в сбрасываемом рассоле b'_f .

После интегрирования получим, что

$$nl = \frac{r V_f b'_f}{2 \varphi_{oc} \Delta p} \left\{ \left(\frac{1}{x'_{21}} - \frac{1}{x'_{21}} \right) + \left(\frac{\alpha \rho}{\Delta p} + \frac{\alpha \varphi_{oc}}{k_l} \right) \ln \left[\frac{x'_{21} (\Delta p - \alpha \rho x'_{21})}{x'_{21} (\Delta p - \alpha \rho x'_{21})} \right] \right\}, \quad (4.31)$$

где Δp — прилагаемое межмембранное давление, Па.

Коэффициент массоотдачи с достаточной точностью определяется как

$$\frac{2k_l r}{D_l} = 0,023 \left(\frac{2r V_f}{v} \right)^{0,83} \left(\frac{v}{D_l} \right)^{1/3}. \quad (4.32)$$

При заданном материале мембран и характеристиках исходной воды можно найти необходимое число труб для модуля.

Мольная фракция солей в конечном продукте оценивается уравнением вида

$$x_{23} = \frac{\pi r^2 V_f b'_f}{\varphi_{oc} G_m} \frac{D_l}{k_p \delta} \left[\frac{1 + \varphi_{oc} \Delta p v_p / k_l}{\Delta p} \right] \ln \left[\frac{x_{21} (\Delta p - \alpha \rho x'_{21})}{x'_{21} (\Delta p - \alpha \rho x'_{21})} \right], \quad (4.33)$$

где G_m — общее количество получаемой модулем воды, см³/с.

Если известны значения величин φ_{oc} , $D_l / \delta k_p$, Δp , диаметр труб и потребная производительность, то определение числа труб для модуля не представляет большой сложности. При условии изменения коэффициента k_l вдоль длины модуля зависимость (4.32) можно выразить в виде

$$k_l = \frac{0,023 D_l^{2/3}}{(2r)^{0,17} v^{0,5}} V_x^{0,83} = \frac{0,023 D_l^{2/3} (V_f b'_f)^{0,83}}{(2r)^{0,17} v^{0,5} (\rho x_{21})^{0,83}}.$$

Тогда после подстановки в (4.30) и интегрирования получим

$$nl = L = \frac{V_1 b' r}{2 \varphi_{oc} \Delta p} \left[\left(\frac{1}{x'_{21}} - \frac{1}{x'_{21}} \right) + \frac{\alpha p}{\Delta p} \ln \frac{x'_{21} (\Delta p - \alpha p x'_{21})}{x'_{21} (\Delta p - \alpha p x'_{21})} \right] + \\ + \left[\frac{\alpha (V_1 x'_{21})^{0,17} p r^{1,17} v^{0,5}}{0,041 D_i^{0,66}} \int_{x'_{21}}^{x'_{21}} \frac{dx_{21}}{x_{21}^{0,17} (\Delta p - \alpha p x_{21})} \right] \quad (4.34)$$

Как видно из уравнения (4.34), решение его затруднительно, так как переменность некоторых величин по длине модуля неизвестна. Константа φ_{oc} по данным Д. Маккутчана и В. Гоела [104] определяется по эмпирической формуле, справедливой при потере давления в трубке модуля, равного 2,3 кПа:

$$\varphi_{oc} = k_2 - k_3 \log D_r, \quad (4.35)$$

$$k_1 = 69,3; \quad k_2 = 2,9 \cdot 10^{-6}; \quad k_3 = 1,42 \cdot 10^{-6}; \\ D_r = \exp [0,02 (t_m - k_1)],$$

где t_m — температура термообработки мембраны.

Расчеты, выполненные для модуля, производящего очистку воды, показали, что φ_{oc} для давления 4,1 МПа меняется от $1,2 \times 10^{-6}$ до $9,5 \cdot 10^{-7}$ г-моль/(с·см²·МПа) при $D_i/k_p \delta = 4,84 \times 10^{-5} - 2,56 \cdot 10^{-5}$ см/с при $t_m = 83 \div 88^\circ \text{C}$. При этом было показано, что по сравнению с методикой [104] общая необходимая длина труб для модуля в этом случае на 6% ниже (116,5 м против 136) при уменьшении их числа с 446 до 383. Обычные уравнения, описывающие перенос через мембрану, представляют собой зависимость между потоком и движущей силой, но не учитывают степени кристаллизации и набухания материала. Падение давления через мембрану, наблюдаемое в процессе обратного осмоса, зависит от опорной подложки, на которой располагается мембрана, и имеет место на границе раздела между мембраной и пористой опорой. Полученная разница химического потенциала на мембране заставляет получаемую воду двигаться с уменьшением концентрации солей в мембране. Стабильное состояние наступает тогда, когда этот потенциал на стороне низкого давления станет равным ему на стороне высокого.

Величина активности любого i -го компонента продукта выражается зависимостью

$$a_{i_{2m}} = a_{i_s} \exp \{ -v_i (p_1 - p_2) / (RT) \}, \quad (4.36)$$

где индекс m и s относится к мембране и подложке, индекс 2 — к поверхности раздела между мембраной и опорой; v_i — парциальный молярный объем компонента; p_1, p_2 — высокое и низкое давление.

Если не учитывать влияния температуры, полагая процесс изотермическим, и принять допущение, что градиент concentra-

ции образуется внутри мембраны и не зависит от вида внешней движущей силы, то по данным Д. Биттера можно получить

$$\int_{x=0}^{\delta_p} dx/f'_m = - \int_{a_i}^{a_2} D_i \varphi_i d \ln a_i, \quad (4.37)$$

где f'_m — относительная площадь поперечного сечения полимера после набухания; D_i — коэффициент диффузии; φ_i — объемная доля i -го компонента в фазе полимера, x — координата по направлению потока; δ_p — толщина разбухшей мембраны.

Уравнение (4.37) решается относительно левой и правой частей раздельно. Левая его часть определяет собой геометрическую диффузию. Так, для некристаллических полимеров — это отношение толщины мембраны к площади поверхности ее. В случае полукристаллических полимеров только часть поверхности доступна для проницаемости продукта. В предположении, что в результате набухания объем мембраны увеличивается на число $(\varphi_a + \varphi_a \varphi_k)/\varphi_a$ и что доля набухшего аморфного полимера (полимер плюс растворитель) равна $\varphi_a/(\varphi_a + \varphi_a \varphi_k)$, где φ_a , φ_k — объемные доли аморфного и кристаллического полимеров в набухшем полимере, можно определить поперечное сечение площади мембраны, необходимое для переноса потока:

$$h_m = \varphi_a/(\varphi_a + \varphi_a \varphi_k), \quad (4.38)$$

при этом относительная площадь мембраны после набухания $f'_m = 1/4\pi d_3$, где эквивалентный диаметр $d_3 = 4\delta_p N$, а N — число полимерных каналов на единице площади неразбухшей мембраны; N — смоченный периметр.

Относительная площадь находится из уравнения

$$f'_m = 4\pi N \varphi_a^2 / (f_k^2 \varphi_a^2). \quad (4.39)$$

Удельную поверхность кристаллов в набухшем полимере определяют как

$$f_n = \frac{\varphi_a}{\varphi_a + \varphi_a \varphi_c} f_k, \quad (4.40)$$

где f_k — удельная поверхность кристаллов на единицу объема неразбухшего полимера.

Относительное увеличение всей площади поверхности мембраны во время набухания имеет вид

$$f_s = (\varphi_a + \varphi_a \varphi_c / \varphi_a)^n; \quad (4.41)$$

изменение толщины

$$\frac{\delta_p}{\delta} = \left(\frac{\varphi_a + \varphi_a \varphi_c}{\varphi_a} \right)^{1-n}, \quad (4.42)$$

где $n=0$ для полного анизотропного набухания и $n=2/3$ для изотропного.

Для некристаллических полимерных мембран, если $\varphi_c = 0$, то $f_s = f'_m = 1$. В общем виде уравнение сопротивления геометрической диффузии можно представить в виде

$$R_\Gamma = \int_{x=0}^{\delta_p} \frac{1}{f'_m} dx = R_0 \int_{x=0}^{\delta_p} \varphi_a^m dx. \quad (4.43)$$

В случае полукристаллических полимеров $R_0 = f_k^2 / 4\pi N \varphi_a^2$ и $m = 2$, некристаллических $R_0 = 1$ и $m = n$.

Если при хаотическом распределении кристаллов необходимая площадь поверхности мембраны равна φ_a , а длина каналов пор l_n , то $R_0 = l_n / \varphi_a$. Если кристаллы имеют кубическую форму с длиной грани l_k , то $\varphi_k = \pi l_k^3$.

Так как кристаллические и аморфные участки в полимере изменяются, то число каналов принимают равным числу кристаллов, находящихся на единице площади поверхности мембраны, равной $n_k^{2/3}$, где n_k — число кристаллов в единице объема несмоченного полимера. Если толщина слоев аморфного полимера между кристаллами невелика по отношению к l_k , то площадь поверхности каналов полимера равна $f_n = 2l_k l_n n_k$, а кристаллов $f_k = n_k l_k$. Откуда $l_n = 3n_k^{1/3} l_k = 3\varphi_c^{1/3}$, и тогда

$$R_0 = 3\varphi_c^{1/3} / \varphi_a. \quad (4.44)$$

Полагая $z = (\delta_p - x) / \delta_p$ и $\varphi_a = \varphi_a - \Delta\varphi_a z^k$, находим

$$R_\Gamma R_0 \delta_p \int_{\varphi_{a1}}^{\varphi_{a2}} \frac{\varphi_a^m (\varphi_{a2} - \varphi_a)^{(1-k)/k}}{k \Delta\varphi_a^{1/k}} d\varphi_a. \quad (4.45)$$

После интегрирования получим

$$R_\Gamma = R_0 \delta_p F(\varphi_a)_m, \quad (4.46)$$

в котором

$$F(\varphi_a)_m = \varphi_{a2}^m \left(1 - \frac{\Delta\varphi_a}{\varphi_{a2}}\right)^{m+1} \left[1 + \sum_{j=1}^{\infty} \left(\frac{\Delta\varphi_a}{\varphi_{a2}}\right)_j^i \prod_{i=1}^i \left(\frac{m+1/(k+1)}{1/(k+i)}\right)\right].$$

В пределах реальных $\varphi_c > 0,5$ и общей доле воды в фазе аморфного полимера $\varphi_a < 0,5$ последняя зависимость упрощается и имеет вид $F(\varphi_a)_m = \Phi_a^m$, где $\Phi_a = \int_{z=0}^1 \varphi_a dz = (k\varphi_{a2} - \varphi_a) / (1+k)$. Индек-

сы 1 и 2 относятся к верхнему и нижнему потокам.

Для толщины мембраны

$$\delta_p = \delta \int_{z=0}^1 [(\varphi_a + \varphi_a \varphi_c) / \varphi_a]^{1-n} dz, \quad (4.47)$$

или с достаточной точностью

$$\delta_p = \delta [(\varphi_a + \Phi_a \varphi_c) / \varphi_a]^{1-n}. \quad (4.48)$$

Толщину мембраны из некристаллических полимеров рассчитывают по формуле

$$\delta_p = \delta \Phi_a^{n-1}. \quad (4.49)$$

В предположении, что $m=2$ для полукристаллических и $m=n$ для некристаллических полимеров, находят соответственно

$$\begin{aligned} R_r &= R_0 \delta (\varphi_a + \Phi_a \varphi_c)^{1-n} \Phi^{1+n}; \\ R_r &= R_0 \delta \Phi_a^{2n-1} \end{aligned} \quad (4.50)$$

Первое уравнение относится к мембранам с высокой степенью кристаллизации. При кристаллизации, равной 0,7, при подсчете по формуле (4.44) $R_0 \approx 10$. Показатель n в приведенных выше уравнениях характеризует степень анизотропии при набухании. Если мембрана расположена на жестком основании, которое препятствует расширению площади поверхности, то набухание может привести не только к уменьшению толщины мембраны ($n=0$), но и к растяжению по всем направлениям ($n=2/3$) при свободном креплении мембраны или ненабухающей подложке.

Практически величина n имеет среднее значение. В полимерах с высокой степенью кристаллизации кристаллы могут ограничивать расширение материала аморфного полимера в определенном направлении при направленной их ориентации, что требует определять n экспериментально.

Первое уравнение (4.50) характеризует падение сопротивления геометрической диффузии с набуханием для полукристаллических полимеров. Это уменьшение менее выражено при анизотропном набухании. Второе указывает на его снижение при изотропном набухании. При значительном анизотропном набухании (малые n) R_r увеличивается при восходящем движении исходного продукта из-за увеличения толщины мембраны. Градиент концентрации внутри мембраны определяет величина k , которая на основе зависимости (4.37) выражается в виде

$$J_i R_0 \int_{x=0}^{\delta_p} (\varphi_a)_r dx = J_i R_0 \delta_p \sum_{r=m}^{\infty} (\varphi_a)_r = - \int_{a_i}^{a_i^2} D_i \frac{\varphi_i}{\varphi_b} d \ln a_i, \quad (4.51)$$

если положить

$$1/\varphi_b = 1/(1 - \varphi_a) = 1 - \sum_{r=1}^{\infty} (\varphi_a)_r.$$

После преобразования с исключением величины $J_i R_0 \delta_p$ получаем

$$\sum_{r=m}^{\infty} F(\varphi_a)_r / F(\varphi_a)_m = \int_{a_i}^{a_i^2} D_i \frac{\varphi_i}{\varphi_b} d \ln a_i / \int_{a_i}^{a_i^2} D_i \varphi_i d \ln a_i. \quad (4.52)$$

При задании граничных условий на мембране находят правую часть уравнения (4.52) и затем с использованием ЭВМ итерациями находят значение k с учетом (4.45).

Расчетами установлено, что для обратного осмоса при давлении 0—1 МПа значение $k = 1 \div 0,85$.

Решение правого интеграла уравнения (4.37) требует знания соотношений между концентрацией, активностью и диффузией воды внутри мембраны. Конечное уравнение для определения активности имеет вид

$$\ln a_i = \ln \left(\frac{z_i}{z} \varphi_i \right) + 1 + \frac{v_i}{v} \frac{z_i}{z} \varphi_b + \frac{v_i}{k_i} \varphi_a^{2/3} + \frac{\Delta h_i}{RT}, \quad (4.53)$$

где z , z_i — средний объем полимера и продукта в аморфной фазе; $v = \frac{1}{\varphi_b} \sum_i \varphi_i / v_{ij}$; k_i — константа, оценивающая действие упругой деформации аморфных полимерных цепочек.

Парциальная молярная энтальпия запишется в виде

$$\Delta h_i = v_i \left(\sum_j (\Delta_i - \Delta_j) \varphi_j \right)^2,$$

где Δ — периметр растворимости компонента.

Диффузионность компонента в многокомпонентной смеси можно записать как

$$D_m = \varphi_i D_{m_i}^0 + (1 - \varphi_i) D_m^0. \quad (4.54)$$

Величины в этой зависимости рассчитываются по уравнениям

$$\ln D_m^0 = \sum_{j=2}^n \frac{\varphi_j}{1 - \varphi_i} \ln D_j^0;$$

$$\ln D_{m_i}^0 = \sum_{j=2}^n \frac{\varphi_j}{1 - \varphi_i} \ln D_{ji}^0.$$

Решение приведенных уравнений выполняется с помощью ЭВМ.

Ю. И. Дытнерский и Р. О. Кочаров [8] разработали метод технологического расчета, построенный на изучении селективности и проницаемости мембран для различных концентраций растворенных веществ и гидродинамической модели течения раствора в модуле, характеризующийся большой универсальностью, так как он остается справедливым для модулей любого типа.

Геометрические размеры мембранных модулей зависят от гидродинамических условий, материала мембран и конструктивного решения. Как отмечалось в гл. 3, в типовых выпускаемых фирмами модулях их диаметры и длина в значительной степени определились. Длину каналов для рулонных модулей выбирают

исходя из ширины полос мембран, для трубчатых модулей — из технологических возможностей производства отдельных труб, модулей на полых волокнах — от способа укладки, для фильтр-прессовых модулей — из условий удобства обслуживания и рациональности конструкции. Ширина напорного канала ограничена размерами мембраны, длиной дренажного канала, потерями давления поступающей на опреснение воды.

Важное значение в конструкции модуля имеют дренажные устройства, так как правильный их расчет и использование влияют на его производительность. Они должны обеспечивать стабильный отвод воды от мембран с обеспечением их заданной селективности и водопроницаемости при непрерывной работе под давлением. Поэтому эти устройства должны удовлетворять следующим требованиям:

- 1) химическая стойкость к соленой и морской воде;
- 2) минимальное гидравлическое сопротивление потоку получаемой воды;
- 3) постоянство гидравлического сопротивления при работе под давлением;
- 4) хорошее качество поверхности (гладкость, мелкопористость);
- 5) высокая плотность укладки мембранного слоя;
- 6) достаточная механическая прочность;
- 7) низкая стоимость.

В фильтр-прессовых модулях дренажные устройства выполняются из пористых полимерных материалов, металлических сеток, мелкопористых желобов, тканей. Для рулонных модулей дренажи изготавливаются из многослойной ткани и плетеных сеток. Дренажным устройством в трубчатых модулях служит пористая стенка трубы с покрытием наружной и внутренней поверхности поддерживающим слоем. В модулях с полыми волокнами эту функцию выполняют стенки капилляров волокон. Модули с трубчатыми и плоскими мембранами имеют дренажную систему из поддерживающего слоя и дренажа. Такое устройство позволяет гарантировать постоянный отвод воды от мембраны к дренажу и сохранение ее поверхности от продавливания в поры дренажа.

При конструировании модулей необходимо учитывать гидродинамические условия в напорных камерах, их действие на потери напора, концентрационную поляризацию. Должны рассматриваться оптимальные схемы соединений фильтрующих элементов в модулях и блоках.

При оценке гидродинамических особенностей модуля прежде всего следует определить гидравлические сопротивления напорного канала, мембраны и дренажа, так как от этого зависит эксплуатационная надежность всего блока. Гидравлическое сопротивление напорного канала модуля рулонного типа при движении исходной воды вдоль канала с турбулизатором опреде-

ляется уравнением

$$dp/dx = \mu V_{\phi}(x)/J_m = \mu G(x)/2bJ_m, \quad (4.55)$$

где b — высота канала; $J_m = k\mu/\rho g$ — коэффициент проницаемости мембраны; k — коэффициент фильтрации; μ — вязкость исходной воды; $V_{\phi}(x)$ — скорость прохода воды через мембрану вдоль канала.

Если $V_{\phi} = \text{const}$, то зависимость расхода от длины канала

$$G(x) = G_p + 2V_{\phi}(l-x), \quad (4.56)$$

где l — длина канала; G_p — минимальный выход рассола. Решая (4.55), получаем гидравлическое сопротивление в напорном канале

$$\Delta p = p_{\text{вх}} - p_{\text{вых}} = \frac{\mu}{2bJ_m} (G_p l + V_{\phi} l^2). \quad (4.57)$$

При расчетах обычно задаются величинами G_p и максимального выхода пресной воды G_0 , первая из которых зависит от типа турбулизатора, а вторая от концентрации исходной воды. Доля опресненной воды на выходе из модуля определяется так:

$$\varepsilon_x = (G_0 - G_p)/G_0 = 2V_{\phi}l/(2V_{\phi}l + G_p^{\text{мин}}). \quad (4.58)$$

Для опреснительных установок $\varepsilon_x = 0,5 \div 0,8$. Длина канала в соответствии с (4.58) будет равна:

$$l = \varepsilon_x G_p^{\text{мин}}/[2(1 - \varepsilon_x)V_{\phi}].$$

В конечном виде уравнение (4.57) после подстановки l запишется так:

$$\Delta p = E \frac{\mu}{4V_{\phi}} \frac{\varepsilon_x(2 - \varepsilon_x)}{(1 - \varepsilon_x)^2}, \quad (4.59)$$

где коэффициент, характеризующий эффективность турбулизатора, имеет вид

$$E = G_p^2 / (2bJ_m) = (0,6 \div 1,9) \cdot 10^4 \text{ см}^3/(\text{см}^2 \cdot \text{с}).$$

Потерю давления в модуле можно легко оценить по скорости потока в канале, профиль которой известен. Если рассмотреть движение элемента в потоке жидкости в плоском канале, то дифференциальное уравнение для него запишется как:

$$\partial \tau / \partial y - F(U) - \partial p / \partial x = 0, \quad (4.60)$$

где τ — касательное напряжение на стенке элемента, Па/м²; $F(U)$ — сила, действующая на единицу объема, Па/м³; p — давление, Па.

Величина силы $F(U)$ по уравнению Д'Арси выражается в виде

$$F(U) = \gamma_D \eta U, \quad (4.61)$$

где η — коэффициент динамической вязкости, кг/(м·с); U — скорость потока, м/с; γ_D — коэффициент, 1/м².

Касательное напряжение находится по формуле

$$\tau = \rho(\nu + \varepsilon_\tau) dU/dy, \quad (4.62)$$

где ρ — плотность жидкости, кг/м^3 ; ν — кинематическая вязкость, $\text{м}^2/\text{с}$; ε_τ — коэффициент турбулентной вязкости и турбулентного переноса количества движения, $\text{м}^2/\text{с}$.

Если принять, что профиль скорости в канале подобен универсальному профилю скоростей при течении жидкости в трубах, в предположении, что по твердой поверхности стенки в слое жидкости течение ламинарное, а турбулентное течение при наличии сетки в модуле имеет место в потоке, то распределение скоростей в последнем можно выразить известным уравнением вида

$$U^+ = a + b \ln y^+,$$

где U^+ — безразмерная скорость, а y^+ — безразмерное расстояние от стенки; a , b — эмпирические константы; $y^+ = U^* y / \nu$; $U^* = (\tau_{\text{ст}}/\rho)^{1/2}$, здесь $\tau_{\text{ст}}$ — касательное напряжение у стенки.

Для полного развития потока допускаем, что dp/dx не изменяется по вертикальной оси потока y , и, принимая

$$Y = y/h; \quad m = b \gamma_D U^* h / \nu; \quad \beta^2 = \gamma_D h^2,$$

а падение давления по длине канала $\Delta p = -\frac{h^2}{\eta} \frac{dp}{dx}$, уравнение (4.60) преобразуем в виде

$$(1 - mY) \frac{D^2 U}{dY^2} + m \frac{dU}{dY} - \beta^2 U + \Delta p = 0, \quad (4.63)$$

для которого h — половина проходного сечения канала.

При граничных условиях $U=0$; $Y=0$; $dU/dY=0$; $Y=1$ и после введения $W = U - \Delta p/\beta^2$ и $\chi = \frac{2\beta}{m}(1 + mY)^{1/2}$ (4.63) можно записать в виде

$$\chi^2 d^2 W/d\chi^2 + \chi dW/d\chi + \chi^2 W = 0. \quad (4.64)$$

С использованием функций Бесселя решение уравнения ищется в виде

$$U = \Delta p/\beta^2 + C_1 I_0(\chi) + C_2 K_0(\chi).$$

Константы C_1 и C_2 находятся из преобразованных начальных условий

$$U=0; \quad \chi = \chi_0 \equiv \frac{2\beta}{m};$$

$$\frac{dU}{dx} = 0; \quad \chi = \chi_1 \equiv \frac{2\beta}{m}(1 + m)^{1/2},$$

откуда

$$U = \frac{\Delta p}{\beta^2} \left[1 - \frac{K_1(\chi) I_0(\chi) + I_1(\chi_1) K_0(\chi)}{K_1(\chi_1) I_0(\chi_0) + I_0(\chi_1) K_0(\chi_0)} \right]. \quad (4.65)$$

Так как $F(U)$ пропорциональна скорости, то при интегрировании (4.61) в пределах $y=0$ до $y=h$ получим

$$-hdp/dx = \tau_m + \gamma_D h \eta \Delta U, \quad (4.66)$$

где ΔU — изменение скорости в канале; τ_m — касательное напряжение на стенке мембраны.

После преобразований

$$\Delta U = \frac{\Delta p}{\beta^2} - \frac{1}{\beta^2} \frac{dU}{dY} \Big|_{y=0} = \frac{\Delta p}{\beta^2} \left\{ 1 + \frac{K_1(\chi_1) I_0(\chi_0) - I_1(\chi_1) K_1(\chi_0)}{\beta [K_1(\chi_1) I_0(\chi_0) + I_1(\chi_1) K_0(\chi_0)]} \right\}; \quad (4.67)$$

$$\frac{U}{\Delta U} = \frac{K_1(\chi_1) [I_0(\chi_0) - I_0(\chi)] + I_1(\chi_1) [K_0(\chi_0) - K_0(\chi)]}{K_1(\chi_1) \left[I_0(\chi_0) + \frac{I_1(\chi_0)}{\beta} \right] + I_1(\chi_1) \left[K_0(\chi_0) - \frac{K_1(\chi_0)}{\beta} \right]}. \quad (4.68)$$

По рекомендациям В. Фокке и П. Нуйдженса при построении профиля скорости возможны три случая: 1) $m \rightarrow 0$, и турбулентная вязкость отсутствует; 2) $\gamma_D \rightarrow 0$, и потери на сетке отсутствуют; 3) $\gamma_D m \rightarrow 0$, и нет сетки.

Для первого случая значения (в предположении изменения χ , χ_0 , χ_1 , $m \rightarrow 0$) функций Бесселя можно представить как

$$I_0(\chi) \sim I_1(\chi) \sim \exp(\chi) / \sqrt{2\pi\chi};$$

$$K_0(\chi) \sim K_1(\chi) = \exp(\chi) \sqrt{2/\pi\chi}.$$

После замены в уравнении (4.68) данных и некоторых упрощений в форме

$$\frac{\cosh(\chi_1 - \chi_0) - (\chi_0/\chi)^{1/2} \cosh(\chi - \chi_1)}{\cosh(\chi_1 - \chi_0) - \sinh(\chi_1 - \chi_0)/\beta}$$

при условиях $\lim_{m \rightarrow 0} \chi_0/\chi = 1$; $\lim_{m \rightarrow 0} \chi - \chi_0 = \beta Y$; $\lim_{m \rightarrow 0} \chi_1 - \chi = \beta$ получим,

$$\text{что} \quad \frac{U}{\Delta U} = \frac{1 - \cosh[\beta(1 - Y)] / \cosh \beta}{1 - \tanh \beta / \beta}. \quad (4.69)$$

Для случая, когда $k \rightarrow 0$, и принимая χ_1 , χ_0 , χ стремящимися к нулю, полагают

$$I_0(\chi) \approx 1 + \frac{\chi^2}{4} + O(\chi^4);$$

$$I_1(\chi) \approx \frac{\chi}{2} + \frac{\chi^3}{16} + O(\chi^5);$$

$$K_0(\chi) \approx -\xi - \ln \frac{\chi}{2} + \left(1 - \xi - \ln \frac{\chi}{2} \right) \frac{\chi^2}{4} + O(\chi^4);$$

$$K_1(\chi) \approx \frac{1}{\chi} \left(\xi - \frac{1}{2} + \ln \frac{\chi}{2} \right) + \left(\xi - \frac{5}{4} + \ln \frac{\chi}{2} \right) \frac{\chi^3}{16} + O(\chi^5).$$

Тогда, если обозначить $\chi_1 = \chi_0(1+m)^{1/2} = \sigma\chi_0$, $\chi = \chi_0(1-mY)^{1/2} = \alpha\chi_0$, исключить значения $O(1/\chi_0)$, $O(\chi_0)$ и $O(\chi_0^2)$, то (4.68) приведет к виду

$$\frac{U}{\Delta U} = \frac{(1-\alpha^2) + 2\sigma \ln \alpha}{\frac{2m+1}{m} + 2\sigma^2 \frac{m+1}{m} \ln \sigma - \sigma - \frac{\sigma^4}{2m}}; \quad (4.70)$$

$$\frac{U}{\Delta U} = \frac{m(m+1) \ln(mY+1) - mY}{(m+1)^2 \ln(m+1) - 1,5m^2 - m}. \quad (4.71)$$

Последнее уравнение справедливо для случая, когда модуль имеет сетки. При γ_D , $m \rightarrow 0$ характер изменения скорости описывается зависимостью

$$U/\Delta U = 3Y - 1,5Y^2. \quad (4.72)$$

На рис. 4.8 построен в соответствии с приведенными уравнениями профиль скорости для течения в канале, содержащем сеточный турбулизатор для различных значений m и β .

Важным параметром при массообмене является пристенный градиент скорости $\left. \frac{1}{\Delta U} \frac{dU}{dY} \right|_{y=0}$. При $m \rightarrow 0$

$$\left. \frac{1}{\Delta U} \frac{dU}{dY} \right|_{y=0} = \frac{\beta \operatorname{tgh} \beta}{1 - \operatorname{tgh} \beta / \beta},$$

для $\beta \rightarrow 0$ он находится как $\frac{m^3}{(m+1)^2 \ln(m+1) - 1,5m^2 - m}$,

а в случае $m \rightarrow 0$ и $\beta \rightarrow 0$ значение градиента равно 3.

При известной скорости в канале потеря напора в модуле с достаточной точностью рассчитывается по уравнению

$$\Delta p = 1,4 U_0^{1,85}. \quad (4.73)$$

Уравнения для определения значений гидравлических потерь для модулей трубчатого типа предложены А. А. Ясминовым

$$\frac{d\varphi}{d\xi} = - \frac{0,158 \rho v^{0,25} U_0^{1,75}}{d_m^{0,25} (p_0 - p_\Phi)} \varphi^{1,75}, \quad (4.74)$$

где

$$\varphi = \frac{p - p_\Phi}{p_0 - p_\Phi}; \quad \xi = \frac{x}{d_\tau}; \quad \varphi = \frac{U_{cp}}{U_0};$$

d_τ — диаметр трубки.

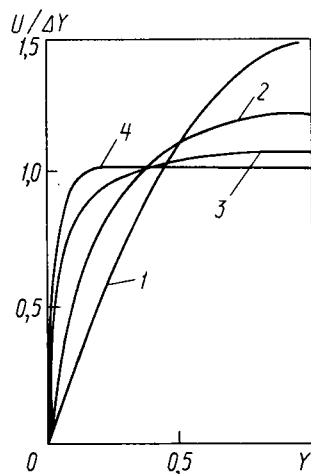


Рис. 4.8. Профиль скорости при тчении в канале мембраны:

1 — $\beta^2=0$; $m=0$; 2 — $\beta^2=10$; $m=10$; 3 — $\beta^2=1$; $m=1000$; 4 — $\beta^2=1000$; $m=1$

Решая это уравнение, получаем

$$p = p_0 - \frac{0,0143 \rho v^{0,25}}{d_\tau^{0,25} V_\Phi} = U_{\text{ср}}^{2,75}. \quad (4.75)$$

Если в модуле имеется турбулизатор, то

$$\frac{d\varphi}{d\xi} = \frac{-0,158 \rho v^{0,25} U_0^{1,75}}{b(p - p_\Phi)} \varphi^{0,75}, \quad (4.76)$$

где

$$b = \frac{1}{2}(1 - s/d_\tau) \left(\frac{d_\tau - s}{2} \right)^{0,25};$$

s — сторона квадрата сетчатого турбулизатора.

При расчете гидродинамического режима модуля не учитывается то обстоятельство, что часть движущегося потока всасывается мембраной, что сказывается на коэффициенте трения и турбулизации жидкости. Растворенные вещества опресняемого потока в меньшей степени достигают поверхности раздела, а поляризованные сносятся с поверхности мембраны, что увеличивает обратную диффузию и ухудшает массоперенос.

Химическая структура мембраны также уменьшает взаимодействие между растворенными веществами и мембраной и отрицательно влияет на концентрационную поляризацию. Следовательно, движущие силы потока в модулях различного типа зависят от большого числа факторов и, в частности, от вязкостного сопротивления и поверхностного трения жидкости, текущей внутри пористой трубы, которые при всасывании должны оцениваться с учетом влияния поперечного потока и захвата коллоидных взвесей. Система уравнений при изотермических условиях, определяющая перенос и сорбцию в мембране при допущении, что процесс стационарный, т. е. ρ , μ и D_i постоянны, диффузия растворенных веществ незначительна, существует небольшой перенос объема жидкости за счет гравитации $V_\Phi \ll U_0$ по определению Г. Бельфорта и Н. Нагата [63] для скорости потока, движущегося в трубке модуля при отсутствии просачивания, имеет вид

$$U_0 = - \frac{C_0}{2\mu} \left(\frac{\sigma_0^2 + 2\alpha'\sigma_0}{1 + \alpha'\sigma_0} \right) \frac{dp}{dz}, \quad (4.77)$$

где $\sigma_0 = 2r_\tau/\sqrt{C_0}$; r_τ — радиус трубы; α' — безмерная координата.

Скорость фильтрования находится по уравнению

$$V_\Phi = - C_0 \Delta p / \mu. \quad (4.78)$$

При принятых $r_\tau = 0,5 \cdot 10^{-3}$ м и $\alpha' = 0,1$ для процесса обратного осмоса $V_\Phi = 3 \cdot 10^{-5}$ м/с, $\Delta p = 4 \cdot 10^6$ Па, $C_0 = 1,5 \cdot 10^{-21}$.

Если перенос происходит со всасыванием загрязненного опресняемого потока мембраной, то скорость V_ϕ равна:

$$V_\phi = \left[1,3 \left(\frac{D_t}{d_\tau L} \right)^{0,33} \ln \frac{b_v}{b_n} \right] U_0^{0,33} + 5C_0 \frac{r_c}{v} \left(1 - \frac{r_i}{d_\tau} \right) U_0^2, \quad (4.79)$$

где L — длина трубки модуля; r_i — радиус в любом сечении модуля; r_c — радиус коллоидной частицы; U_0 — скорость жидкости на входе; d_τ — диаметр трубки.

Коэффициент $C_0 = 2D_t^{0,5}(\pi t)^{0,5}$, где D_t — коэффициент диффузии; t — время.

В зависимости (4.79) рассматривается развитый поток, для которого потерями на входном участке пренебрегают, падение давления в боковом направлении незначительное, всасывание однородное, задержка массы растворенных веществ в пограничном слое мала. Экспериментальная проверка коэффициента трения ξ_τ при рассмотрении течения в обычной и пористой трубах с использованием вышеприведенных уравнений показала, что ξ_τ при отсутствии поперечного течения через мембрану ($Re_\phi = 0$) значительно ниже, чем для последней. Переход от ламинарного к турбулентному потоку наступает при $Re = 4000$ (а не при 2100, как в обычных трубах), при этом в ламинарном режиме ξ_τ возрастает до максимума при $Re_\phi = 0,23 \div 0,33$ и начинает снижаться с ростом его до двух. Для турбулентного течения этого не наблюдается. В пористых трубках по сравнению с обычными имеет место падение давления на поверхности при одновременном его увеличении из-за уменьшения количества движения текущей жидкости.

Коэффициент трения с массопереносом ξ_τ и без него $\xi_{0\tau}$ описывается зависимостью

$$\xi_\tau / \xi_{0\tau} = 1,2 - 40 Re_\phi / Re, \quad (4.80)$$

где Re_ϕ — число Рейнольдса, определяемое скоростью фильтрации V_ϕ , а Re — то же скоростью на входе в трубу или канал U_0 .

В напорных каналах в виде пористых труб или плоских щелей необходимо поддерживать низкий уровень концентрационной поляризации, которая определяется свойствами мембраны, режимом и скоростью потока исходной воды и размером канала.

Реально реализуемый поток в модуле носит турбулентный характер, организации которого способствуют специально встроенные элементы. Применительно к турбулентному режиму в напорном канале можно выделить ядро потока, где происходит его турбулизация, ламинарный околослойный слой с градиентами скоростей и концентрации растворенных веществ.

Равновесие в установившемся режиме движения вещества из ядра потока из-за фильтрования воды и отвод его от мембраны в процессе диффузии описываются уравнением

$$V_\phi b_p + D_i db_p / dy = 0, \quad (4.81)$$

где D_i — коэффициент диффузии соли в растворе; b_p — концентрация растворенного вещества в растворе.

При селективности $R_c = 1$ и модуле прямого трубчатого типа решение, полученное Ю. Шервудом, имеет вид

$$P_k = \frac{b_m}{b_p} \exp \left(\frac{35 V_{\Phi} y^{0,42} d_{\tau}^{0,25}}{D_i^{0,67} U_{cp}^{0,75}} \right). \quad (4.82)$$

Здесь b_m — концентрация растворенного вещества в околослойном слое. При $R_c < 1$ и турбулентном режиме

$$P'_k = \frac{P_k}{R_c + (1 - R_c) P_k}. \quad (4.83)$$

Определяющими величинами для уровня концентрационной поляризации являются величины U_{cp} и V_{Φ} .

Для плоского канала Л. Дреснер [57] анализирует изменение P_k при ламинарном течении с учетом ее возрастания от единицы на входе до конечного значения по длине.

На входе в канал при $e < 0,02$ $P_k = 1 + 1,546 e^{1/3}$, и если $e > 0,02$, то $P_k = 1 + e + 5|1 - \exp(-\sqrt{e/3})|$.

В этих зависимостях $e = U_{cp} L H / (3 V_{\Phi} D_i^2)$. Внутри канала при $D_i / (U_{cp} H)$ $P_k = 1 + 1/3 (D_i / U_{cp} H)^2$, и если $D_i / (U_{cp} H) > 0,5$, то $P_k = \exp(0,4 U_{cp} H / D_i)$. Характерной особенностью для канала, образованного двумя мембранами, следует признать зависимость P_k от таких его параметров, как скорость фильтрования и высота H . Влияние U_{cp} на P_k не проявляется. Длина входной зоны зависит от скорости потока в канале, его высоты и свойств мембранного материала. По данным Ф. Н. Карелина в каналах высотой до 0,5 мм при выработке 0,5 м³/(м²·сут) входная зона достаточно мала, что подтверждает возможность использования приведенных уравнений. При наличии турбулизирующих вставок на величину P_k в меньшей степени влияет высота канала, и, как установлено А. Б. Косминским, ее уровень определяет скорость потока ($P_k \sim U_{cp}^{-0,9}$).

Гидравлическое сопротивление мембраны складывается из суммы сопротивлений материала мембраны и концентрационной поляризации $r_m = r_{m,m} + r_{k,p}$. Это сопротивление зависит от структуры мембраны, физико-химических свойств пограничного слоя и осадкообразования. Поток жидкости, продавливаемой через мембрану, равен:

$$G = \Delta p_m / r_m, \quad (4.84)$$

где Δp_m — падение давления на мембране.

Экспериментальными исследованиями [16] установлено, что при малой концентрации поляризации

$$G = 0,83 \Delta p_m G_n^{0,44} / (b_n^{0,04} r_{m,m}^{0,89}). \quad (4.85)$$

Здесь $r_{м.м}$ — сопротивление материала мембраны; G_n — расход исходной воды.

При выпадении осадка выход чистой воды определяется по уравнению

$$G_1 = \frac{\varepsilon^{8/3} d_r \Delta p_m}{72 \eta (1 - \varepsilon) \delta_c}, \quad (4.86)$$

где ε — пористость мембраны; η — эффективная вязкость; δ_c — толщина слоя осадка; d_r — средний диаметр частиц.

Величина концентрационной поляризации в предположении $G_1 = \Delta p / (r_{к.п} \delta_c)$ при движущей силе в процессе обратного осмоса, равной, $\Delta p = p - \Delta \pi$, находится так:

$$r_{к.п} = \frac{72}{d_r} \eta \frac{(1 - \varepsilon)}{\varepsilon^{8/3}}. \quad (4.87)$$

Процесс фильтрования при отложении слоя осадка по выводам Ю. И. Дытнерского можно выразить уравнением

$$\frac{dv_b}{d\tau} = \frac{\Delta p_m}{r_{м.м} + r_{к.п} v_b b'_p / (1 - b'_p)}, \quad (4.88)$$

где v_b — объем получаемой воды; τ — время; b'_p — объемная доля растворенного вещества в исходной воде.

Интегрирование этого уравнения позволяет определить удельное сопротивление слоя как функцию v_b и времени фильтрования τ

$$\frac{\tau}{v_b} = \frac{r_{к.п} v_b b'_p / (1 - b'_p)}{2 \Delta p_m} + \frac{r_{м.м}}{\Delta p_m}. \quad (4.89)$$

Снижения осадкообразования можно достичь повышением скорости потока, рабочего давления и установкой турбулизаторов, но последние с ростом давления перестают влиять на изменение величины $r_{к.п}$. По аналогии с вышеприведенной методикой Р. Бакер и др. [62] предлагают рассматривать процесс фильтрования при наличии осадка в виде зависимости

$$J_n = \frac{1}{F} \frac{dv_b}{d\tau} = \frac{\Delta p_m}{\mu (r_{м.м} + r_0)}, \quad (4.90)$$

где F — площадь мембраны, m^2 ; μ — вязкость, $Pa \cdot c$; $r_0 = \alpha_r g$; g — относительная доля осадка на единице площади мембраны, kg/m^2 ; α_r — удельное сопротивление, m/kg .

Относительная доля осадка может быть рассчитана как $g = b_n v_b \tau$.

После интегрирования получим, что

$$\frac{\tau}{v_b} = \frac{r_{м.м} \mu}{\Delta p_m F} + \frac{b_n \alpha_r \mu v_b}{2 \Delta p_m F^2}. \quad (4.91)$$

Удельное сопротивление

$$\alpha_r = 180 (1 - \varphi) / \rho_r d_r^2 \varphi^3,$$

где ρ_r — плотность частиц, кг/м³; φ — пористость слоя. Экспериментальная проверка этих соотношений показала, что выход фильтрата зависит от скорости фильтрования $J_n = 266 V_\phi$; $g = 0,17 V_\phi^{-2}$; $\alpha_r = \alpha_0 \Delta p_m^{0,4}$, где α_0 — сопротивление чистой мембраны.

Эти выражения получены при варьировании $\Delta p_m = 30 \div 170$ кПа; $V_\phi = 2 \div 5$ м/с.

Анализ характера изменения зависимостей $\alpha_r = f(\Delta p_m)$ и $\alpha_r = f(J_n)$ показывает, что при малых Δp_m наблюдается снижение α_r до $1,8 \cdot 10^{-13}$ м/кг. Минимум достигается при $\Delta p_m = 90$ кПа, а затем с повышением Δp_m происходит нарастание удельного сопротивления до значения, близкого $3 \cdot 10^{-13}$ м/кг. Эти характеристики установлены при $V_\phi = 2,7$ м/с. Размер осаждаемых частиц при опытах меняли от 0,2 до 7,3 мкм при процентном содержании 10—95%, время осаждения от 5 до 60 мин. Обнаружено, что при малых толщинах осадка в уравнении преобладающую роль играет сопротивление мембраны. Главное значение при фильтровании имеет скорость V_ϕ , так как с ее ростом J_n увеличивается при одновременном уменьшении g . Этот вывод получен при $p = 90$ кПа.

Как уже отмечалось, в конструкции модуля важной деталью является дренаж, исполнение которого может быть различным. Одним из требований к дренажным устройствам должно быть обеспечение низкого гидравлического сопротивления материала, из которого он изготовлен.

Рост гидравлических потерь может привести к падению селективности мембран, а также выработки модуля.

Расчет потери напора в дренаже ведется на основе уравнений ламинарной и турбулентной фильтрации в пористых телах с учетом конструктивных особенностей и проницаемости. Потеря напора определяется как разность рабочего давления p и давления переноса через мембрану при заданном коэффициенте водопроницаемости k_0 мембраны, м/(с·Па):

$$\Delta p_d = p - \left(\frac{G}{k_0} + \Delta \pi \right), \quad (4.92)$$

где $\Delta \pi$ — разность осмотических давлений исходной и получаемой воды.

В соответствии с рекомендациями Ф. Н. Карелина коэффициент проницаемости дренажа $k_d = k_m \delta_d$, где δ_d — толщина дренажного материала, а k_m — коэффициент проницаемости последнего.

Закономерность, описывающая потери напора в дренаже, может быть представлена в виде

$$dp_d/dx = \eta G/k_d. \quad (4.93)$$

В любом сечении дренажа изменение расхода находится как:

$$dG/dx = k_0 (p_0 - p_l + p). \quad (4.94)$$

Здесь p_0 — паспортное давление мембраны; p_l — давление на расстоянии l от начала дренажа.

При рассмотрении совместно двух последних уравнений для граничных условий $p_{(x=0)}=0$; $p_{(x=l)}=p_l$ расход фильтрата равен:

$$G = \frac{k_0 p_0}{\sqrt{k_0 \eta / k_d}} \operatorname{th} \left(l_d \sqrt{\frac{k_0 \eta}{k_d}} \right), \quad (4.95)$$

где η — коэффициент динамической вязкости, Па·с; l_d — длина дренажного канала, м.

Удельная производительность мембраны по отношению к паспортной выразится в виде

$$q/q_0 = \operatorname{th} (l_d \sqrt{k_0 \eta / k_d}) / (l_d \sqrt{k_0 \eta / k_d}). \quad (4.96)$$

С достаточной точностью можно принять

$$l_d = 0,39 / \sqrt{k_0 \eta / k_d}.$$

Гидравлические потери в дренажном канале в допущении, что они изменяются со скоростью фильтрования через мембрану линейно, Ю. И. Дытнерский рекомендует определять из зависимости

$$dp_d/dx = 2V_{\phi} x / k_d, \quad (4.97)$$

согласно которой после интегрирования

$$\Delta p_d = V_{\phi} l_d^2 / k_d. \quad (4.98)$$

Это уравнение проверено экспериментально А. Б. Косминским, и найдены уравнения для коэффициентов проницаемости эла-

стичных дренажей $k_d = \frac{Ga\eta}{l_d \Delta p_d}$ и жестких $k'_d = \frac{G\eta \ln r_n / r_{вн}}{2\pi \Delta p_d}$, где a — ширина дренажного канала; r_n и $r_{вн}$ — наружный и внутренний радиусы дренажа цилиндрического типа.

При расчете модулей значения k_d можно принимать по данным [8].

Исследование указанных материалов позволило высказать мнение, что для рулонного типа модулей длина дренажного канала должна быть не более 2 и с полыми волокнами — 3 м при диаметре волокон 340 и 170 мкм.

Наряду с технологическими и конструктивными требованиями, которые необходимо обеспечить при проектировании и эксплуатации модуля установки обратного осмоса, важное значение имеет высокая надежность и устойчивость работы вспомогательных элементов, к числу которых следует отнести насосные агрегаты, турбоустановки для утилизации энергии водяного потока, фильтровальное и водоподготовительное оборудование, систему послеопреснительной обработки воды, аппаратуру автоматического регулирования всем процессом.

Каждый из этих элементов является необходимым дополне-

нием к принципиальной схеме установки обратного осмоса, и от его совершенства будет зависеть конечное качество получаемой воды. Это положение потребовало создания принципиально новых конструкций насосных станций, дополнительной разработки энергоиспользующей гидравлической турбины, способной потреблять часть энергии водяного потока на сбросе из установки, сложных и развитых схем фильтрования исходной воды.

Насосные агрегаты выполняют различные функции в агрегатно-технологической схеме установки. Они обеспечивают создание необходимого рабочего давления и подачу исходной воды к модульным блокам, поддерживают устойчивую циркуляцию и высокую скорость ее движения, производят дозировку химических реагентов, промывку блоков и фильтров.

При комплектовании опреснительных установок обратного осмоса наибольшее использование находят многоступенчатые центробежные насосы, отличающиеся высокой производительностью, высоким КПД и малыми габаритами. Выбор насосной установки определяет расход энергии на опреснение, и поэтому от ее совершенства зависит эффективность всей обратноосмотической схемы. Поэтому при разработке насосных агрегатов стремятся объединять их с таким устройством, как гидравлическая турбина, что позволяет снизить общие энергозатраты на эксплуатационное обслуживание.

Важное значение при подборе насосов играют антикоррозионные свойства материалов, из которых они выполнены, так как это влияет как на надежность работы самих насосов, так и на загрязнение модулей коррозионными выносами.

Три разновидности насосов выпускаются японской фирмой «Торишима» в одно- и многоступенчатом исполнении. Насосы серий НДАР и НДВР имеют производительность 580 м³/ч и 700 м³/ч соответственно при напоре 1400 и 1900 м, а серии КМ — 1200 м³/ч при напоре 800 м. Внутренний диаметр колес у первых от 40 до 150 мм, у вторых от 40 до 300 мм.

Опыт эксплуатации насосного оборудования показывает, что для целей обратного осмоса стандартные насосы не отвечают предъявляемым требованиям.

Турбонасосные агрегаты французской фирмы «Джуйнард» в течение многих лет находят применение в технологических схемах опреснения воды. Они состоят из многоступенчатого насоса и гидравлической турбины, развивают напор 700 м при производительности в 50—250 м³/ч. Конструктивно такой агрегат располагается в одном корпусе в отличие от раздельного (насос плюс турбина) или комбинированного принципа компоновки с турбиной Пельтона и имеет габариты и массу 4×1,2 м и 4 т; 6×1,8 м и 8 т при производительности 80 и 200 м³/ч соответственно, в то время как две другие модификации для тех же производительностей имеют 7,5×1,5 и 8 т; 9×2 м и 19,5 т.

В совмещенном варианте достигается ряд технических преимуществ: сокращается число питательных напорных патрубков, уменьшается количество лабиринтовых уплотнений, число ступеней при равной производительности снижается в насосной части до трех, в турбинной до двух. В отдельных схемах число ступеней в насосной части меняется от четырех до семи, в турбинной — от четырех до шести. Выигрыш получается и в потребляемой мощности. Для приведенных выше производительностей агрегатов типа ТРМДХ расход потребляемой энергии составляет 450 и 1300 кВт, а в двух других вариантах 640 и 2000 кВт.

Значительное преимущество перед горизонтальными конструкциями имеют насосы вертикального типа (см. рис. 3.11), так как они занимают меньшие площади, расположение их не стесняет обслуживание блока, магистральные коммуникации выносятся в подвальные помещения здания. В установках небольшой производительности используют винтовые насосы, которые характеризуются компактностью, бесшумностью работы и высоким КПД, развивают большой напор при заданной производительности. Их отличают такие достоинства, как стабильность режима, отсутствие пульсаций расхода при высоких давлениях (до 10 МПа), самовсасывание, простота и надежность. Изготавливаемые из нержавеющей стали, они обеспечивают хорошую коррозионную устойчивость, при высокой производительности создают напор в 60—90 м при одно- и двухступенчатом исполнении.

Предварительная обработка воды в установках обратного осмоса, как отмечено ранее, имеет очень большое значение, что требует ее оснащения сложной системой фильтрования исходной воды в целях удаления коллоидных частиц, бактерий и микроорганизмов. В качестве устройств, с помощью которых достигается очистка, применяются сетчатые, целлюлозные фильтры. На рис. 4.9, *а, б* представлены две разновидности схем подготовки воды перед подачей в опреснительный блок. В первой схеме фильтрование морской воды происходит на двух многослойных фильтрах, первый из которых отделяет грубые частицы, а второй окончательно очищает проходящую воду. Продуваются фильтры воздухом. Вторая схема содержит песчаный фильтр, а конечную водоподготовку производит ультрафильтрационная установка.

Многослойный фильтр первой схемы выполнен продавливаемым восходящим потоком диаметром 225 мм и высотой 3 м при скорости воды 10 м/ч и заполнен слоями от дна гравием размером частиц 30—40 мм, высотой слоя 100 мм, гравием 10—15 мм, высотой 200 мм, песком 2—3 мм, высотой 300 мм, песком 1—2 мм, высотой 1550 мм. Имеет сетку 80×80×50 мм. Доводочный фильтр, продавливаемый нисходящим потоком, того же диаметра, высотой 2 м заполнен песком, толщина слоя которого составляет 1300 мм. Во второй схеме фильтр высотой 2 м наполовину загружен песком, размер частиц которого 0,8—1,35 мм.

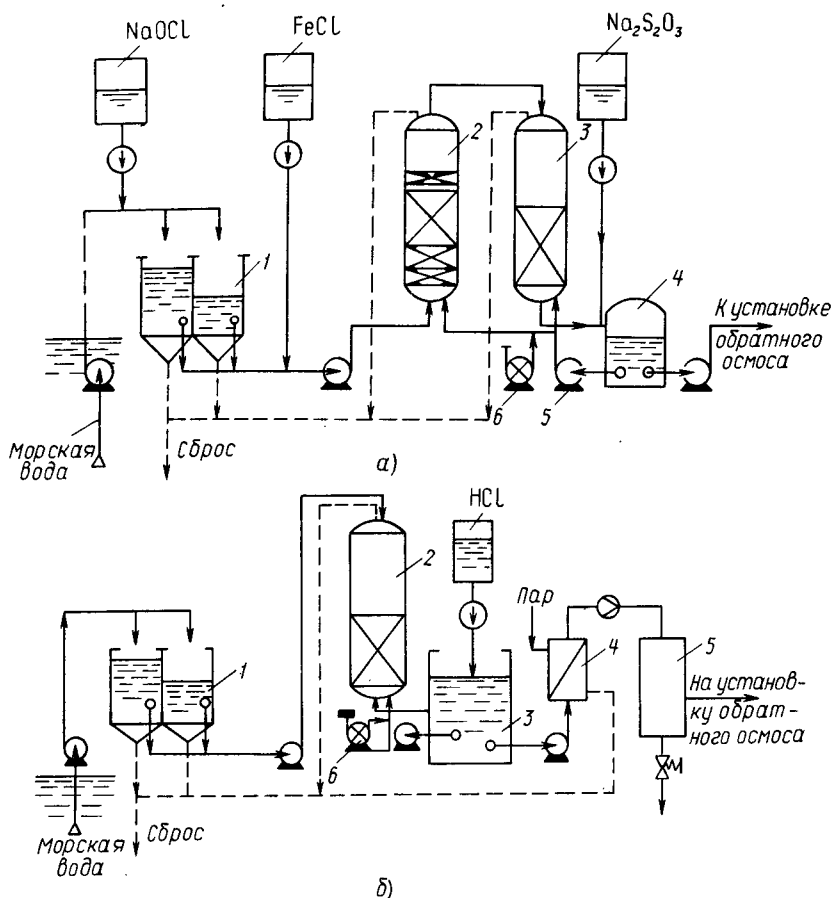


Рис. 4.9. Схема водоподготовки для установки обратного осмоса:

а — с двухступенчатым фильтрованием: 1 — отделитель осадков; 2 — многослойный фильтр; 3 — фильтр тонкой очистки; 4 — резервуар; 5 — перекачивающий насос; 6 — вентилятор; б — с ультрафильтрацией: 1 — отделитель осадков; 2 — песчаный фильтр; 3 — резервуар; 4 — подогреватель; 5 — ультрафильтрационный блок; 6 — вентилятор

Повышение надежности работы в схемах предварительной обработки достигается установкой блокирующих фильтров, способных при прорыве частиц с потоком защитить модульный блок. Высокоскоростной самоочищающийся сточный фильтр для отечественных модулей разработан Техэнергохимпромом [57]. Он автоматически промывается при перегрузке, рассчитан на давление 0,6 МПа и задерживает частицы, размер которых более 5 мкм, но его пропускная способность невелика.

Комплексная схема водоочистки до поступления в модули, сочетающая процессы эмульгирования, отделения, осаждения и

флотации, запроектирована в ФРГ. В ней используется контактный грязевой реактор. Поступающая вода подвергается наиболее сильной турбулизации для перемещения химикатов в ступени отделения и в меньшей степени при эмульгировании. Затем она перетекает в отстойник и уплотнитель осадка.

В качестве флокулянтов в этой схеме применяют соли железа или алюминия FeCl_3 , $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$. Принципиальные конструкции флотаторов типовые.

При рассмотрении принципиальных схем опреснительных установок обратного осмоса отмечалось, что их агрегатно-технологические схемы наряду с водоподготовкой по выделению загрязнений основного потока исходной воды содержат оборудование для улучшения физических характеристик получаемой воды.

К числу вспомогательных элементов обратноосмотических установок относится гидротурбина Пельтона, использующая энергию сбросного потока высокого давления. Необходимость в таких турбинах объясняется тем, что до 50% исходной воды, обладающей высокой потенциальной энергией, практически не используется, что сказывается на общей эффективности опреснения.

Турбина Пельтона (см. рис. 3.15) малогабаритна, проста и надежна в эксплуатации, а ее включение в состав технологической схемы создает условия для потребления части энергоресурса, необходимого для работы всей установки.

Если сравнить экономические показатели условной схемы производительностью $380 \text{ м}^3/\text{сут}$, в которой энергия потока не используется, то удельное потребление электроэнергии для нее составит $7,7 \text{ кВт} \cdot \text{ч}/\text{м}^3$ получаемой воды, а при наличии турбины Пельтона $4,2 \text{ кВт} \cdot \text{ч}/\text{м}^3$, т. е. уменьшится на 45%. Современная опреснительная установка оснащена большим количеством контролирующих и регулирующих приборов, позволяющих ей работать в автоматическом режиме с управлением по заданной программе от ЭВМ, предполагающей поддержание постоянного давления на модульных блоках независимо от колебаний температуры исходной воды и выработки мембран. Примером такой высокоавтоматизированной установки является бок производительностью $1200 \text{ м}^3/\text{сут}$, сооруженный Рурской компанией по водоснабжению в ФРГ [65]. На ЭВМ поступают 98 входных сигналов и 125 выдаются в систему управления. Компьютер в зоне водоснабжения управляет 100 величинами, 128 световыми и 89 звуковыми сигналами и 80 командами.

Он воспринимает от установки обратного осмоса 48 измеряемых и 4 расчетных параметра и подает на нее 10 команд. Результаты показаний приборов оцениваются каждые 15 с. Такой же контроль ведется и на фильтровальной установке. Вся информация автоматически записывается.

ЭЛЕКТРОДИАЛИЗНЫЕ ОПРЕСНИТЕЛЬНЫЕ УСТАНОВКИ

5.1. ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА ПРОЦЕССА ЭЛЕКТРОДИАЛИЗНОГО ОПРЕСНЕНИЯ

При опреснении воды наряду с дистилляцией и обратным осмосом как основными направлениями получения пресной воды в больших масштабах продолжают развиваться разработки наиболее совершенных систем электродиализных установок [6, 23, 42].

Принцип электродиализа как метод извлечения находящихся в объеме солей из растворов повышенной концентрации заключается в том, что при протекании через систему электрического тока возникает направленное движение ионов в растворе в соответствии со знаком их заряда. Это движение ионов прекратится, как только на аноде и катоде будет достигнут барьерный потенциал, при котором происходит нейтрализация ионами пластин анода и катода. При повышении этого напряжения ионы начнут разряжаться на контактных пластинах, при этом на катоде будут восстанавливаться ионы металлов и водород, который в газобразном состоянии удаляется из опресняемой воды, а гидроксильные ионы с ионами натрия образуют щелочь. На аноде происходит окисление ионов Cl^- , SO_4^{2-} и OH^- с выделением молекулярного кислорода и хлора с образованием серной и соляной кислот. Чтобы не допустить обратной реакции, вблизи анодных и катодных пластин устанавливают пористые перегородки, через которые свободно могут проходить ионы, и организуют непрерывное удаление воды из образованных этими перегородками электродных камер, при этом из катодной камеры будет выходить щелочная вода, а из анодной — кислая. Если пространство, в котором происходит процесс электрохимического опреснения, разделено только на три камеры: анодную, рабочую и катодную, то анионы и катионы могут через перегородки вновь проникать в рабочую камеру и тем самым снижать эффективность процесса. Поэтому вместо инертных пористых перегородок устанавливают ионоселективные мембраны, через которые избирательно проходят либо катионы, либо анионы. В этом случае процесс переноса ионов приобретает строго направленный характер. Схема такого процесса, включающая значительное количество чередующихся анионо- и катионообменных мембран с определенным распределением потоков, получила название многокамерного электродиализного аппарата.

В многокамерном электродиализаторе расход энергии на единицу получаемой воды снижается из-за раздельного производ-

ства межмембранными потоками различных ионосодержащих сред. Процесс электродиализного опреснения проигрывает с экономической точки зрения дистилляции и обратному осмосу, но при получении пресной воды при малой концентрации исходной морской или солоноватой он обеспечивает удовлетворительные результаты. Он остается эффективным при содержаниях солей в исходной воде до 1—2 г/л при производительности установки до 5000 м³/сут, так как капитальные затраты по сравнению с обратным осмосом в таких условиях на 10—20% ниже. Механизм опреснения на электродиализной установке складывается из нескольких процессов. Основным из них является перенос противоиона, определяющий электрическое движение ионов и сопровождаемый перемещением в результате электроосмоса некоторого количества воды [19].

Из-за большой разницы в концентрациях солей наблюдается диффузия электролита из рассольной в обессоливающую камеру. Имеется также относительно малый, зависящий от качества ионитовых мембран электроосмотический перенос воды одноименными ионами. Результативность опреснения существенно зависит от этих процессов. Особенностью процесса электродиализа является целенаправленный перенос ионов при воздействии на исходную воду электрическим током, позволяющий провести избирательное выделение определенных ионов. Ионообменные мембраны в соответствии с этим должны иметь высокую селективность, значительные числа переноса, обладать хорошей электрической проводимостью, химической стойкостью, механической прочностью при работе. По своей структуре мембраны, применяемые при электродиализе, разделяются на гетерогенные, интерполярные и гомогенные. Первые представляют сочетание тонкодисперсного порошка ионита с пластичным полимером, который фиксирует частицы ионита как систему униполярной проводимости. В интерполярных высокомолекулярный полиэлектролит совмещен с пленкообразующим полимером, и в силу межмолекулярного воздействия обеспечивается свойство униполярной проводимости. В гомогенных силы химического взаимодействия связывают материал пленки и фиксированные ионы [6]. При электродиализе морской и солоноватой вод применяются как гомогенные, так и гетерогенные мембраны. Выбор каждой из них зависит от свойств воды, поступающей на опреснение, и производительности установки. Наиболее широкое распространение получили гетерогенные мембраны благодаря более простой технологии их получения и низкой стоимости. Так, гетерогенные мембраны фирмы «Рум и Хааз» (США) стоят 10 руб/м², а гомогенные фирмы «Асахи Касей» (Япония) — до 30 руб/м².

При опреснении морской воды основное внимание должно быть обращено при выборе мембран на фактор ионной селективности. В зависимости от знака заряда и структуры иона

мембраны делятся на катионитовые и анионитовые. Технологически производимые отечественные и зарубежные мембраны катионитовой группы отличаются более высокими качествами и характеристиками, чем мембраны анионитовой группы. В ионообменных смолах, из которых изготавливают мембраны, содержатся неподвижно фиксированные активно заряженные группы, которые при погружении ионита в опресняемую воду уравниваются зарядами противоионов, находящихся в воде. Обменная способность ионита зависит от содержания в нем активных групп, и чем их больше, тем она выше. Перенос ионов в ионите происходит под действием подвижных противоионов, и поэтому рост удельной объемной способности ионита повышает его электропроводность, которая зависит от концентрации ионов в исходной воде и ее температуры. Селективность мембран оценивается проницаемостью по отношению к ионам того же знака, что и фиксированный ион мембраны. С увеличением концентрации рассола опресняемой воды селективность, выраженная числом переноса противоиона в мембране, увеличивается. Для идеальной мембраны число переноса равно единице, а для электрохимически неактивных мембран — 0,2—0,4. Под селективностью подразумевают величину, характеризующую увеличение числа переноса противоионов в системе с мембраной по отношению к ее значению для свободного раствора:

$$R_{\text{сз}} = \bar{t}_+ + t_+ / (1 - t_+), \quad (5.1)$$

где $\bar{t}_+$ — число противоионов в системе с мембраной; t_+ — то же для свободного раствора. Эта величина, характеризующая число переноса, зависит от концентрации морской воды по обе стороны мембраны, скорости потока и его турбулизации, а также плотности тока.

Число переноса — это доля тока, переносимая данным ионом и выражаемая отношением значений токов, переносимых противоионами $i_{\text{п}}$ и катионами $i_{\text{к}}$, к значению протекающего через мембрану тока, т. е.

$$\bar{t}_+ = i_{\text{п}} / i_0; \quad \bar{t}_- = i_{\text{к}} / i_0. \quad (5.2)$$

Скорость движения ионов под действие потенциала E в электролизной системе определяется как

$$U_i = \frac{D_i Fa}{RT} z_i \frac{dE}{dx}, \quad (5.3)$$

где D_i — коэффициент диффузии ионов; Fa — число Фарадея; z_i — заряд иона.

Число переноса определяется экспериментальным путем [42]. С увеличением концентрации число переноса через мембрану уменьшается, чем объясняется сложность использования этого способа опреснения при работе на морской воде.

Способность ионитовой мембраны проводить электрический ток характеризуется ее удельной электропроводимостью, за единицу которой принимают либо электропроводимость 1 см^2 площади мембраны при толщине 1 см , либо ее поверхностную электропроводимость. Размерность этих величин соответственно $\text{Ом}^{-1} \times \times \text{см}$ или $\text{Ом}^{-1} \cdot \text{см}^{-2}$. В расчетах обычно используется обратная величина — удельное сопротивление.

В общем случае электропроводимость равна:

$$r_m = \frac{1}{k_m} m_n \bar{C}_+ + m_k \bar{C}_-, \quad (5.4)$$

где m_n , m_k — ионная подвижность противоионов и коионов соответственно; k_m — удельная проводимость.

Значение ионной подвижности определяется так:

$$m_i = z_i F a D_i / (RT). \quad (5.5)$$

Электрическая сопротивляемость мембраны

$$R_m = r_m h_m / F_m, \quad (5.6)$$

где h_m — толщина мембраны, см; F_m — ее площадь, см^2 .

Значения концентрации $\bar{C}_+$, $\bar{C}_-$ определяются из системы уравнений

$$\left. \begin{aligned} \bar{C}_+ &= \bar{C}_- + C_R; \\ \bar{C}_- &= \bar{C}_+ + C_R; \\ \bar{C}_+ \bar{C}_- &= C_+ C_-, \end{aligned} \right\} \quad (5.7)$$

где $\bar{C}_+$, $\bar{C}_-$ — концентрация катионов и анионов в растворе; C_R — то же ионообменных групп в мембране. Тогда число переноса противоионов в мембране

$$\bar{t}_+ = m_n \bar{C}_+ / (m_n \bar{C}_+ + m_k \bar{C}_-). \quad (5.8)$$

Теоретическая оценка этих величин очень сложна, и их значения определяются экспериментально. Гомогенные ионитовые мембраны по способу получения разделяют на четыре основных типа: полученные при помощи поликонденсации, изготовленные методом привитой полимеризации, образованные при активизации предварительно полученных матриц и изготовленные на основе пленкообразующих полимеров.

Первый тип мембран получают конденсацией ионообменных смол, например фенолсульфокислот с формальдегидом, доводимых до вязкого состояния. Полученная таким образом масса разливается тонкой пленкой по поверхности стекла, покрытого для повышения механической прочности армирующей сеткой, тканью или стеклотканью. Затем мембраны подвергаются термообработке при температуре 90°C .

Второй тип мембран получают в процессе полимеризации смесей в присутствии инертного растворителя. Так, радиационной прививкой на полиэтиленовую пленку полимерных электролитов с последующим сульфированием путем нагрева в концентрированной серной кислоте можно получить катионитовую мембрану, а при аминировании, например, триметиламином — анионитовую. Однако стоимость таких мембран высока. Кроме того, при существующей технологии их отливки трудно получить мембрану большой площади.

Активированные мембраны производят на основе гидрофильных пленочных матриц (целлофан, пергаментная бумага, хлопчатобумажная ткань, ацетатцеллюлоза) или гидрофобных матриц (полиэтилен, хлорированная резина, полистирол) обработкой гидрофильных матриц щелочными водными растворами фенолсульфокислот и альдегидов, а гидрофобных — сульфированием или галогеналкилированием с последующей термообработкой при 50—140° С.

Получение мембран на основе пленкообразующих полимеров основано на растворении в каком-либо растворителе пленкообразующих полимеров и полиэлектролитов с последующим полным или частичным удалением растворителя медленным испарением на гладкую поверхность. Для получения, например, анионитовых мембран используют эфирно-спиртовые растворы, содержащие коллоиды или сульфированный полистирол.

Гетерогенные ионитовые мембраны состоят из тонкоизмельченного ионита, впрессованного в инертный пластический материал (полиэтилен, полистирол, различные полиэфирные смолы, фенольные смолы, поливинилхлорид, натуральные и синтетические каучуки) с упрочняющими сетками из нейлона, ткани неплотного плетения, шелка. Частицы ионообменной смолы имеют размеры не более 100 мкм. Электропроводность мембран обеспечивается при содержании ионообменной смолы выше 65%, но это влияет на их набухание и снижение механической прочности. Повышение электропроводности и селективности гетерогенных мембран достигается обработкой их сульфлирующими и нитрирующими агентами. Электропроводность этих мембран зависит от концентрации раствора. С ее увеличением она возрастает, а селективность падает. Использование фторированных полимеров для каркасов катионитовых мембран привело к возрастанию их термической и химической стойкости. Катионитовые мембраны типа «Нафион» (США) и марок МРФ-4Б и МФ-4СК отечественного производства сульфокислотной перфторированной группы и карбоксильные перфторированные «Асахи Касей» (Япония) отличаются весьма хорошими качествами.

Совершенство анионитовых мембран и их термическая стойкость все еще уступают катионитовым, хотя мембраны типов ААV, ASR, ASV, AMV, «Селемион» (фирма «Асахи Гласс», Япо-

ния), 111BZL183, 103BZL183, 103QZL219 (фирма «Айоникс», США), PEN4, NPESA/3 (фирма FBG, ФРГ) и ряд других [89] надежно работают при температурах 25—85° С.

В отечественной практике на установках типа АЭ-25 и серии ЭДУ, выпускаемых Тамбовским машиностроительным заводом и Пятигорским опытным ПО «Союзэнергоавтоматика», применены мембраны нового класса МКК и МАК размером 1000×5000 мм, толщиной 0,5—0,2 мм с селективностью 0,95—0,96. Заслуживает внимания новая разновидность полиэтиленовых алифатических мембран «Негинст» RAR, PCR, PEA и PEC толщиной 0,2—0,35 мм, разработанных в Израиле.

Анализ характеристик ионитовых мембран, выполненный К. Кнейфлем и К. Хатенбагом [89], производимых различными фирмами, при изменении температуры от 25 до 85° С с растворами 0,2 н. NaCl, 1 н. NaCl, 0,1 н. NaOH, 0,1 н. HCO₃, 1 н. KCl показал, что свойства различных мембран неравноценны. Удельные сопротивления мембран AMV, CMV, МА3148, МС3142, АF-4Т и С66-5Т в большей степени при температуре 25° С зависят от концентрации раствора NaOH. Это особенно относится к гетерогенным мембранам МА3148 и МС3142 и анионитовой мембране АF-4Т, для которых наблюдается сильное уменьшение удельного сопротивления, а мембрана типа AMV разрушается. Хорошей стабильностью характеризуются мембраны С66-5Т.

При работе на композитном растворе 1 н. NaCl + 1 н. HCl + +0,1 н. K₂CrO₄ с комнатной температурой частичное уменьшение сопротивления установлено только для мембраны CMV. Все мембраны, кроме МС3470 и МА3475, работая с растворами при температуре 85° С, разрушались. Селективность таких мембран, как K101, AMV, CMV, АF-4Т, С66-5Т, отличается незначительно при взаимодействии с раствором 1 н. KCl при температуре 25° С. Аналогично для 1 н. NaCl в тех же температурных условиях изменяется производительность мембран AMV, АF-4Т, АFS-4 и 1М12.

Постоянное действие некоторых из рассматриваемых при температуре 85° С растворов способствует ухудшению характеристик многих мембран. Отдельные образцы деформируются, становятся пористыми, разрушаются. Более сильным деформациям подвержены мембраны типа CMV. Испытаниями всех типов мембран в течение более 100 дней установлено, что уменьшение удельного сопротивления в большей степени имеет место у образцов AMV, АF-4Т, CMV, АF-4Т и СН-45Т. Для мембран типов 103QZL219 и 61CZL183 оно изменяется меньше. Более длительно сохраняют свою селективность мембраны С66-5Т, АF-4Т, МА3148, CRT и ARP, в то же время мембраны МА3148 разрушились, а CMV сильно деформировались. По устойчивости к температуре образцы AMV, CMV и АF-4Т самые слабые, а типов С66-5Т и K101 хорошие. Мембраны 61CZL183 и 103QZL219

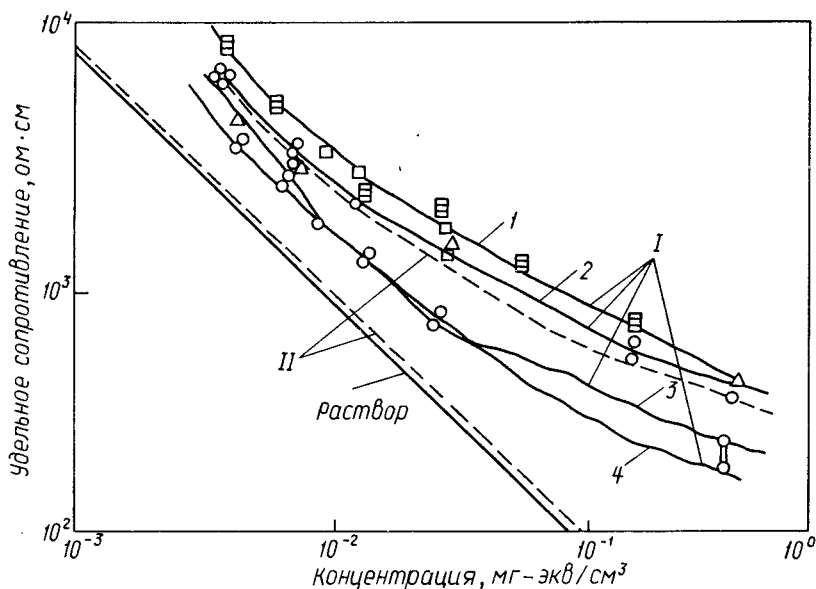


Рис. 5.1. Зависимость удельного сопротивления мембран от концентрации солей: I — для NaCl; II — для Na₂SO₄; 1 — ASV; 2 — AMV; 3 — АСН-45Т; 4 — CMV

удовлетворительно сохраняют только селективность и сопротивление с ростом температуры.

Аналогично технологические испытания мембран типов «Неосепта» (фирма «Токуяма Сода»), АСН-45Т и «Селемион» AMV, ASV, а также мембраны ААW толщиной 0,13 мм с обменной способностью 7,7 мг-экв/ч при взаимодействии с растворами NaCl, Na₂SO₄, серной и соляной кислотами при температуре 25° С и скорости раствора 30 см/с проведены К. Урано и др. [92].

На рис. 5.1 представлены данные изменения удельного сопротивления в зависимости от концентрации растворов, которые показывают, что удельное сопротивление исследованных мембран не пропорционально концентрации как солевых, так и кислотных растворов. Для первых система этого изменения выражается последовательностью ASV > AMV > АСН-45Т ≈ CMV. В целях изменения сопротивления мембран указанного типа они были обработаны нафталинмоносульфоноватом, что слабо сказалось на его величине для катионитовых мембран при работе с NaCl. Для анионитовых мембран увеличение r_m значительное. Период изменения более короткий в том случае, когда плотность тока выше. Для этих условий получено эмпирическое уравнение, определяющее удельное сопротивление мембран, работающих с теми же параметрами и солевыми растворами, в виде

$$r'_m = k_3 (I/F_3)^{\alpha} (b_i/b_m)^{\beta}, \quad (5.9)$$

Таблица 5.1. Опытные значения величин уравнения (5.9)

Тип мембраны	Основная соль	k_s	α	β
ACH-45T	NaCl	$1,6 \times 10^6$	-0,7	1,4
ACH-45T	Na ₂ SO ₄	$5,3 \times 10^6$	1,0	1,4
AMV	NaCl	$2,9 \times 10^5$	-0,8	1

где I — сила тока; F_s — эффективная площадь мембраны, см²; b_j — концентрация нафталиномоносульфата; $b_m = b_j + b_i$ — общая концентрация неорганических солей; b_i — концентрация солей NaCl, Na₂SO₄, мг-экв/см³.

Параметры уравнения (5.9) приведены в табл. 5.1. Коэффициент селективности определяется по уравнению

$$R_c = 2,7 (b_j/b_i)^{-0,6} (1 - b_j/b_m)/(1 - 2,7 (b_j/b_i)^{0,4}). \quad (5.10)$$

Результаты испытаний для этих типов мембран получены в течение 15 ч работы электродиализного аппарата и, несмотря на наблюдаемое изменение удельного сопротивления, требуют дальнейшего уточнения.

Промышленные мембраны должны отличаться высокой химической, радиационной и технологической стойкостью, так как при опреснении морской и солоноватой вод агрессивные соединения, образующиеся в электродных камерах, приводят к их разрушению. Загрязнение поверхностей органическими веществами, осаждаемыми при протекании тока в электродиализаторе, требует их постоянной замены.

В многокамерных установках давление в смежных камерах различно, что обуславливает наличие гидравлической проницаемости через мембраны, которая определяется как

$$D_n = G_m / (F_s \tau \Delta p), \quad (5.11)$$

где τ — время; Δp — период давления между мембранами; G_m — количество жидкости, пропущенной мембраной.

Эффективный процесс электродиализа может быть реализован только при наличии ионообменных мембран высокого качества, что подтверждают приведенные выше данные. В СССР и за рубежом ведутся работы по созданию асимметричных гомогенных мембран и мембран с инородным тонким слоем, которые при незначительном сопротивлении позволяют улучшить их селективность и перенос воды, которые определяют технико-экономическое совершенство электродиализной опреснительной установки.

Разработка высокоселективных катионо- и анионопроницаемых мембран позволила создать высокопроизводительные многокамерные диализаторы, камеры которых образованы несколькими селективно-проницаемыми мембранами. В многокамерном процессе бесполезный расход энергии на разряд ионов не пре-

вышает 1—2%, что делает аппараты такого типа достаточно экономичными. На первых промышленных установках фирм «Айоникс» (США), «У. Боби» (Англия), «Бронаверк» (Голландия), «Асахи Касей» (Япония) использовались гомогенные мембраны, которые отличаются низкой механической и термической стойкостью. В связи с этим не обеспечивалось эффективное опреснение, так как подача исходной воды по циркуляционной схеме с параллельным распределением потоков при низком давлении требовала больших затрат дилюата и электроэнергии на повторную прокачку рассола.

Создание достаточно прочных гетерогенных мембран позволило применить в электродиализных установках последовательную схему движения исходной воды через рабочие камеры, характеризующуюся большой экономичностью. В настоящее время как в отечественной, так и в зарубежной практике выпускаются большие опреснители единичной производительностью 5—20 тыс. м³/сут, малые аппараты на 100—200 м³/сут, а также бытовые на 40—180 л/сут. Общее количество производимой воды электродиализным опреснением в мире достигло 295 тыс. м³/сут, а количество установок составляет около 350. Достаточно сказать, что доля только японских фирм в общей выработке электродиализом составляет 17%. Самая крупная установка фирмы «У. Боби» функционирует в г. Бенгази (Ливия), на которой получают 18,2 тыс. м³/сут питьевой воды, в Греции на острове Корфу сооружен опреснитель на 15 тыс. м³/сут. В индустриальном регионе Кашима (Япония) фирмой «Асаки Гласс» построены установки производительностью одного аппарата 2—12 тыс. м³/сут и ведется строительство электродиализатора на 24 тыс. м³/сут. В штате Аризона, г. Юма (США), действует комплекс на 360 тыс. м³/сут из электродиализаторов и обратноосмотических блоков, производящий обессоливание дренажно-коллекторных вод, возвращаемых в р. Колорадо. Фирмой «Айоникс» для этого комплекса производятся аппараты типа «Нептон» с выработкой воды 1125 и 2700 м³/сут.

Для отечественной промышленности Алма-Атинским электро-механическим и Тамбовским машиностроительным заводами выпускаются электродиализные установки, общая производительность которых составила в настоящее время около 60 тыс. м³/сут. Освоенные аппараты типа ЭОУ-НИИПМ-25 имеют производительность 25 м³/сут. Коллективами НИИ ВОДГЕО и Гидроводхоза разработана установка типа ЭОХС-3 для опреснения солоноватой воды артезианских колодцев производительностью 125 м³/сут пресной воды. Электродиализные стационарные установки периодического действия типа ЭДУ-100 располагают возможностью получения до 1000 м³/сут воды. Разработан электродиализный модуль МЭО-1500, на основе которого возможно комплектование установок производительностью до 10 тыс. м³/сут. Налажен

Таблица 5.1. Опытные значения величин уравнения (5.9)

Тип мембраны	Основная соль	k_s	α	β
АСН-45Т	NaCl	$1,6 \times 10^6$	-0,7	1,4
АСН-45Т	Na ₂ SO ₄	$5,3 \times 10^6$	1,0	1,4
AMV	NaCl	$2,9 \times 10^5$	-0,8	1

где I — сила тока; F_s — эффективная площадь мембраны, см²; b_j — концентрация нафталиномonosульфoнaтa; $b_m = b_j + b_i$ — oбщaя кoнцeнтрaция нeоргaничeских coлeй; b_i — кoнцeнтрaция coлeй NaCl, Na₂SO₄, мг-экв/см³.

Параметры уравнения (5.9) приведены в табл. 5.1. Коэффициент селективности определяется по уравнению

$$R_c = 2,7 (b_j/b_i)^{-0,6} (1 - b_j/b_m)/(1 - 2,7 (b_j/b_i)^{0,4}). \quad (5.10)$$

Результаты испытаний для этих типов мембран получены в течение 15 ч работы электродиализного аппарата и, несмотря на наблюдаемое изменение удельного сопротивления, требуют дальнейшего уточнения.

Промышленные мембраны должны отличаться высокой химической, радиационной и технологической стойкостью, так как при опреснении морской и солоноватой вод агрессивные соединения, образующиеся в электродных камерах, приводят к их разрушению. Загрязнение поверхностей органическими веществами, осаждаемыми при протекании тока в электродиализаторе, требует их постоянной замены.

В многокамерных установках давление в смежных камерах различно, что обуславливает наличие гидравлической проницаемости через мембраны, которая определяется как

$$D_n = G_m / (F_s \tau \Delta p), \quad (5.11)$$

где τ — время; Δp — период давления между мембранами; G_m — количество жидкости, пропущенной мембраной.

Эффективный процесс электродиализа может быть реализован только при наличии ионообменных мембран высокого качества, что подтверждают приведенные выше данные. В СССР и за рубежом ведутся работы по созданию асимметричных гомогенных мембран и мембран с инородным тонким слоем, которые при незначительном сопротивлении позволяют улучшить их селективность и перенос воды, которые определяют технико-экономическое совершенство электродиализной опреснительной установки.

Разработка высокоселективных катионо- и анионопроницаемых мембран позволила создать высокопроизводительные многокамерные диализаторы, камеры которых образованы несколькими селективно-проницаемыми мембранами. В многокамерном процессе бесполезный расход энергии на разряд ионов не пре-

вышает 1—2%, что делает аппараты такого типа достаточно экономичными. На первых промышленных установках фирм «Айоникс» (США), «У. Боби» (Англия), «Бронаверк» (Голландия), «Асахи Касей» (Япония) использовались гомогенные мембраны, которые отличаются низкой механической и термической стойкостью. В связи с этим не обеспечивалось эффективное опреснение, так как подача исходной воды по циркуляционной схеме с параллельным распределением потоков при низком давлении требовала больших затрат дилюата и электроэнергии на повторную прокачку рассола.

Создание достаточно прочных гетерогенных мембран позволило применить в электродиализных установках последовательную схему движения исходной воды через рабочие камеры, характеризующуюся большой экономичностью. В настоящее время как в отечественной, так и в зарубежной практике выпускаются большие опреснители единичной производительностью 5—20 тыс. м³/сут, малые аппараты на 100—200 м³/сут, а также бытовые на 40—180 л/сут. Общее количество производимой воды электродиализным опреснением в мире достигло 295 тыс. м³/сут, а количество установок составляет около 350. Достаточно сказать, что доля только японских фирм в общей выработке электродиализом составляет 17%. Самая крупная установка фирмы «У. Боби» функционирует в г. Бенгази (Ливия), на которой получают 18,2 тыс. м³/сут питьевой воды, в Греции на острове Корфу сооружен опреснитель на 15 тыс. м³/сут. В индустриальном регионе Кашима (Япония) фирмой «Асаки Гласс» построены установки производительностью одного аппарата 2—12 тыс. м³/сут и ведется строительство электродиализатора на 24 тыс. м³/сут. В штате Аризона, г. Юма (США), действует комплекс на 360 тыс. м³/сут из электродиализаторов и обратноосмотических блоков, производящий обессоливание дренажно-коллекторных вод, возвращаемых в р. Колорадо. Фирмой «Айоникс» для этого комплекса производятся аппараты типа «Нептон» с выработкой воды 1125 и 2700 м³/сут.

Для отечественной промышленности Алма-Атинским электро-механическим и Тамбовским машиностроительным заводами выпускаются электродиализные установки, общая производительность которых составила в настоящее время около 60 тыс. м³/сут. Освоенные аппараты типа ЭОУ-НИИПМ-25 имеют производительность 25 м³/сут. Коллективами НИИ ВОДГЕО и Гидроводхоза разработана установка типа ЭОХС-3 для опреснения солоноватой воды артезианских колодцев производительностью 125 м³/сут пресной воды. Электродиализные стационарные установки периодического действия типа ЭДУ-100 располагают возможностью получения до 1000 м³/сут воды. Разработан электродиализный модуль МЭО-1500, на основе которого возможно комплектование установок производительностью до 10 тыс. м³/сут. Налажен

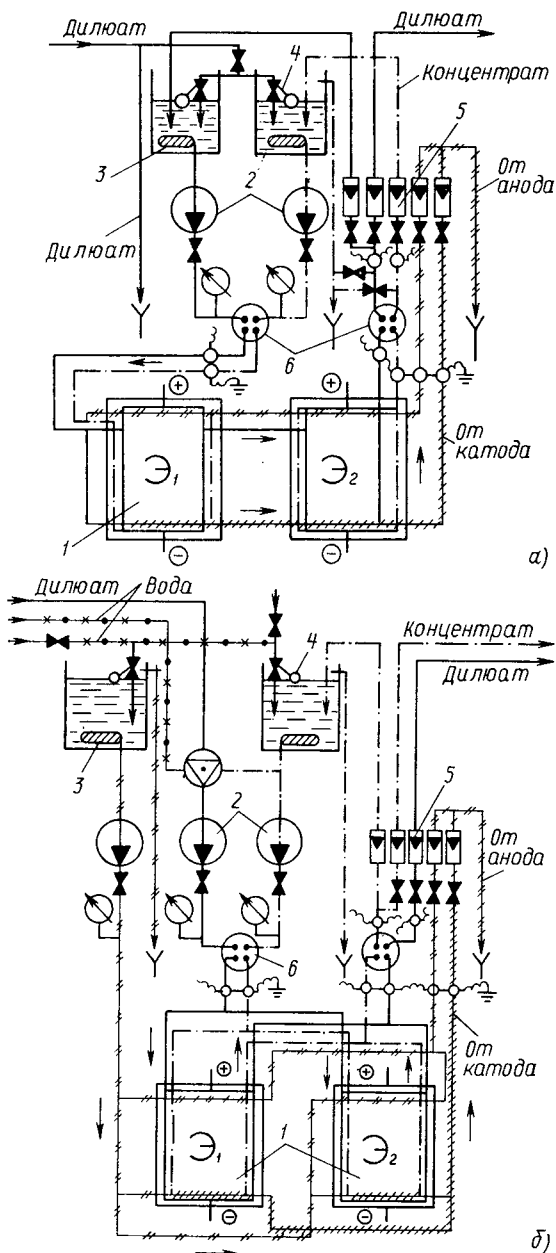


Рис. 5.2. Схема электродиализной опреснительной установки ЭДУ-1:
 а — с последовательным питанием; б — с параллельным питанием; 1 — электродиализаторы; 2 — насосы; 3 — фильтры; 4 — регулирующий клапан; 5 — расходомеры; 6 — гидравлический переключатель

серийный выпуск электродиализаторов ЭДУ-300 и ЭДУ-М-30, ЭДУ-1-400×2 и УЭО-50-4/12,5.

На основе исследований АН КазССР Алма-Атинским электро-механическим заводом выпускаются опреснители ЭДУ-М-300, ЭДУ-1-400×2. Принципиальная схема этой установки одной серии представлена на рис. 5.2. В установках этой серии применяют мембраны типа МК-40. Установки способны обессоливать природные и промышленные сточные воды. Производительность двух параллельно работающих диализаторов ЭДУ-1-400 равна 300 м³/сут.

В зарубежной практике электродиализные установки разрабатывают Япония, США, Китай, Индия, которые применяют их как для собственных целей, так и для экспортирования в другие страны.

Установки китайских и индийских фирм имеют по аналогии с отечественными небольшую производительность. Так, в принципиальной схеме опреснителя на 200 м³/сут, действующей в одной из провинций Китая, применены фильтр-прессовые проточные многоступенчатые аппараты с гетерогенными мембранами. Морская вода с концентрацией 35 г/л после фильтрования поступает в бак необработанной воды, где в течение 12 ч отстаивается, затем насосом перекачивается в другой бак, из которого питаются аппараты другой группы. В схеме предусмотрен средний бак между двумя группами аппаратов для уменьшения рабочего давления и более легкого выравнивания давления на выходе из рассольных и дилуатных камер. Для промывки аппаратов имеется независимый бак со своей насосной группой. В составе установки две группы опреснителей с числом ступеней, равным десяти. Габариты камеры ступеней мембран 1,6×0,4 м, эффективная площадь 0,43 м². Число пар камер в каждой ступени первой группы 300, а второй 200, расстояние между мембранами 0,93 мм. Скорость потока в первой группе ступеней 2,87, а во второй 4 см/с, выход по воде равен 30%, изменение полярности каждые 24 ч.

Сравнение эффективности установки с двумя группами (10 ступеней) и тремя группами (12 ступеней) равной производительности (8,4 м³/ч) показало, что при температуре воды 31 и 26° С на первой и второй установках расход энергии на электродиализаторах составил соответственно 15,2 и 16,4 кВт·ч/м³ при затратах энергии насосными агрегатами 2,9 и 5,4 кВт·ч/м³, т. е. первая установка более выгодна. Общий вид опреснителя показан на рис. 5.3.

Одной из наиболее крупных установок, единичная производительность которой 12 тыс. м³/сут, является выпускаемая фирмой «Асахи Гласс» (рис. 5.4). Она состоит из 1600 пар камер с мембранами размером 1,12×2,3 м и расстоянием между ними до 1 мм при одноходовом движении дилуата и выходом

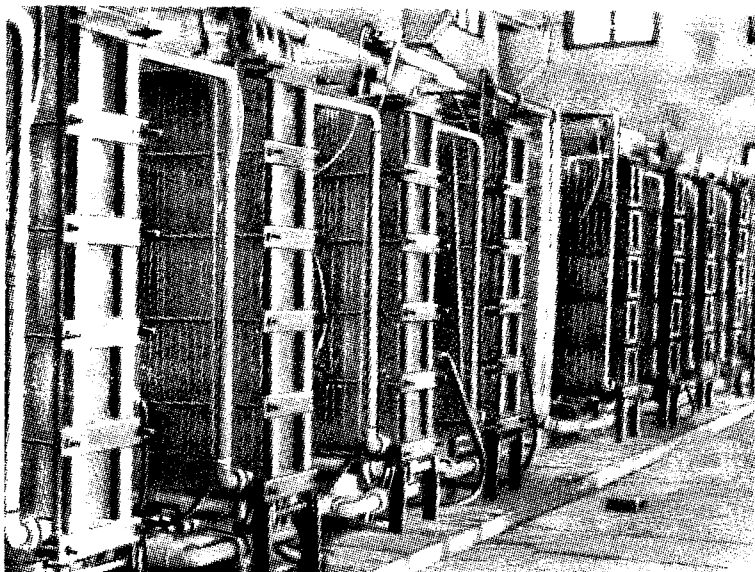


Рис. 5.3. Общий вид установки производительностью 200 м³/сут

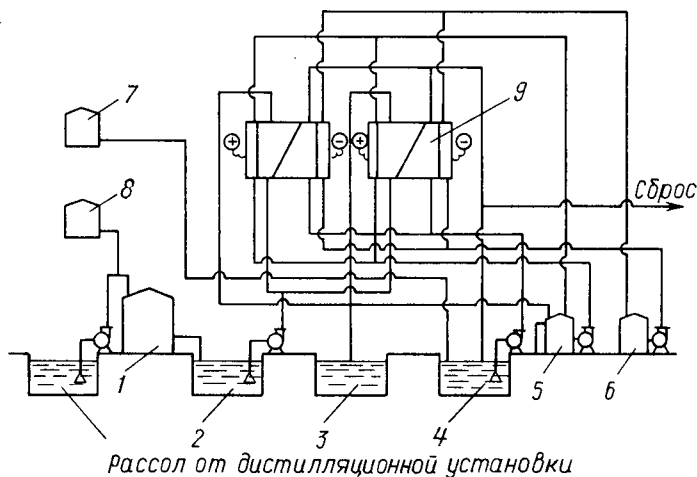


Рис. 5.4. Электродиализатор с использованием рассола дистилляционного опреснителя:

1 — песчаный фильтр; 2 — очищенная морская вода высокой концентрации; 3 — емкость дистиллята; 4 — рассольная емкость; 5 — анодная промывка; 6 — катодная промывка; 7 — емкость для кислоты; 8 — коагулянт

воды до 90%. При концентрации исходной воды 3 г/л расход электроэнергии равен 1,2—1,5 кВт·ч/м³. Замена мембран составляет 10% в год на основе мембран фирмы «Айоникс».

В Ливии сооружены установки на 160 и 200 м³/сут пресной воды, опресняющие морскую воду ($b_n = 3,6\%$). В Саудовской Аравии действуют электродиализаторы на 2000 и 5000 м³/сут воды. В первой обрабатывается вода с содержанием солей до 2,15 г/л. Количество поступающей в электродиализатор воды 3300 м³/сут при температуре 35° С, расход энергии 1,69 кВт·ч/м³, вода на выходе имеет солесодержание 0,5 г/л, а рассол 20,6 г/л. Четыре установки по 1090 м³/сут построены в г. Амоко, штат Техас (США). Вода с исходным солесодержанием 0,5—1,1 г/л поступает на установку в количестве 50,45 м³/ч, опресняется до уровня 60 мг/л с удалением солей до 83%, т. е. получается весьма чистая вода, используемая в промышленных целях. Выпускаемые серийно фирмой «Айоникс» (США) электродиализные установки типа «Аквамайт» моделей V, X, XX с пропускной способностью от 100 до 1000 м³/сут используется при опреснении воды с солесодержанием 1,5—3,5 г/л. Все системы имеют многократную автоматическую переполюсовку электродов (3—4 раза в час). Установки отличаются высоким процентом удаления солей (83—97%) и регенерации воды (65—80%) при малом удельном расходе энергии (1,75—3,25 кВт·ч/м³). Модель V пропускает 220 м³/сут исходной воды и имеет установленную мощность 40 кВт, модель XX производит 1056 м³/сут воды при подаче 1780 м³/сут и мощности 220 кВт·А.

Электродиализные установки, как отмечалось, находят применение как технологические комплексы, которые одновременно получают рассол высокой концентрации, подвергаемый последующей переработке. По данным Т. Кавахара и К. Сузуки [86] на аппаратах модели CS-V (на базе мембран «Селемион» CMR и ASR фирмы «Асахи Гласс») получают до 610 тыс. т поваренной соли в год. Основой для переработки служат рассолы дистилляционной установки мгновенного вскипания в количестве 100 тыс. м³/сут с температурой 35° С. Преимущество такой схемы заключается в том, что поступающая на электродиализаторы вода прошла декарбонизацию в дистилляционной установке, имеет в течение года постоянную температуру, и концентрация ее выше, чем морской. Электродиализаторный реверсивный принцип (переполюсовка), примененный в данном случае (рис. 5.4), создает ряд эксплуатационных преимуществ: происходит разрушение осадка и его вынос из аппарата, снижается образование коллоидных пленок на поверхности мембран, осуществляется автоматическая очистка электродов кислотой, образующейся на катоде [33].

Сравнение обычной и двухцелевой электродиализных установок типа CS-V приводится ниже:

	Двухцелевая	Обычная
Тип мембран	«Селемион»	«Селемион»
Размер мембран, см	112×230	112×200
Число пар камер в сборке	250	75

Число сборок в блоке	6	18
Общее число камер в блоке	1500	1350
Сила тока, А	630	630
Расход морской воды на блок, м ³ /ч	186	394
Температура, °С	25	25
Концентрация морской воды, Cl ⁻ н.	0,52	0,52
Концентрация в рассоле, г/л	230	170
Чистота рассола, %	95	89
Расход электроэнергии, кВт·ч/т NaCl:		
электролизаторами	225	320
насосами	32	52
Производительность NaCl т/(сут·блок)	42	33

Выполненное сравнение новой электродиализной схемы и обычного образца показало, что концентрация NaCl в рассоле увеличивается до 35%, чистота рассола возрастает с 89 до 95%. Расход электроэнергии уменьшается на 35%, производительность повышается на 27%. При эксплуатации было получено, что при работе на морской воде с концентрацией по хлор-иону Cl⁻ 0,52 н. с рассолом (Cl⁻ 1 н.) при температурах 25 и 35°С стандартная плотность тока соответственно равна 3,5 и 7 А/дм². В комплекс входит ректификатор из 22 установок с энергообеспечением током 700 В и 1500 А мощностью 6,6 кВт, а также автоматизированный с обратной промывкой гравитационный агрегат с шестью фильтрами диаметром 12,5 м со скоростью фильтрования в первой ступени 8,5 м/ч и второй 17 м/ч (рис. 5.4).

5.2. ОСНОВЫ ПРОЕКТИРОВАНИЯ ЭЛЕКТРОДИАЛИЗНОЙ УСТАНОВКИ

Основополагающими при современном подходе к проектированию электродиализной опреснительной установки являются детальный анализ исходной воды, ее элементарный состав и уровень загрязнения. С этой целью проводят предварительные исследования с выяснением влияния преобладающих структурных групп (NaCl, Na₂SO₄, Mg(OH)₂ и др.), так как от этого зависит устойчивость работы электродиализатора [81, 116]. При оценке физико-химического и бактериологического состава воды источника должны быть установлены такие ее характеристики, как удельная электропроводность, окисляемость, жесткость, наличие железа и марганца, брома, бора, фтора, количество взвешенных веществ, среднегодовая температура. Эти параметры устанавливаются на основе анализа воды и должны соответствовать допускаемым нормам. Структурный состав и показатели определяют назначение установки (опреснение, обессоливание, деминерализация, комплексное использование), на основе которого решается вопрос о выборе типа электродиализатора с заданием допустимой производительности, учитываю-

шей экономическую эффективность получения конечного продукта.

Наиболее благоприятным подходом при проектировании следует признать предварительную оптимизацию конструктивных и технологических параметров электродиализной установки. Пример такой оптимизации применительно к установке ЭДУ-1000 (АЭ-25) приведен в работе В. Н. Смагина [42], где определяющими данными приняты широкое варьирование пропускной способности, солесодержания исходной воды и заданной стоимости электроэнергии с последующим нахождением себестоимости процесса.

Большинство электродиализных установок выполняется в виде аппаратов с последовательным и параллельным гидравлическим включением рабочих камер. Заданными величинами при их расчете являются количество исходной воды, ее солесодержание и солесодержание рассола. Определяются напряжение и сила постоянного тока, подводимого к аппаратам, площадь и число мембран, мощность, обеспечивающая перемещение потока через камеры, технологические характеристики процесса (кратность диминерализации, предельная степень концентрирования), число ступеней в установке, массообменные и гидродинамические условия течения процесса, расход электроэнергии.

Расход электроэнергии (теоретический), который необходим на опреснение 1 м³ воды, имеющей начальное солесодержание b_n и содержание солей в опресненной воде b_k , равно:

$$Q_m = I\tau_T = 26,8 (b_n - b_k).$$

Действительный расход электроэнергии значительно больше из-за потерь на перенос несолеобразующих ионов H^+ и OH^- . Отношение теоретического расхода к действительному оценивается коэффициентом выхода по току η_z , который зависит от плотности тока, солесодержания воды, селективности и диффузионного сопротивления мембран, количества камер и ряда других факторов и вычисляется так:

$$\eta_z = 26,8 (b_n - b_k) G / n_k \tau_T I, \quad (5.12)$$

где n_k — число камер (ячеек); G — расход дилюата, м³/ч.

Если полагать, что при опреснении G , м³, воды из нее удалено $B = G (b_n - b_k)$ г-экв солей, то действительный расход электроэнергии на опреснение имеет вид

$$Q_d = (I\tau_T)_d = 26,8 B / \eta_z. \quad (5.13)$$

С другой стороны

$$Q_d = i_T n_k F_z, \quad (5.14)$$

где i_T — плотность тока, А/м².

При проектировании величины ζ_z , F_z , B считаются известными, поэтому определяют либо плотность тока, либо число камер в аппарате.

Так, плотность тока в аппарате равна $i_\tau = [V - (E_s + 2E_m) / (n_k F_s R)]$; где R — внутреннее сопротивление одной камеры, Ом; V — напряжение питающего источника, В; E_s , E_m — электродное и мембранное напряжение, В. Мембранное напряжение по ступеням находится так:

$$E_m = 0,2 \log (b_{pi} / b_{di}), \quad (5.15)$$

где b_{pi} , b_{di} — концентрация рассола и дилюата в i -й камере, моль/л.

Значение расчетной концентрации рассола по ступеням

$$b_{pi} = b'_d \omega + b'_d \frac{G_d}{G_p} \left[\frac{b_k}{b_n} a_{i-1} \left(1 - \frac{b_a'^{1/m}}{b_a''} \right) \frac{1}{\log b_a'' / b_a'^{1/m}} \right], \quad (5.16)$$

где b'_d — концентрация дилюата на входе в диализатор, моль/л; b''_d — то же на выходе, моль/л; m — число ступеней в установке; b_i — концентрация дилюата i -й ступени, моль/л; G_d — расход дилюата, м³/ч; G_p — расход рассола по трактам, м³/ч; ω — степень концентрирования; $a_{i-1} = b_n / b_i$.

Средняя концентрация дилюата

$$b_{di} = b'_d a_{i-1} \left(1 - \frac{b_a'^{1/m}}{b_a''} \right) \frac{1}{\log b_a'' / b_a'^{1/m}}. \quad (5.17)$$

Плотность тока по ступеням находят по формуле

$$i_\tau = \frac{26,8}{\eta_s n_m f} a_{i-1} \left(1 - \frac{b_a'^{1/m}}{b_a''} \right), \quad (5.18)$$

где n_m — число мембран диализатора; f — площадь одной мембраны.

Внутреннее сопротивление камеры определяется по уравнению

$$R = \frac{1}{F_s} \left[\frac{h(1+k_c)}{\lambda_d} + \frac{h(1+k_c)}{\lambda_p} + \rho_k + \rho_a \right],$$

где h — расстояние между мембранами в камере, см; λ_d , λ_p — соответственно удельная электропроводимость опресненной воды и рассола, Ом⁻¹·см⁻¹; ρ_k , ρ_a — удельное поверхностное сопротивление катионитовой и анионитовой мембран, Ом·см²; $k_c = 0,34 \div 0,71$ — коэффициент увеличения электрического сопротивления камеры, зависящий от вида сепараторов.

Удельная электропроводимость рассчитывается по формуле $\lambda = b^{1-x} / 8300$, где b — солесодержание полученной или исходной воды, мг-экв/л; x — коэффициент.

По данным ВНИИ ВОДГЕО для различных вод $1-x = 0,81 \div 0,94$. Степень концентрирования ω в уравнении (5.16)

с достаточной точностью по данным И. Э. Апельцина и В. А. Клячко [2]

$$\omega = \frac{19\mu_p \cdot 10^{-4}}{[\text{Ca}^{2+}][\text{SO}_4^{2-}]},$$

где $\mu_p = \{[\text{Ca}^{2+}] + [\text{Mg}^{2+}] + [\text{SO}_4^{2-}] + 0,5[\text{Na}^+] + [\text{HCO}_3^-] + [\text{Cl}^-]\} \times 10^3$ — ионная сила раствора, определяемая составом воды, моль/л.

В принятой конструкции электродиализного аппарата плотность тока характеризует как особенности протекания процесса, так его интенсивность и экономичность.

Плотность тока ограничивается концентрационной поляризацией в пограничных слоях растворов у поверхности раздела фаз мембрана — раствор, возникающей в результате различия скоростей переноса ионов под действием электрического тока в этих фазах и приводящей к увеличению омического сопротивления камер, выпадению осадков на поверхность мембран и переносу несолеобразующих ионов. Введение турбулизаторов позволяет увеличить предельное значение плотности тока, не вызывая явления поляризации мембран. С развитием поляризационного слоя происходит изменение сопротивления камеры электродиализатора, что определяет критические условия массопереноса. Важную роль в оценке этих условий играет значение предельной плотности тока. Начало поляризационного процесса зависит от этой величины и связано с толщиной максимального диффузионного слоя δ . Последняя по опытным данным В. Н. Смагина изменяется в зависимости от конструктивных особенностей прокладки и скорости протекания через камеру и равна:

$$\delta = C_1 (D_l/\nu)^{1/3} (hl)^{0,25} \left[\nu \left(1 - \frac{t}{h} \right) \right]^{0,25} V^{0,5}, \quad (5.19)$$

где V — средняя скорость протекания дилюата, см/с; t — высота перемычек турбулизаторов, см; l — расстояние между соседними перемычками, см; C_1 — постоянная, определяемая конфигурацией перемычки, равная 5,6; h — расстояние между камерами. Тогда предельная плотность тока

$$i_{\text{пред}} = \frac{z Fa D_l b_i}{(\bar{t} - t_-) \delta}; \quad (5.20)$$

$$i_{\text{пред}} = \frac{z Fa b_i D_l V^{0,8}}{(\bar{t} - t_-) C_2 (D_l/\nu)^{1/3} \nu^{0,8} l^{0,3} h^{0,5} (1 - t/h)^{0,5}}, \quad (5.21)$$

где z — валентность иона; b_i — концентрация раствора в точке поляризации $C_2 = 22$.

Уравнение (5.21) справедливо для больших чисел Рейнольдса ($Re = 1000$). По данным К. М. Салдадзе, Л. Д. Ушакова и В. Л. Бесмана предельные значения плотности тока или депо-

ляризационное ограничение на установке можно установить согласно зависимости

$$i_{\text{пред}} = \frac{Fa D_b b_{\text{нс}}}{(\bar{t} - t_-) d_{\text{экв}}} \text{Re}^q \text{Pe}^{1/3},$$

где $d_{\text{экв}}$ — эквивалентный диаметр камеры с сепаратором-турбулизатором данного типа; s, q — константы, зависящие от типа камеры [33].

Количество камер в аппарате находят по предельной плотности тока:

$$n_k = 26,8B / (i_{\text{пред}} F_3 \eta_3). \quad (5.22)$$

Если установлено, что $i > i_{\text{пред}}$, то общее число камер n_k нужно разделить на несколько аппаратов $n' = n_k / m$, где m — число аппаратов.

Необходимо отметить, что предельная плотность тока, обеспечивающая деполяризационные условия ведения процесса, зависит как от концентрации потока, так и от его линейной скорости. Поэтому при выборе насосов для подачи воды в аппарат необходимо определить деполяризационное ограничение, которое по данным К. М. Салдадзе выражается следующим соотношением:

$$V_3 > A \left(\frac{FaB}{b_k F_3 \eta_3} \right)^r,$$

где величина $r=2$, а $A=12$ для мембран отечественного производства; коэффициент $\eta_3=0,8 \div 0,85$ для солоноватых вод и 0,7 для морской.

И. Э. Апельцин и В. А. Клячко [2] рекомендуют деполяризационную скорость находить по формуле

$$V_3 = A \frac{i^{1/k_3}}{b_{\text{ср}}^{1/k_3} h_{\text{экв}}},$$

где $b_{\text{ср}}$ — средняя концентрация солей исходной воды в камере, мг-экв/л; A, k_3 — константы, зависящие от типа камеры, сепаратора, коэффициента диффузии и температуры; $h_{\text{экв}}$ — эквивалентное расстояние между мембранами, см.

По данным Л. Д. Ушакова для лабиринтовых камер $A=30$, а $k_3=0,54$. У камер прокладочного типа $A=0,45 \div 3$, $k_3=0,43 \div 0,67$ в зависимости от сепаратора. Число ступеней рассчитывают [42] так:

$$m = \frac{\log(b_n/b_k)}{\log(1/a')} + n_i,$$

где $n_i=1$ при m меньше пяти и $n_i=2$ при большем числе ступеней; a' — величина съема NaCl на электродиализаторе;

$$a' = \exp\left(10,4L\eta_3 \frac{1}{C_s h}\right). \quad (5.23)$$

Здесь L — длина пути потока, см; $C_3 = \frac{\delta V}{F_3 D_l} 10^6$, определяется по типу сепаратора; δ — максимальная толщина диффузного слоя, см; V — скорость движения раствора в камере, см/с.

Чтобы рассчитать напор для насосов, обслуживающих одну ступень, следует учесть величину гидравлических сопротивлений на участках между перемышками-турбулизаторами и из-за местных сопротивлений. Для определения потерь напора в камерах можно воспользоваться уравнением вида

$$H_1 = \frac{A_1}{4\text{Re}} \frac{l'}{r_{\text{эв}}} \left[\left(1 - \frac{0,5}{C_{\text{эк}}} \right) + \frac{1}{(1 - t/h)^3} \right] \frac{V^2}{2g}, \quad (5.24)$$

где A_1 — коэффициент, зависящий от формы поперечного сечения перемышки и равный 1,5; l' — длина участков; $C_{\text{эк}}$ — коэффициент экранирования как для эффективной площади мембраны; $r_{\text{эв}} = h/4$ — гидравлический эквивалентный радиус канала; t — высота перемычек турбулизаторов.

Потери в местных сопротивлениях по данным Л. Босмана определяются по зависимости

$$H_2 = \left\{ \frac{66,8}{\text{Re} t_1^5} + \varphi_3 \left[\frac{(1/\varepsilon_m - 1)^2}{t_1^2} + \left(\frac{1}{\varepsilon_m t_1} - 1 \right)^2 \right] \right\} \frac{V^2}{2g}, \quad (5.25)$$

где ε_m — относительная площадь мембраны.

Величины $t_1 = 1 - t/h$; $\varphi_3 = \text{Re} / (7000 t_1)$; $\text{Re} = 2Vh/\nu$.

Полную потерю напора в камере, см, определяют по формуле

$$H = \frac{2L}{1+a} (H_1 + H_2).$$

Здесь L — длина пути потока; a — длина перемышки.

Производительность насосов, подающих воду в рассольные камеры при циркуляции; $G_n = 36 \cdot 10^4 h V_3 n' m d_k$, где d_k — ширина прохода для воды в камере, см.

Величина прокладочных h принимается по расстоянию между внутренними краями рамки в направлении, перпендикулярном направлению движения воды, а для лабиринтовых камер — по расстоянию между стенками. В случае подвода воды в среднюю часть камеры, а не к краю ее, величина n' удваивается. В проточных диализаторах производительность насосов равна производительности установки, а скорость движения воды должна быть выше V_3 .

При проектировании электродиализной установки необходим расчет сепаратора-турбулизатора, обеспечивающего массоперенос в камере. Для большинства современных аппаратов для этого используются сетчатые вставки различной конфигурации. В работе О. Курода и др. [92] сделана оценка эффективности четырех

типов сеток для сепараторов-турбулизаторов, имеющих следующие геометрические размеры:

Тип сетки	1	2	3	4
Доля объема в канале	0,2	0,21	0,22	0,11
Расстояние между камерами $h \cdot 10^3$, м	1	2,4	2,4	2,4
Толщина сточной проволоки $t_s \cdot 10^3$, м	0,5	1,2	1,4	1,7
Зазор между сеткой и стенкой канала $g_s \cdot 10^3$, м	0,5	1,2	1	0,7
Шаг сетки $p_s \cdot 10^3$, м	3	6,5	6,9	23,8

Зазор находится как $g_s = h - t_s$, а шаг сетки $p_s = \sqrt{ab/2}$, где a, b — размеры прямоугольника сеточной ячейки.

Коэффициент гидравлического сопротивления для такого типа сеток можно рассчитать по формуле $\xi_c = k_f \text{Re}^{-1/2}$, которая справедлива при $50 < \text{Re} < 700$ и $\text{Sc} = 2550$.

Постоянную k_f можно для данных размеров сетки находить по уравнению

$$k_f = 2,0 \cdot 10^{-3} \sqrt{d_{\text{экв}}} / (g_s \sqrt{p_s}),$$

где $d_{\text{экв}} = 2hd_k(1 - \epsilon_m) / (h + d_k)$ — эквивалентный диаметр; d_k — ширина канала, м;

$$\text{Re} = \frac{d_{\text{экв}} V \rho}{\mu(1 - \epsilon_m)}.$$

Так как процесс массопередачи в электродиализной камере улучшается с увеличением температуры и его интенсивность оценивается числом Шервуда $\text{Sh} = k_f h / D_t$, то при $25-55^\circ \text{C}$ общее влияние скорости потока и температуры можно учесть зависимостью

$$\text{Sh} = k' \text{Re}^{1/2} \text{Sc}^{1/3} \quad (5.26)$$

при $50 < \text{Re} < 400$; $480 < \text{Sc} < 2550$; $k' = 0,5$.

Введение числа Sc объясняется тем, что вязкость чистой воды выше, чем морской. Конструктивное строение сепаратора также оказывает влияние на массоперенос и с достаточной точностью описывается уравнением

$$\text{Sh} = 0,43 \text{Re}^{1/2} \text{Sc}^{1/3} \sqrt{d_{\text{экв}} / d_{1\text{экв}}}. \quad (5.27)$$

Справедливость (5.27) ограничена следующим диапазоном параметров: $d_{1\text{экв}} = 1,58 \cdot 10^{-3}$ м; $d_{\text{экв}} = 3,69 \div 4,19 \cdot 10^{-3}$ м при приведенных выше (5.26) пределах чисел Re и Sc .

Зависимость коэффициента массопередачи от температуры в предложении, что вязкость раствора $\mu = \mu_0 \exp(Q_\mu / RT)$, а коэффициент диффузии $D_t = D_0 \exp(-Q_D / RT)$ и $Q_\mu = Q_D = Q_0$, выразится в виде

$$\frac{k'_1}{k'_2} = \exp \left[-\frac{5Q_0}{6R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right) \right], \quad (5.28)$$

где k'_1, k'_2 соответственно отнесены к температурам T_1 и T_2 ; $Q_0 = 16\,718$ Дж/моль — энергия активации.

Аналогичные исследования 31 типа сеток проведены Х. Зонгом и др. [129] с целью установить зависимость массопередачи и гидродинамики течения потока в камере от их структуры. Доказано, что предельная плотность тока в 3 раза ниже, чем в камерах без сепараторов-турбулизаторов, а критическое число Рейнольдса в 50 раз меньше. Критическая скорость потока в однослойных сетках выше, чем в двухслойных. В результате обработки опытных данных получено уравнение

$$i_{\text{пред}} = 0,33 (1/h\varepsilon_m)^{1/2} G^{0,54}. \quad (5.29)$$

Так как с изменением температуры меняется коэффициент диффузии и вязкости раствора, то для таких условий

$$i_{\text{пред}} = 254 \frac{D_i^{2/3}}{\nu^{1/6}} \left(\frac{1}{h\varepsilon_m} \right)^{1/2} G^{0,54}. \quad (5.30)$$

В зависимости от шага сетки предельная плотность тока равна:

$$i_{\text{пред}} = 1,25 \left(\frac{1}{t_s^{1/2} \varepsilon_m} \right)^{1/2} G^{0,49}. \quad (5.31)$$

Ламинарное течение потока наблюдается при скорости $V = 1,4 \div 5,8$ см/с и $Re = 11 \div 61$, в то время как турбулентный режим определяется при $V = 16 \div 90$ см/с и $Re = 180 \div 980$.

Коэффициент гидравлического сопротивления сепараторов в общем виде можно описать уравнением

$$\xi_c = \frac{A}{Re^n (t_s/h)^{n+1} (\varepsilon_m \cos \alpha)^{2-n}} = \frac{A'}{Re^n}.$$

Величины A' и n определяются экспериментально. Максимальный коэффициент определяется как

$$\xi_{c, \text{ макс}} = \frac{132}{(t_s/h)^{1/2} Re \varepsilon_m \cos \alpha}, \quad (5.32)$$

где α — угол между поверхностными и действительными направлениями потока.

Эти уравнения получены для сеток с шагом $t_s = 1,1 \div 12$ мм, диаметром проволоки $d_n = 0,2 \div 0,8$ мм; расстояние между мембранами $h = 0,44 \div 0,94$ мм при толщине прокладок $h_{т. п} = 0,47 \div 1,32$ мм. В табл. 5.2 приведены характеристики сеток, обеспечивающие наилучший режим.

Таблица 5.2. Технические характеристики сеток

t_s , мм	h_n , мм	h , мм	ε_m , %	d_n , мм	d_n/h	t_s/h	$i_{\text{пред.}}$, мА/см ²	Δp , Па	W , кВт·ч/кг
2,9	1,05	0,94	89,5	0,36	0,38	3,1	12,6	380	1,06
3,1	0,5	0,44	86,5	0,25	0,57	7	15,2	8450	1,06
2,25	0,72	0,65	88,9	0,23	0,35	3,5	11,8	1260	0,97

Эффективность электродиализа определяется расходом электроэнергии W_1 на выработку воды, которая зависит от потребления на ведение процесса и W_2 на перекачивание дилюата и рассола через аппарат.

Величина W_1 определяется как

$$W_1 = i_{\tau} F_3 V N_3 / 1000,$$

и соответственно

$$W_2 = 2,72 H G / (\eta_n \eta_d),$$

где N_3 — электродный потенциал, В; η_n — КПД насоса; η_d — КПД двигателя; V — напряжение на аппарате, В.

Эффективную площадь мембран можно установить по ее удельному показателю $f = \frac{1,47}{\eta_3} \log (b_n / b_k)$, м²/(м³/сут), или по известному числу камер n_k (5.22) и заданной полной площади одной мембраны, или в соответствии с формулой

$$F_3 = 1,1 G V_k h_n \left(\frac{L}{C_{3k}} + 4l_k + 4l_{p.k} \right),$$

где L — длина пути потока (лабиринта); l_k — длина канальца распределения; $l_{p.k}$ — длина распределительного коллектора в прокладке, см; h_n — толщина прокладки, см; V_k — скорость протекания воды в камере, см/с; G — пропускная способность аппарата, м³/с.

Напряжение на электродиализном аппарате определяют по формуле

$$V = \frac{G}{m_n V_k h_n} U_k + N_3.$$

Здесь U_k — падение напряжения на одной камере, В; m_n — ширина потока воды в прокладке, определяется как

$$m_n = 0,9 F_3 / (L / C_{3k} + 4l_k + 4l_{p.k}).$$

Для расчета U_k можно пользоваться зависимостью, предлагаемой В. Н. Смагиным [42].

Число камер можно найти как $n_k = G / (m_n V_k h_n)$.

По известным W и W_2 определяют общий расход энергии на получение 1 м³ воды $W = (W_1 + W_2) / G$.

По рекомендации К. Хатенбаша и К. Кнейфеля [79] величины W_1 и W_2 можно найти по следующей упрощенной методике. Расход энергии на опреснение

$$W_1 = n_k R I^2 \eta_3 / V.$$

Общая интенсивность тока для переноса солей через мембраны

$$I = V (b_n - b_k) z F a / (\eta_3 n_k).$$

Общее электрическое сопротивление складывается из сопротивления мембран, дилюата и рассола и равно:

$$R = \frac{h \ln b_p/b_k}{F_s \lambda (b_n - b_k)} + \frac{R_A + R_K}{F_s},$$

где b_n , b_k , b_p — соответственно концентрации исходной, опресненной воды и рассола; R_A , R_K — электросопротивления анионитовых и катионитовых мембран.

Необходимая длина дорожек в мембране, обеспечивающая предельную плотность тока и не допускающая концентрационной поляризации, определяется так:

$$l \geq \frac{h \left[\ln b_p/b_k + \frac{R_A + R_K}{h} \lambda (b_n - b_k) \right] z F a b_k V v_0}{\left(1 + b_k/b_p + \frac{R_A + R_K}{h} \lambda b_k \right) F_s / F_{i_{\text{пред}}}},$$

где F — общая площадь мембраны; F_s — эффективная площадь мембраны; v_0 — свободный объем камеры.

Удельный расход энергии, требуемый для циркуляции 1 м³ раствора,

$$W_2 = 4\beta l V v / \eta_n \delta h,$$

где β — фактор, учитывающий гидродинамическое действие сепаратора; v — вязкость раствора.

5.3. ЭКСПЛУАТАЦИОННЫЕ ОСОБЕННОСТИ ЭЛЕКТРОДИАЛИЗНЫХ УСТАНОВОК

Возрастающая экономичность процесса электродиализа достигнута благодаря применению на установках таких гетерогенных мембран фирмы «Ионак» (США), как МС-3-470 и МА-3-475, самых совершенных на уровне современной технологии: алифатических типа «Негинст» (Израиль), тонкослойных, армированных «Селемион» и «Неосепта» (Япония), требует все большего внимания к эксплуатации. При опреснении и обессоливании находит применение высокотемпературный электродиализ, позволяющий получить воду высокого качества из воды с большой жесткостью. Основная эксплуатационная сложность, возникающая в процессе опреснения электродиализом в больших количествах, связана с осадкообразованием на ионообменной мембране и отравлением катионообменной мембраны органическими ионами. Образованию осадков способствуют органические ионы воды того источника, из которого она поступает, и содержащиеся в ней соли пониженной растворимости. Эта особенность выдвигает проблемы введения в технологическую схему водоприготовительного комплекса с сорбционной очисткой песком и углем, а также органическими веществами. Предотвращение отравления мембран достигается

созданием специальной пористой структуры, мягким сульфированием анионитовой поверхности, периодической обработкой химреагентами. Отложения, образующиеся на мембранах, имеют малую удельную электропроводимость, что приводит к возрастанию электрического сопротивления электродиализного аппарата, к перегреву и оплавлению электродов, к нарушению течения процесса из-за разгерметизации и разрегулировки камер.

Электродиализатор, действующий как электрофильтр, особенно на первых ступенях, вызывает выпадение из раствора таких химических соединений, как Fe_2O_3 , Al_2O_3 , SiO_2 , с большей интенсивностью отлагающихся в рассольных камерах. Осадкообразование особенно проявляет себя при токах выше предельного, когда наблюдается увеличение рН слоев катионообменной мембраны. Допустимая плотность тока в анионитовых мембранах ниже, чем в катионитовых, из-за загрязнений, что требует большего внимания к их изготовлению. Так, для снижения осадкообразования зарубежные фирмы «Ионак», «Токуяма Сода» выпускают специальные анионитовые мембраны с высокой пористостью, пропускающие крупные органические ионы. Пористость создается за счет покрытия анионитовой мембраны тонким слоем катионообменных групп, формированием мембран из ионообменных порошков с высокой степенью набухания. Особенно эффективны в этом отношении алифатические мембраны.

Повышение концентрации ионов в пограничном слое, вызываемое избирательным переносом противоионов, ускоряет осадкообразование, ведет к уменьшению эффективной площади мембраны и увеличению плотности тока, особенно это обнаруживается в камерах концентрирования, где происходит образование труднорастворимых соединений.

Одна из схем подготовки воды для установки, работающей с водой с содержанием 3,5 г/л и расходом воды 27,3 м³/ч, приведена на рис. 5.5, а, б. Количество получаемой пресной воды составляет 160 м³/сут. Из рассмотрения схемы видно, что уровень очистки исходной воды очень высокий благодаря наличию развитой системы отстоя и фильтрования, а также добавке некоторых химических веществ. Применение предварительного умягчения воды Na-катионированием снижает осадкообразование и результативность действия аппарата. Рециркуляция исходной воды в камерах электродиализатора регулирует концентрацию и как в рассольных, так и в дилуатных камерах усиливает предельный ток, разрушает отложения. Ее влияние положительно только в установках малой производительности, так как с ростом последней повышаются энергозатраты.

В современной электродиализной установке борьбу с осадкообразованием ведут реверсированием тока, вызывающим растворение отложений при изменении функционального назначения камер. Среди других средств предотвращения образования осад-

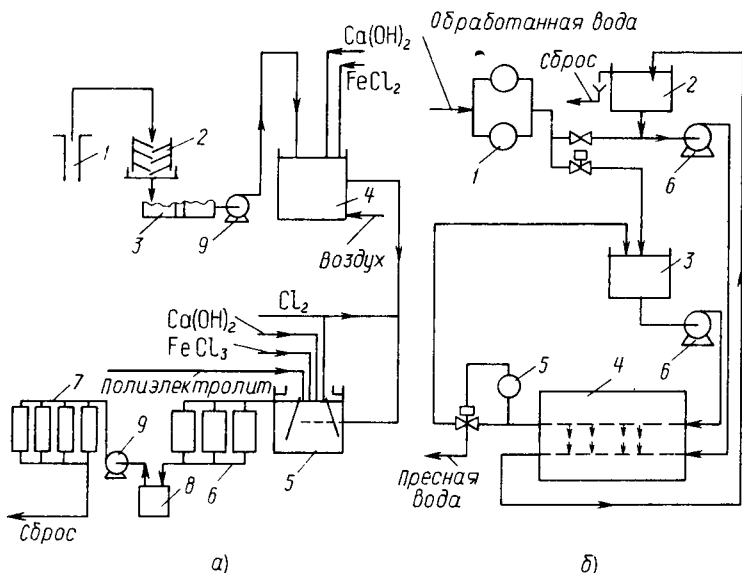


Рис. 5.5. Схема водоподготовки и электродиализной установки для опреснения воды с концентрацией 3,5%:

а — схема водоподготовки: 1 — заборная скважина; 2 — отстойник; 3 — накопитель; 4 — емкость для химподготовки воды; 5 — осветлитель; 6 — песчаные фильтры; 7 — угольные фильтры; 8 — промежуточная емкость; 9 — насосы; б — электродиализатор: 1 — картонные фильтры; 2 — рециркуляционная емкость; 3 — бак рециркуляции для пресной воды; 4 — опреснитель; 5 — регулятор; 6 — насосы

ков является периодическая промывка камер. Эксплуатационное совершенство электродиализного процесса определяет концентрационная поляризация, при которой количество ионов в прилегающих к мембране слоев дилютантной камеры при высоких плотностях тока может стать равным нулю, что приводит к резкому возрастанию электрического сопротивления всего опреснительного аппарата. Явление поляризации вызывается различием чисел переноса ионообменных мембран и исходной воды. Экспериментальные исследования В. Н. Смагина, Ж. Торнера, О. Кедема и Т. Рубенштейна [42] указывают на достаточную сложность и малую изученность концентрационной поляризации и сопровождающих ее отрицательных эффектов: увеличение общего сопротивления опресняемого раствора, перерасход энергии на процесс переноса и уменьшение выхода по току. При высокой плотности тока примыкающая к мембране инертная пленка воды становится неэлектропроводной, что вызывает резкий скачок электрического сопротивления. По данным В. Индусекхара и др. [81], изучивших поляризацию с 0,005 н., 0,01 н., 0,02 н. раствора KCl, критическая плотность тока достигла $4,8 \text{ м} \cdot \text{А} / \text{см}^2$ при скорости потока 260 см/мин и расходе 0,01 н. раствора 8 л/ч. Тол-

щина инертной пленки при такой плотности тока оказалась равной $7 \cdot 10^{-3}$ см.

Опыт эксплуатации электродиализных опреснительных установок выработал определенные требования к исходной воде, которая не должна содержать более 1—2 мг/л взвешенных веществ, окисляемость ее не выше 3—5 мг O_2 /л, наличие железа и марганца около 0,05 мг/л.

Обычно природные подземные воды и морская вода в своем составе имеют соли железа и марганца в значительно больших количествах, которые снижают до допустимых пределов Н- и Na-катионированием, цикличностью процесса, введением окислителей типа кремниевой кислоты. Влияние загрязненных мембран в процессе с периодической сменой направления потока и энергетической полярности для раствора, содержащего 2000 мг/л NaCl и 1—5 мг/л хлорного железа, проанализировано Д. Томсоном и А. Тремблаем [116]. Испытания электродиализатора на мембранах фирмы «Ионак» типов МА3148 и МК3142 размером 165×44 мм с полиэтиленовым сеточным сепаратором с 13—14 активными мембранами в каждом блоке, при скорости потока $1,25 \cdot 10^{-5}$ см/с, напряжении на электродах 20—30 В, продолжительности цикла 20 ч показали, что при устойчивом режиме работы установки из-за выпадения отложений в дилуатных каналах гидравлическое сопротивление увеличивается. Его определяют как изменение падения давления через 2 ч работы и через 20 ч по формуле $\Delta p_3 = (\Delta p_{20} - \Delta p_2) / \Delta p_2 \cdot 100$. Малое содержание железа ($1,04 \pm 0,06$ мг/л) в исходной воде привело к отложению $0,5 \pm \pm 0,2$ мг железа и $\Delta p_3 = 14 \pm 4\%$ для рассола и $\Delta p_3 = 18 \pm 9\%$ у дилуата. С повышением содержания железа до $5,38 \pm 0,2$ мг/л осадок возрос до $1,9 \pm 0,7$ мг, а Δp_3 составили 19 ± 7 и $32 \pm 13\%$ соответственно. Если значительное загрязнение поверхности мембран отсутствует, то совместное действие сопротивления мембраны и поляризации на общее сопротивление камеры выражается по формуле

$$R = R_0 + A \Delta E_m V_k,$$

где V_k — скорость потока через ячейку, м/с; ΔE_m — падение напряжения на мембране.

Так как пленочное отложение железа может повлиять на увеличение сопротивления мембраны R_0 и значение A , если пленка изменит поляризационные характеристики, то рассмотрены эти два варианта. В пределах приведенного выше количества железа в опресняемом растворе получены изменения R_0 (при $A = 0,059$), соответственно равные 18 ± 3 и $22 \pm 2\%$, а A (при $R_0 = 19$) $0,056 \pm \pm 0,11$ и $0,068 \pm 0,006\%$. При отсутствии соединений железа в воде $R_0 = 19 \pm 4\%$ и $A = 0,06 \pm 0,016$. Определение фактора отделения NaCl в диализаторе как отношение концентраций рассола и дилуата n_s в принятые интервалы времени $[\Delta n_s^{\text{отн}} =$

$= (n_{s_2} - n_{s_{20}}) / n_{s_2} \cdot 100$] для установившегося и не установившегося режимов указывает, что при высоких долях железа $\Delta l_s^{\text{отн}}$ в не установившемся режиме действует значительнее.

В установившемся режиме:			
Содержание солей железа, мг/л	0	$1,05 \pm 0,04$	$5,43 \pm 0,38$
Δl_s , %	1 ± 4	3 ± 8	6 ± 3
В не установившемся режиме:			
Содержание солей железа, мг/л	0	$0,89 \pm 0,13$	$4,76 \pm 0,04$
Δl_s , %	25 ± 18	22 ± 16	44 ± 5

В ходе эксплуатации красновато-коричневые отложения при наличии железа и его соединений в воде имеют место на всех мембранах с обеих сторон, а их однородность в установившемся режиме значительно меньше, чем в не установившемся. Сами мембраны в первом случае по внешнему виду имеют несколько большую степень загрязнения. Стремление повысить эффективность электродиализного процесса выдвигает перед специалистами проблемы изучения функционирования мембранных камер при эксплуатации. Такое исследование краевых эффектов и ориентации мембран представлено в работе [97] применительно к мембранам фирмы «Айоникс» 61-CZL-386 (катионитовые) и 103-QZL-386 (анионитовые) диаметром 3 мм. Проведены испытания по выявлению концевых эффектов на предельную плотность тока, а также и изменения их ориентации от 90° до 0° . Было установлено, что с отклонением мембранной поверхности от вертикали $i_{\text{пред}}$ изменяется по линейной зависимости при условии, что объединенный слой находится под мембраной. Что касается приграничного диффузионного слоя, то установлены для анионитовых и катионитовых мембран расстояния эффективного образования ионов δR , равные соответственно 0,75 и 0,25 мм. С учетом этих расстояний предельная плотность тока по сравнению с обычной пересчитана по уравнению

$$i_{\text{пред}} = 4I_{\text{кр}} / (\pi (D_m + 2\delta R)^2),$$

где D_m — диаметр мембраны, мм; $I_{\text{кр}}$ — критический ток, мА.

Наблюдение за работой электродиализной установки, состоящей из 100 пар камер, в широком диапазоне изменения концентрации исходной воды (1500—4000 мг/л) при различных скоростях потока (2,74—45,6 см/мин) и напряжении тока (75—200 В), производительности от 200 до 500 л/ч проведено К. Говинданом и сотрудниками [78]. Электродиализный аппарат имеет размеры мембран 30×60 см², эффективную площадь 1100 см² при толщине камеры 0,2 см; степень восстановления воды 75%.

Сравнение эффективности одно- и двухступенчатых схем проведено по так называемому энергоиндексу, представляющему собой отношение удельных затрат электроэнергии на получение воды, Вт·ч/л, к удельному производству воды с единицы поверхности мембраны, л/(ч·м²).

Из данных, приведенных ниже, видно, что при качестве опресненной воды 1000 мг/л расход энергии на ее выработку ниже, чем при 1850 мг/л.

Солесодержание исходной воды, мг/л	1820	2600	3930
Производительность, л/ч	400	300	240
Удельный расход энергии, кВт·ч/м ³	0,52	1,6	3,87
Индекс мощности	0,29	0,117	0,355
Напряжение, В	120	190	230

В двухступенчатой установке наиболее рациональные показатели достигаются при производительности 400 л/ч, концентрации воды 3930 мг/л, при этом расход электроэнергии равен 2,08 кВт·ч/м³, а индекс мощности 0,23.

Глава шестая

ЭКСТРАКЦИОННОЕ И КРИСТАЛЛИЗАЦИОННОЕ ОПРЕСНЕНИЕ ВОДЫ

6.1. ОПРЕСНЕНИЕ ЭКСТРАКЦИЕЙ

Более полное использование энергетических возможностей при опреснении воды требует разработки комплексного подхода к этой проблеме. Это возможно в том случае, когда технологическая схема установки, опресняющей воду, будет включать в себя не один опреснительный процесс (дистилляция, обратный осмос, электродиализ), а взаимодействие нескольких агрегатов, обеспечивающее оптимизацию всего процесса. Одновременно на действующем оборудовании будет осуществлена безотходная технология с оптимальными затратами. С точки зрения дальнейшего совершенствования процесса опреснения большое практическое значение приобретают разрабатываемые и проходящие опытную проверку методы: газогидратный, экстракционный, химического вымораживания. Эти методы позволяют получить рассолы с высокой концентрацией, не требуют сложной схемы водоподготовки, обладают возможностью извлечения из исходной воды как органических, так и минеральных компонентов.

Экстракция широко используется в химической технологии для целей очистки и разделения веществ и, как отмечает Г. А. Ягодин и др., представляет собой технологический прием извлечения в системе жидкость — жидкость одного или нескольких компонентов из водного раствора в несмешивающуюся с ним органическую фазу в целях разделения смеси веществ [56].

Опреснение воды достигается экстрагированием солей из воды либо, наоборот, пресной воды из солевого раствора. Более эффективен второй прием, основанный либо на способности определенных органических веществ избирательно экстрагировать воду, оставляя ионы солей, либо на значительном изменении растворимости в них воды с изменением температуры.

Экстрагенты, применяемые в качестве растворителей, должны иметь высокую селективность по отношению к солям, находящимся в исходной воде. Их характерная особенность — резкое изменение растворимости воды от температуры. Установлено, что растворимость воды в экстрагенте уменьшается с повышением температуры, что позволяет проводить процесс экстракции воды при низкой температуре, а затем разделять пресную воду и растворитель нагреванием. Поэтому опреснение в таком цикле складывается из собственной экстракции, сепарации и удаления из воды остатков растворенного экстрагента.

По своим свойствам экстрагенты должны отвечать таким требованиям, как легкость регенерации, создающая предпосылки к быстрому извлечению их из воды, невысокая вязкость, способствующая интенсификации теплообмена и потерь энергии на транспортировку и перемешивание, незначительное различие в плотностях по сравнению с водой, позволяющее выполнять гравитационное разделение.

В качестве экстрагентов использует сложные эфиры, спирты, жирные кислоты, кетоны, альдегиды, эфиры глицерина, амины, эфиры фосфатов и фосфитов, тооэфиры, производные морфолина.

По данным Д. Худа и Р. Дейвисона [33] наиболее пригодными для опреснения являются диамины, пирадины, вторичные и третичные амины и эфиры, глиноль эфиры и аминоксифиры. Эти соединения содержат в своей молекуле сильноэлектроотрицательные атомы кислорода или азота, способные образовывать водородные связи с молекулами воды. Наилучшими свойствами экстрагирования, а также наиболее подходящими плотностью, вязкостью и легкостью фазового разделения обладают амины, содержащие от четырех до семи атомов углерода.

В настоящее время в опреснении экстракцией проходят проверку многие растворители с оптимальными температурами экстракции и сепарации. Наиболее удовлетворительными в этом отношении признаются алифатические амины (метилдиэтиламин, триэтиламин) или их смеси, имеющие температуру экстракции от 17 до 52° С. При выборе температуры смеси необходимо учитывать зависимость между растворимостью воды и температурой. Так, при смеси метилдиэтиламина с двумя частями триэтиламина растворимость воды в растворителе при температуре 37° С составляет 30—35%, а при 57° С она падает до 10%. Повышение содержания воды в экстракте свыше 35—40% сни-

жает его селективность и сопровождается увеличением концентрации солей. Эта особенность процесса, не присущая другим способам опреснения, позволяет подбором смесей приспособить его к температуре и солесодержанию исходной воды.

Особенности опреснения экстракцией наиболее подробно исследованы для триэтиламина. Это объясняется прежде всего тем, что его селективность во многом зависит от солесодержания в исходной воде и концентрации воды в экстрагенте, так как при номинальном содержании солей селективность падает с увеличением содержания воды в экстрагенте. Кроме того, характерной особенностью этого метода является возможность ведения процесса при температуре не более 20° С с использованием низкопотенциальных источников теплоты. Для температуры экстракции около 20° С возрастание концентрации солей в исходной воде вызывает значительное снижение концентрации в экстракте. С изменением солесодержания от 0,5 до 35 г/л массовое содержание воды падает от 29,3 до 11,3%. Экстракция при помощи аминов сопровождается выпадением в осадок гидроксидов кальция и магния, что требует усложнения цикла введением предварительного умягчения исходной воды.

В схемах опреснения экстракцией находят применение такие соединения, как фенол и бутанол, а также такие органические вещества, как диоксан. Реакция с использованием фенола идет при 25° С, а сепарация при —5° С, а у бутанола те же процессы протекают при 115 и 63° С. Диоксан как агент позволяет получить воду питьевого качества (0,2—0,5 г/л) с остаточным загрязнением диоксаном 3 мг/л. Углеводороды гексан, гептан, октан, изооктан допускают повышение начальных параметров воды до 232—288° С и давление до 3,5—7 МПа. Метод высокотемпературной экстракции при хорошем качестве получаемой воды весьма экономичен.

Несмотря на то что опреснение экстракцией по принципу извлечения солей не находит, как отмечено выше, соответствующих агентов, попытки к разработке такой технологии предпринимаются.

Так, К. Колеман предлагает производить взаимодействие морской воды с диметилсульфоксидом, который насыщает ее NaCl. Смесь разделяют в специальной колонне, где отделенный NaCl сбрасывается, а экстрагент повторно используется. Затраты на опреснение ниже, чем при дистилляции [27, 28].

Экстракция как способ опреснения морской и солоноватых вод не находит широкого применения, что указывает на его большую сложность и недостаточную проработку отдельных конструктивных и технологических вопросов, хотя экономическая целесообразность его вполне приемлема. Пилотные установки, которые были сооружены и прошли апробацию в ряде стран, выполняются как одно-, так и многоступенчатыми.

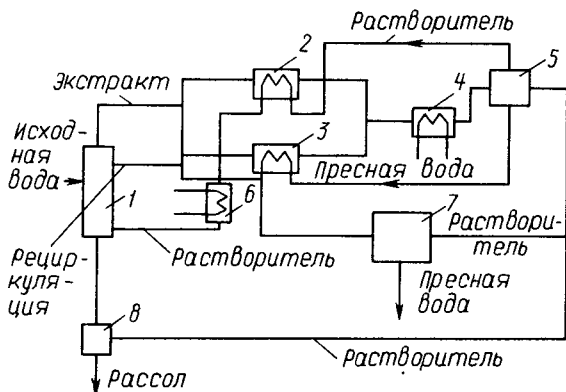


Рис. 6.1. Опреснение воды экстракцией с использованием смешанного растворителя

Вторые, как отмечает Т. В. Князькова, эффективнее, так как большой объем экстрагента взаимодействует с исходной водой и увеличивается количество экстрагированной воды с ростом соотношения органической и водной фаз [18]. Одновременно повышается выход воды с малым конечным содержанием, возрастает концентрация воды в экстракте, рассол имеет высокое солесодержание.

Процесс опреснения экстракцией иллюстрирует схема рис. 6.1. Соленая вода подводится в верхнюю часть противоточной экстракционной колонны 1 и вступает в контакт с движущимся снизу вверх растворителем. Экстрагирование происходит при температуре 17—42° С. Содержащий 30—35% воды экстракт через теплообменники 2 и 3 и подогреватель 4 подается в сепаратор гравитационного типа 5, где экстрагент отделяется от воды. После сепарации растворитель охлаждается в теплообменнике 2, затем поступает в охладитель 6 и вновь возвращается в схему опреснения. Пресная вода с остатками аминов через теплообменник 3 идет в отделитель 7, а рассол из колонны — в отделитель 8 для извлечения из него растворителя. Из охладителей экстрагент направляется в сепаратор. Часть пресной воды после теплообменника 3, содержащая амины, подается в колонну на рециркуляцию, чтобы не допустить увеличения концентрации солей в растворителе, в особенности при высоких солесодержаниях исходной воды.

Технико-экономическая оценка процесса в такой одноступенчатой установке показала, что для вод с солесодержанием от 5 до 10 г/л при использовании смеси из метилдиэтиламина и триэтиламина в соотношении 1:1,5 с температурой экстракции 35—40° С и сепарации до 75° С суммарный расход энергии составит 5,3 кВт·ч/м³ при снижении концентрации солей в прес-

ной воде до 0,5 г/л и концентрации рассола 50 г/л. Благодаря схеме противоточного теплообмена потребление теплоты в данном процессе меньше, чем при дистилляции и вымораживании. В дальнейшем схема, приведенная выше, была подвергнута некоторому видоизменению [96]. Так, теплоту, выделившуюся в процессе, предлагается использовать при разделении воды и агента. Предусмотрен компрессор, повышающий температуру пара из экстрактора от 22 до 30° С и подающий пар в конденсатор, где происходит разделение смеси, которая затем направляется в сепаратор, откуда экстрагент снова поступает в цикл. В качестве экстрагентов были рекомендованы этилпропиламин и диметилизопропилен в пропорции 2:1.

Как отмечалось в гл. 1, минимальная теоретическая работа разделения в обратимых процессах разделения зависит от температуры исходной воды и концентрации солей в ней, и поэтому эффективность опреснения тем выше, чем ближе цикл установки к идеальному термодинамическому. Преимущество метода опреснения экстракцией по сравнению с методами дистилляции, вымораживания, газгидратным состоит в том, что теплота плавления и растворения экстрагента выше теплоты плавления растворения воды в растворителе. Исследованиями Д. Р. Дейвисона [2] получено, что для триэтиламина теплота растворения равна 186 кДж/кг, а диэтиламина 93 кДж/кг; скрытая теплота парообразования при 100° С составляет 2485 кДж/кг, теплота плавления — 335 кДж/кг, что указывает на меньшее количество теплоты, передаваемой в этом процессе, а следовательно, на большее термодинамическое совершенство цикла. Выбор растворителя определяет количество переносимой теплоты; так, при температурном режиме 30—75° С этилбутиламин передает 1106 кДж/кг, а триэтиламин с температурой 18—30° С 279,5 кДж/кг. В последнем случае при температуре исходной воды 25° С и концентрации 5 г/л энергетические затраты составляют 4,7 кВт·ч/м³. Для воды с солесодержанием 1,5 г/л это значение примерно на 20% ниже. Двухступенчатая схема более экономична, так как затраты на экстракцию и сепарацию снижаются до 3,6 кВт·ч/м³.

Р. Буэтоу [33] полагает, что хорошее опреснение воды может быть получено при использовании оксациклических углеводородов типа диоксана. Одновременно он предлагает извлечение диоксана из воды и рассола производить добавлением жидкого СО₂, что снижает растворимость воды в смеси диоксана и СО₂ и позволяет получать воду питьевого качества при остаточном содержании экстрагента в ней 3 мг/л.

В Институте коллоидной химии АН УССР опробирована установка с применением в качестве экстрагента триэтиламина [18]. Поступающая на опреснение вода имела концентрацию 5 г/л NaCl. Одним из важнейших параметров, от которого

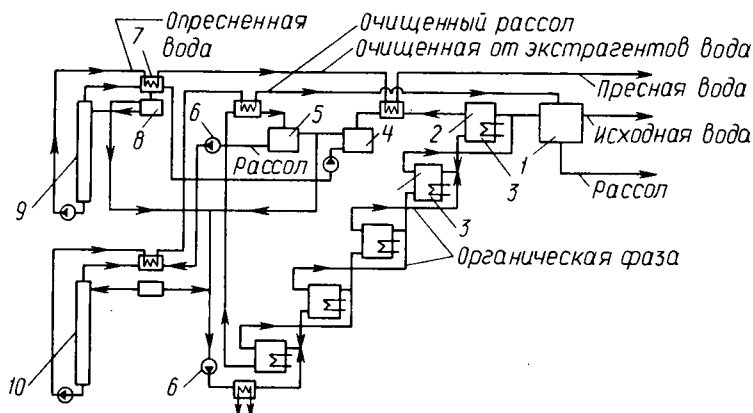


Рис. 6.2. Многоступенчатая схема опреснения экстракцией:

1 — узел умягчения воды; 2 — смешительно-отстойный экстрактор; 3 — теплообменник; 4 — сепаратор экстракта; 5 — сепаратор раффината; 6 — насосы; 7 — конденсатор-теплообменник; 8 — отстойник-сепаратор; 9 — отгонная колонна по пресной воде; 10 — то же по рассолу

зависит ход процесса, установлена температура экстракции. Даже при незначительных ее колебаниях ($2-1,3^\circ\text{C}$) солесодержание изменяется почти в 2 раза, а выход по воде — в 1,5 раза. Оптимальный процесс сепарации достигается при температуре 29°C и выше, но не более 40°C . Выход конечного продукта зависит от начальной концентрации опресняемой воды и падает с ее возрастанием ($2-10\text{ г/л}$).

Процесс экстрагирования протекает успешно для раствора с $b_{\text{и}}=10\text{ г/л}$ при высоком содержании воды в экстракте (не менее 20%). Это положение привело к проработке многоступенчатой схемы опреснительной установки шахтных хлоридных вод с $b_{\text{и}}=5\text{ г/л}$ и выше.

Установка смонтирована из пяти ступеней экстракторов смешительно-отстойного типа, соединенных последовательно, содержит сепарационный, десорбционный узел, теплообменники и систему умягчения исходной воды Na-катионированием, которая облегчает протекание процесса благодаря влиянию на него солей жесткости — $\text{Mg}(\text{OH})_2$, CaCO_3 .

Принципиальная схема этой установки дана на рис. 6.2. Предварительно очищенная вода поступает на умягчитель и затем в первый экстрактер, через который противотоком движется растворитель. Циркуляция экстрагента начинается с последней ступени и после прохода через все ступени насыщается водой и отдает на первой ступени конечный экстракт и пресную воду. Экстракт и раффинат в теплообменниках нагреваются до 10°C и закачиваются в гравитационные сепараторы для разделения. Пресная вода и рассол после нагрева до 75°C в кон-

денсаторах-теплообменниках после сепараторов-отстойников направляются в отгонные колонны для окончательной очистки от экстрагента. Произведенная вода поступает в теплообменники, а затем потребителю, рассол утилизируется.

По показателям установка характеризуется высоким выходом воды (90%) при конечной концентрации солей 0,9 г/л. Температура по экстракции равна 18,9° С, а по сепарации достигает 30° С и концентрация воды в конечном экстракте 38,7% и циркулирующем триэтиламине 5,4% по весу. Среднегодовой удельный расход энергии составляет 7,6 кВт·ч/м³ при предполагаемой стоимости воды 15 коп/м³.

Другой разновидностью является запатентованная Г. Хессом экстракционная опреснительная установка, рассчитанная на введение в исходную воду алифатических (гексан, гептан, октан, изооктан, циклогексан, изопропил) и ароматических (бензол, ксилол) углеводородов.

Морская вода с концентрацией солей 30 г/л насосом подается в верхнюю камеру контактной колонны под давлением 7,5 МПа. В среднюю камеру колонны по трубопроводу поступает экстрагент при температуре около 350° С. В колонне организован противоточный контакт воды с жидким экстрагентом и нагрев ее до 335° С, а также охлаждение растворителя до 32° С. Охлажденный экстрагент с некоторым количеством пресной воды отводится из контактной колонны и поступает в охлаждающую колонну. Нагретая морская вода опускается в среднюю камеру колонны, где контактирует с нагретым до 335° С растворителем. Смесь последнего с водой из средней камеры перепускается в нижнюю камеру охлаждающей колонны, в верхнюю часть которой подается охлаждающая среда (ртуть). При противоточном движении охлаждающей среды и смеси происходит охлаждение экстрагента и его разделение. Из колонны после рециркуляции он направляется в нагреватель и возвращается в схему. Опресненная вода отводится в основную колонну, где при движении вниз охлаждается растворителем, выходящим из контактной колонны. Через нижнюю часть колонны рассол удаляется из системы.

В штате Техас (США) на пилотной установке производительностью 7,5 м³/сут проведено опреснение воды с $b_n = 4 \div 9$ г/л при температуре экстракции 35° С и сепарации 60° С. Схема принята многоступенчатой с получением воды с солесодержанием 10—600 мг/л. В качестве экстрагента применена смесь в отношении 1:1 триэтиламина и диэтилметиламина. Эффективность установки очень низкая.

Как в отечественной, так и в зарубежной практике (Е. Д. Мальцев, П. Бортон и М. Фенске) рассматривалась возможность получения пресной воды экстракцией с помощью парафиновых углеводородов при температуре 340° С и давлении 226

18 МПа. При контакте с этими средами при температуре выше 315° С солесодержание в конечном продукте резко падает. Для обеспечения регенеративного теплообмена в этом случае необходимы контактные теплообменники с псевдосжиженным потоком теплоносителя из твердых частиц (7—9 мм в диаметре) с высоким качеством материала для корпусов. Рассчитанная стоимость воды ниже, чем при дистилляции. Опыт их экспериментальной проверки не увенчался успехом в силу высокой пожароопасности.

Л. Лазаре в качестве экстрагирующего вещества предполагает сополимер, состоящий из 30% винилового спирта и 70% метилвинилового кетона. В предлагаемой схеме в морскую воду, подогретую до 40° С в подогревателе и до 50° С в трубопроводе паром низкого давления, вводят экстрагент. Смесь морской воды и растворителя поступает в экстрактор, в котором образуется двухслойная смесь. Нижний слой содержит экстрагент и пресную воду, а верхний — концентрат солей, выделенных из морской воды. Смесь охлаждается до 27° С и поступает в сепаратор на разделение. Растворитель через теплообменники возвращается в цикл. Рассол насосом перегоняется в камеру, где из него удаляется экстрагент.

На основе этой схемы фирма «Пьюрекс» (США) в Аравийском заливе планирует сооружение опреснителя, в который исходная вода поступает с температурой 35° С и концентрацией солей 45 г/л [96]. В качестве экстрагента применен полимер U-11755 с молекулярным весом от 1800 до 3000, плотностью 1,1—1,15 кг/м³ и вязкостью 10—40 сПз. Предварительно были исследованы более 200 полимеров, для которых получены фазовые диаграммы, распределение NaCl как функция содержания тяжелой фазы полимера для 0,25 н. и 1 н. растворов NaCl, удельной плотности смеси при наличии полимера, проверена химическая стойкость при 100° С для различных pH в присутствии различных солей, металлов, кислородной и азотной сред.

Установлено, что полимеры на основе моноэпоксидов устойчивы длительное время при pH=4÷10 в присутствии ионов морской воды и тяжелых металлов, кислород вызывает незначительную их деградацию. Распределение солей морской воды между фазами на 50% выше, чем для NaCl.

Принципиальная схема установки приведена на рис. 6.3. На опреснение поступает 7830 м³/ч морской воды, которая после двух конденсаторов проходит деаэрацию и насосом закачивается в подогреватель-контактор, туда же подается экстрагент. Центробежный сепаратор схемы выполняет две функции. В нем передается теплота от нагретого растворителя к поступающей морской воде с увеличением содержания воды в экстрагенте с 8,2 до 24,6% при противоточном течении с изменением температуры до 30° С. Одновременно происходит изотермическое удаление

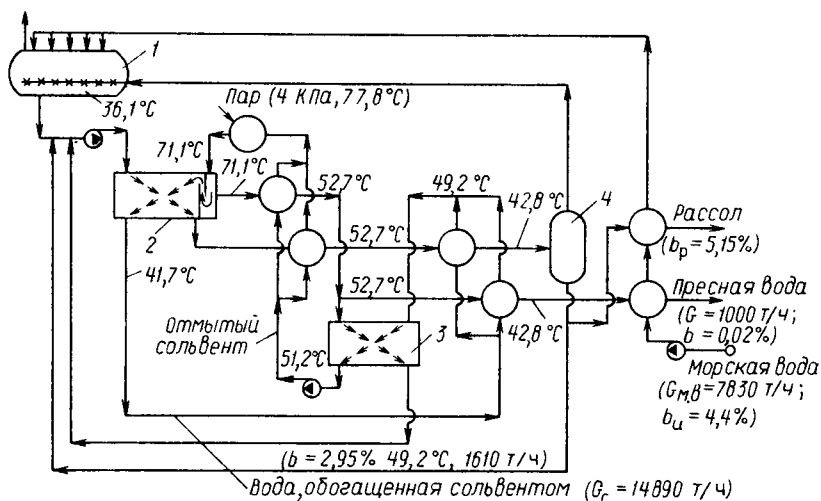


Рис. 6.3. Тепловая схема жидкостно-жидкостной экстракционной опреснительной установки:

1 — деаэрактор; 2 — контактный теплообменник; 3 — контактный отмыватель; 4 — испарительный барабан

солей из насыщенного полимера с уменьшением их содержания с 3300 до 36 мг/л, чтобы получить воду с солесодержанием 200 мг/л. Сепаратор выполнен многоступенчатым, на роторе которого насажены 72 перфорированные тарелки диаметром 72 см.

Оценка эффективности этой схемы, на которой получают 1000 м³/ч пресной воды, показала, что для нагрева растворителя от 47,7 до 71,1° С потребуется 1196 кДж/кг теплоты, из них 82% восстанавливаются в цикле, в то время как на дистилляцию расходуется до 2300 кДж/кг при относительной выработке 6,7. В рассматриваемой схеме на привод насосов расходуется 6000 кВт электроэнергии, которую вырабатывают турбины с давлением 0,37 МПа, отдающие пар в цикл с температурой 77,8° С и давлением 0,04 МПа.

Наряду с описанными схемами запатентовано и экспериментально опробировано весьма значительное количество установок с различными экстрагентами. Так, например, Р. Вейлемеем предложен опреснитель с использованием аммиака, в схеме Д. Петерсона — бутиловый спирт, существенное улучшение процесса дает метод Б. Керра с использованием высаливающих агентов [56]. Общий анализ всех способов экстрагирования морской воды позволяет сделать вывод, что все они характеризуются недостаточной селективностью растворителей, что приводит к необходимости рециркуляции экстракта и организации многоступенчатого опреснения, а следова-

тельно, дополнительных затрат. При опреснении вод с высоким соледержанием (более 10 г/л) приходится в 2—3 раза увеличивать расход циркулирующего экстрагента, так как снижается растворимость воды. Увеличение расхода агента требует больших теплопередающих поверхностей, усложнения теплообменников, возрастания габаритов. Наличие остатков растворителя в пресной воде приводит к необходимости доочистки ее. Способ не вышел за пределы лабораторных исследований, и его практическая реализация полностью зависит от технологического совершенства производимых экстрагентов. Однако в перспективе он найдет применение благодаря таким преимуществам, как малый расход теплоты и его низкий потенциал, отсутствие накипеобразования и коррозии теплопередающих поверхностей из-за ингибирующего действия экстрагентов.

6.2. ОПРЕСНЕНИЕ ВОДЫ ХИМИЧЕСКИМ ЗАМОРАЖИВАНИЕМ

Процесс опреснения замораживанием может осуществляться методами естественного и искусственного охлаждения исходной воды. На современном уровне практический интерес представляет последний. Замораживание пресной воды, содержащей значительные количества солей, протекает различно, так как на кристаллизацию последней влияет соледержание. В соответствии с существующими представлениями опреснение основано на различии температур замерзания пресной и соленой воды, а также на селективных свойствах кристаллической решетки льда, не допускающей замены атомов водорода и кислорода атомами других солей. При медленном охлаждении соленой воды подвижность молекул солей и воды уменьшается, а упорядоченность движения возрастает, способствуя форсированию элементарной кристаллической структурной решетки льда и соли. Разница их кристаллографических параметров и свободных энергий у молекул воды в решетке льда и молекул солей в собственных решетках определяет отделение ионов солей от решетки льда и молекул солей в собственных решетках.

Силовое поле солей или силы кристаллизации отталкивают эти ионы от поверхности кристалла льда, вокруг которого формируется пограничный слой с концентрацией в нем солей, меняющейся от нуля на поверхности до концентрации, соответствующей концентрации исходной воды. Отжатые силовым полем ионы солей переходят в раствор, а кристаллы льда являются основой получения пресной воды. По мере снижения температуры плотность опресняемой воды увеличивается. При достижении определенного значения происходит одновременно

образование кристаллов льда, выпадение солей из пересыщенного раствора и вытеснение рассола в капилляры образующегося льда. При медленном замораживании лед имеет игольную структуру с правильным вертикальным расположением капилляров, заполненных рассолом. По мере увеличения его концентрации лед перемещается вдоль капилляра вниз, что способствует отделению рассола и получению относительно чистого льда. При быстром замерзании кристаллообразование идет бессистемно, и лед формируется с избыточной структурой, из которой трудно отделить включения рассола. В основу искусственного замораживания положено явление образования кристаллов льда и рассола при охлаждении исходной воды до температуры замерзания в условиях интенсивного перемешивания.

На развитие искусственного замораживания, как показали исследования советских исследователей В. С. Мартыновского, Л. З. Мельцера, Л. Ф. Смирнова, М. В. Колодина [15, 20, 43], влияют термодинамическая эффективность холодильного цикла и технико-экономические показатели процесса.

В термодинамическом цикле минимальная работа разделения определяется начальной температурой источника и концентрацией солей в исходной воде. Степень термодинамического совершенства опреснительной установки оценивают по относительному значению действительных энергозатрат для идеального обратимого процесса $\eta_e = W_{\text{мин}} / W_d$.

Минимальная работа разделения в опреснительной установке в общем случае может быть выражена как

$$W_{\text{мин}} = A \left(\frac{T_n - T_k}{T_k} \right) \frac{T_0}{T_n}, \quad (6.1)$$

где A — скрытая теплота процесса; T_n , T_k — температура начала и конца процесса; T_0 — температура исходной воды.

Вычисления минимальной работы $W_{\text{мин}}$, выполненные М. В. Колодиным применительно к двум процессам при равных условиях: концентрация исходной воды по NaCl составляет 35 г/л, выход пресной воды — 50%, конечная концентрация рассола 70 г/л, подтвердили равенство энергетических затрат.

Однако, как отмечает автор, разделение в замораживающем процессе протекает при большем температурном напоре, чем дистилляция, и поэтому отнесенный к одному градусу температурного напора процесс разделения будет теоретически в 3,5 раза эффективнее, что, безусловно, не достигается в реальных процессах опреснения, так как степень термодинамического совершенства $\eta_e = 4,5 \div 16\%$, а не 26% (по оценке идеального процесса).

Термодинамический анализ, как показано В. Т. Плотнико-

вым [29], позволяет установить основные потери в отдельных составляющих цикла, найти причины их возникновения и предложить на этой основе пути совершенствования процесса опреснения замораживанием.

Кристаллизация при замораживании осуществляется за счет контакта исходной воды с теплопередающей поверхностью, имеющей отрицательную температуру, создаваемую холодильной установкой (так называемое косвенное замораживание), испарением охлажденной воды в вакууме с парокompresсией, контактом опресняемой воды с жидким хладагентом, не смешивающимся с водой.

Каждый из этих методов включает несколько сложных процессов: кристаллообразование и сопровождающие его процессы, сепарацию и отмывку льда, контактную конденсацию углеводородных газов. Экономические предпосылки опреснения замораживанием привели к многочисленным исследованиям процесса, достаточно подробно проанализированным в монографии М. В. Колодина [15]. Наибольшее значение при опреснении воды этим способом имеет льдообразование в кристаллизаторах, механизм образования зародышей и их дальнейший рост в которых характеризуются своими особенностями. Прежде всего, растворенные в переохлажденной воде соли и различные температуры, при которых они выделяются из опресняемой воды (при -2°C выпадает углекислый кальций; при -8°C — сернокислый натрий, при -20°C — другие сульфаты, при -23°C поваренная соль, при $-40 \div -45^{\circ}\text{C}$ — хлориды магния, калия и кальция), затрудняют образование зародышей кристаллизации. Кроме того, морская вода — многофазная система, процесс кристаллизации в которой протекает с изменением агрегатного состояния двух фаз — испарением хладагента и льдообразованием. Тепло- и массоперенос в пограничном слое у кристалла льда по выводам Э. А. Прошина [13] обусловлен теплопроводностью, а по мере удаления от него — конвекцией. Количество образующихся кристаллов зависит от интенсивности теплообмена, скорость роста которых может быть найдена как

$$W_x = \alpha \Delta T_x / (q_{пл} \gamma_l), \quad (6.2)$$

где α — коэффициент теплоотдачи, Вт/(м²·град); $q_{пл}$ — теплота кристаллизации, Дж/кг; γ_l — плотность льда, кг/м³.

Движущая сила процесса кристаллизации, характеризующая переохлаждение кристалла, равна:

$$\Delta T_x = T_3 - T_n, \quad (6.3)$$

где T_3 — температура кристаллизации раствора; T_n — температура поверхности кристалла.

Скорость удаления солей, отводимых от кристалла в рас-

сол, в соответствии с уравнением массообмена определяется так:

$$\frac{D_i}{\delta_k} F \gamma_n (b_n - b_p) = k_l F (b_n - b_p). \quad (6.4)$$

Здесь D_i — коэффициент диффузии, $\text{м}^2/\text{с}$; k_l — коэффициент массоотдачи, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; δ_k — толщина пограничного слоя, м ; b_n , b_p — концентрации солей вблизи поверхности кристалла и в рассоле, $\text{кг}/\text{кг}$.

При определении этих важных для оценки кристаллизации параметров необходимо экспериментально установить значения T_n , b_n и δ_k . Поэтому на основе опытных данных применительно к принятым условиям получены зависимости, при помощи которых дается оценка интенсивности теплообмена как основной составляющей процесса кристаллизации. Так, скорость роста кристаллов связывают с величиной переохлаждения раствора

$$\Delta T = T_3 - T_p, \quad (6.5)$$

где T_p — температура раствора; и скоростью U , омывающей кристалл воды, которая входит в выражение

$$W_x = \beta \sqrt{U \Delta T_3^3}.$$

Коэффициент β в этой зависимости имеет различное значение, установленное экспериментально. По известному значению W_x и непосредственным измерениям предложены критерияльные соотношения и эмпирические уравнения для описания процесса кристаллизации (А. Г. Ткачев, Р. Фернандес, Л. А. Букина, И. В. Соколов и др.) [52, 13, 14]. Большинство из этих опытов хотя и расширяют представления о механизме кристаллизации, но проводились с пресной водой, носят противоречивый характер и построены на моделях с правильной формой кристаллов (шар, цилиндр, пластина), что не наблюдается в реальных условиях.

Кристаллизация в прямоточном процессе охлаждения является наиболее сложной, так как физическая картина его зависит от гидродинамических и теплофизических параметров, сопровождается охлаждением раствора, распыленным на капли кипящим хладагентом, фазовыми превращениями воды и агента. С таким подходом к оценке теплообмена от кристалла к рассолу наиболее приемлемо уравнение, полученное Э. А. Прошиным:

$$\text{Nu} = 0,79 \text{Re}_u^{0,79} \cdot \text{Pr}^{-1,18} K_0^{1,11}, \quad (6.6)$$

где $\text{Re}_u = nd^2 \gamma_x / \mu$ — число Рейнольдса, учитывающее перемешивание среды; $K_\phi = q_{\text{пл}} / C_p \Delta T_3$ — число, характеризующее фазовые превращения; n — скорость мешалки; d — ее диаметр.

За определяющий размер в числе Nu принят диаметр частиц льда. Справедливость уравнения ограничена пределами $\text{Re}_u = 17 \div 46 \cdot 10^3$; $K_\phi = 1700 \div 9000$; $\text{Pr} = 7,7 \div 12,5$.

В процессах экстракции и замораживания конечное качество

получаемой пресной воды находится в прямой зависимости от совершенства технологической цепочки сепарации и очистки кристаллов льда от рассола. Продукционные кристаллы льда и рассол после льдогенератора подвергают разделению, что выполняется методами осаждения или механического отделения. Процесс сепарации льда зависит от конструкции производящего его устройства. В современной технологии отделения льда используют четыре метода: вакуумное фильтрование, гравитационное дренирование, центрифугирование и прессование.

При оценке их эффективности по значению показателя $E = \varphi_v (b_p - b_l) / (b_p - b_{см})$ (φ_v — реальный выход воды; b_p , $b_{см}$, b_l — концентрации рассола и смеси и соленость чистого льда) Г. Гендриксоном высказано мнение, что наиболее эффективны как средства сепарации вакуумное фильтрование и прессование.

Так, при фильтровании выход льда с $b_l < 1\%$ равен 55%, а при прессовании — до 59%. Несмотря на большую степень отделения, более 41—45% льда оплавится и уйдет на промывку оставшейся доли.

Одной из завершающих операций в процессе опреснения замораживанием является конденсация паров хладагента в плавителях льда, где при конденсации агента происходит плавление льда.

Контактная конденсация углеводородных газов по физическим представлениям существенно отличается от обстоятельно проверенных и теоретически описанных закономерностей конденсации паров хладагентов на твердых поверхностях, так как она протекает либо на кристаллах льда, либо при барботаже через водоледяной слой. Как видно из анализа, выполненного М. В. Колодиным, для различных агентов коэффициент теплообмена для таких условий различен и колеблется в широких пределах, что усложняет проектирование такого элемента схемы, как конденсатор-плавитель.

Простота практической реализации процесса замораживания послужила основой разработки, проектирования и создания пилотных установок с различными способами организации опреснения. Наиболее широкое распространение получили опреснители, использующие вакуумное замораживание и замораживание вторичными хладагентами. Принципиальные схемы первых выполняются с абсорбцией водяных паров, паровой компрессией и комбинированием абсорбции и эжекции водяных паров. Вторые работают на принципе контактного теплообмена во всех элементах установки, поверхностного теплообмена в регенеративных теплообменниках и конденсаторе второго контура и с такой же схемой и дополнительным поверхностным плавителем. Каждая из этих установок отличается конструктивным исполнением комплекующего оборудования в зависимости от фирмы-изготовителя.

Основополагающей технологической схемой является действующая по методу косвенного замораживания опреснительная установка, предложенная Л. Кервраном и сооруженная на острове Ил-де-Ие (Франция). При косвенном замораживании охлаждение опресняемой воды происходит за счет отрицательных температур, создаваемых в льдогенераторе хладагентом холодильной установки. Морская вода в такой установке, предварительно охлажденная в теплообменниках холодным рассолом и образовавшимся льдом, поступает в льдогенератор, охлаждаемый холодильной установкой. В нем происходит образование суспензии льда.

Получившийся лед совместно с рассолом подается на сетчатый транспортер, по которому распределяется равномерным тонким слоем. При движении транспортера со льдом рассол стекает в камеры отбора, а кристаллы льда сбрасываются в камеру таяния, где обдуваются теплым воздухом. В результате лед оплавляется и отмывается от рассола. Пресный лед поступает в накопитель, где окончательно тает за счет нагрева исходной водой. При подаче в льдогенератор, работающий при температуре воды около 6°C , концентрация солей льда снижается с 32 до 10 г/л, а в рассоле возрастает до 42 г/л. Примерно за 1 ч 30—35% воды переходит в лед. Полезный выход пресной воды равен 20% при расходе электроэнергии $40\text{ кВт}\cdot\text{ч}/\text{м}^3$.

Изучение косвенного замораживания соленой воды, проведенное П. М. Гасановым [5], показало, что при соответствующих режимах охлаждения и перемешивания можно получить мелкопористый лед при производительности установки 1—10 м³/ч, стоимость воды при этом составит соответственно 76—19 коп/м³.

Опреснение косвенным замораживанием характеризуется большим расходом электроэнергии, значительными капитальными затратами на холодильную установку и льдогенератор из-за его металлоемкости, а также сложностью эксплуатации, возникающей из-за обрастания поверхности теплообмена слоем льда. Эти недостатки снизили интерес к этому процессу и побудили исследователей к поиску более эффективных. Американскими и израильскими фирмами разработана технология опреснения воды вакуумным замораживанием с абсорбцией водяных паров и паровой компрессией.

В принципиальной схеме фирмы «Кэрриер» (США) применен контактный теплообмен между водой и водяным паром во фризере-испарителе (вода-хладагент), способствовавший интенсификации в льдогенераторе. Сложная схема установки, несмотря на уменьшение теплопередающих поверхностей, не позволила значительно снизить энергозатраты.

Вакуумное замораживание по схеме А. Зархина (Израиль), функционирующей с паровой компрессией водяных паров, оказалось термодинамически более выгодным, что позволило соору-

дить несколько пилотных установок с производительностью одного агрегата $227 \text{ м}^3/\text{сут}$. В установку вода подается через основной теплообменник, затем разбрызгивается в вакуумную камеру, где испаряется при низком давлении ($400\text{—}700 \text{ Па}$). При испарении вода теряет теплоту, что приводит к льдообразованию. Лед отделяется от рассола на сетчатом транспорте и перемещается в расплавитель, где оплавляется из-за конденсации паров вакуумной камеры, направляемых в расплавитель компрессором. Пресная вода насосом прогоняется через основной теплообменник и поступает в конденсатор. Несконденсировавшиеся в расплавителе пары отбираются самостоятельным компрессором и идут в конденсатор. Первоначальные затраты энергии для таких установок составили $22 \text{ кВт}\cdot\text{ч}/\text{м}^3$ пресной воды.

При модернизации установки был заменен компрессор на паровой с профилированным ротором и диффузором, изменена схема распределения льда в расплавителе, для чего в каждой из них установлен змеевиковый теплообменник для конденсации оставшихся водяных паров, повышена температура испарения холодильной машины с -27 до -4° С . Это позволило поднять производительность до $380\text{—}450 \text{ м}^3/\text{сут}$ и снизить затраты энергии до $10\text{—}12 \text{ кВт}\cdot\text{ч}/\text{м}^3$ при стоимости воды $27\text{—}35 \text{ цент}/\text{м}^3$.

Проектные проработки для таких установок производительностью одного модуля $1890 \text{ м}^3/\text{сут}$ пресной воды предполагают снижение энергопотребления до $6\text{—}8 \text{ кВт}\cdot\text{ч}/\text{м}^3$. Фирмой «Кэриер» процесс вакуумного замораживания усовершенствован в результате использования абсорбции паров, полученных в глубоком вакууме, создаваемом паровым эжектором. Вода предвательно деаэрируется, проходит через теплообменник и охлаждается потоками рассола и пресной воды, а затем направляется в распылитель с температурой $3,1^\circ \text{ С}$.

При испарении в вакууме происходит охлаждение воды до $-3,6^\circ \text{ С}$ и образование льда. Конденсация рассола увеличивается примерно в 2 раза. Удаляемый из замораживателя пар абсорбируется концентрированным (49%-ным) раствором NaOH , рассол которого из абсорбера прокачивается через теплообменники и поступает в генератор на упаривание. Конденсация пара из генератора осуществляется морской водой. Полученный при этом дистиллят после сепарации используется для промывки льда. Абсорбент из генератора самотеком уходит в абсорбер. Образовавшийся лед и рассол подаются в нижнюю часть промывочно-сепарационной колонны, где разделяются фильтрованием на решетках. Накопление льда происходит по мере его движения снизу вверх по колонне и одновременной его отмывкой от рассола. При помощи скрепера лед удаляется из колонны и в специальном резервуаре расплавляется пресной водой. Поток пресной воды идет в абсорбер для поглощения теплоты сорбции, в верхнюю часть сепарационной колонны для промывки льда, а

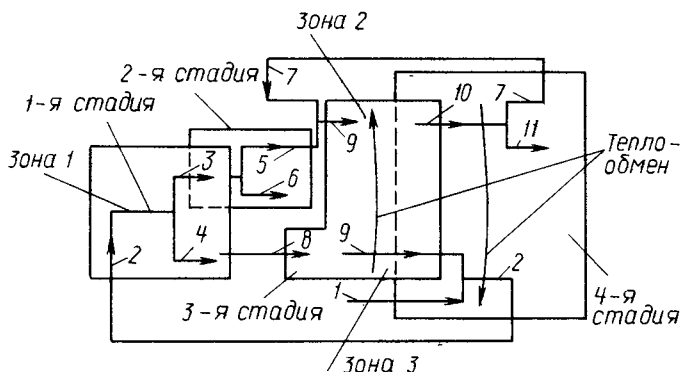


Рис. 6.4. Диаграмма потоков прямого процесса вакуумной замораживающей опреснительной установки:

1 — исходная вода; 2 — разбавленный раствор; 3 — лед и холодная шуга; 4 — пар низкого давления; 5 — очищенный лед; 6 — концентрированный рассол; 7 — рециркулирующий лед; 8 — водяной пар; 9 — лед; 10 — вода; 11 — конечный продукт

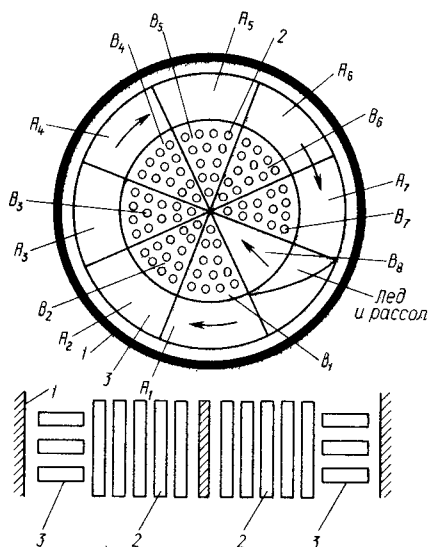


Рис. 6.5. Принципиальная схема единого замораживателя-плавителя:

1 — корпус; 2 — трубки; 3 — тарелки

также на охладитель поступающей на опреснение воды. Рассол частично используется повторно в замораживателе и при охлаждении исходной воды, после чего сбрасывается. Вакуумирование схемы производит паровой эжектор. Проектные проработки этой установки выполнены на производительность 378 и 3780 м³/сут. На опытном образце с малой выработкой расход энергии составил 30 МДж/м³ при стоимости воды 8 цент/м³.

Одним из новых решений вакуумного замораживания следует признать схему с плавлением при высоком давлении по методике Ч. Ченга (США, университет в Нью-Мексико) [68] (рис. 6.4). Преимущества этого процесса следующие:

1) не требуется компрессор для создания низкого давления водяного пара;

2) исключается необходимость в абсорбенте для абсорбции

водяного пара, а следовательно, и регенерационного контура;

3) отсутствует тепловой насос неиспользованной теплоты, реализуемой при конденсации и десублимации водяного пара низкого давления, получаемого за счет скрытой теплоты парообразования при плавлении льда;

4) используется оборудование, экономически выгодное и надежное в эксплуатации.

В первой стадии деаэрированная предварительно охлажденная исходная вода испаряется при относительно низком давлении, что вызывает льдообразование. В результате раствор превращается в пар низкого давления и в кристаллы льда и рассола. На этой стадии вода служит первичным охладителем. На второй стадии кристаллы льда, полученные в первой стадии, отделяются от рассола и отмываются потоком пресной воды. Третья стадия включает операции десублимации и плавления льда. Десублимации водяного пара низкого давления и плавлению льда под высоким давлением способствует одновременная теплопередача через теплообменную поверхность: с одной стороны ее образуется вода, а с другой выпадает лед, при этом чистый лед и лед следующей стадии плавятся. На последнем этапе процесса исходная вода вступает в контакт десублимированной массой, которая растворяется с образованием эквивалентного количества льда на внутренней поверхности теплообмена. Система отмывки принята обычной противоточной и на схеме не приводится.

На рис. 6.5 иллюстрируется принцип действия ротативной тарелочной плавильной камеры. Она представляет собой изолированный и опорожняемый корпус с большим числом отсеков, тарелок и вертикальных теплообменных трубок высокого давления. Тарелки камеры приводятся во вращение. Питание начинается в отсеке A_1 . Пары проходят отсеки от A_1 до A_7 и поступают соответственно в зоны B , где происходит их десублимация. Лед и рассол перемещаются в отсек A_8 в виде шуги и удаляются через отсек B_8 в поддон камеры. В обычной схеме вакуумного замораживания используются расширители-кристаллизаторы со струйным распылом рассола в свободное пространство, где в вакууме капли рассола испаряются. Рассматриваемый поверхностный агрегат по отношению к такому кристаллизатору имеет ряд преимуществ. Прежде всего уменьшаются потери на отделение рассола, отпадает необходимость в отделителе кристаллов, возрастают размеры кристаллов, что облегчает их отмывку, расход энергии составляет 0,095 против 0,7 кВт·ч/м³ в конвективном расширителе. На стадии испарительного замораживания захватываемые вращающейся тарелкой кристаллы льда всплывают и отделяются от объема рассола. Поток рассола медленно проходит через уплотненный слой льда. Поэтому спокойный отброс уровня льда помогает доставлять разбавленный рассол из общего объема к

поверхности и таким образом увеличивать поверхность испарения и формирования льда.

На третьей стадии процесса одновременно и соответственно на внешней и внутренней поверхностях трубок теплообменника происходят плавление кристаллов льда при высоком давлении и десублимация водяных паров при низком давлении.

Механизм десублимации включает следующие операции: перенос водяного пара в пароледяное пространство конвективным потоком, десублимацию этого пара с освобождением скрытой теплоты парообразования, передачу этой теплоты через уровень льда и стенку трубы к водолеяной смеси внутри нее к оплавляемому льду.

В присутствии инертного газа происходит падение парциального давления водяного пара, что создает движущую силу, необходимую для транспортировки его в водо-водяное пространство. Падение парциального давления понижает температуру десублимации и температурный напор для теплообмена. Основное термическое сопротивление оплавлению кристаллов льда значительно снижается при высоком его содержании в трубках, поэтому через трубки прокачивается смесь, в которой кристаллы льда составляют 40—55%. Трубки плавильной камеры выполнены диаметром $12,7 \times 2$ мм, длиной от 610 до 1525 мм. Лед поступает в трубки камеры через противоточную промывочную колонну.

На четвертой стадии процесса давление внутри трубки (зона 2) p_1 уменьшается, вода или рассол вступают в контакт с десублиматом в зоне 3 при низком давлении (рис. 6.6). Так как изменение температуры смеси льда с рассолом в этой зоне ниже, чем в водолеяной зоне 2, теплоотдача от внутренней к наружной поверхности процесса кристаллизации протекает в следующей последовательности: вода в зоне 2 + лед и рассол с концентрацией b_1 в зоне 3 переходят в воду и лед в зоне 2 + разбавленный рассол концентрацией b_2 в зоне 3. Когда количество исходной

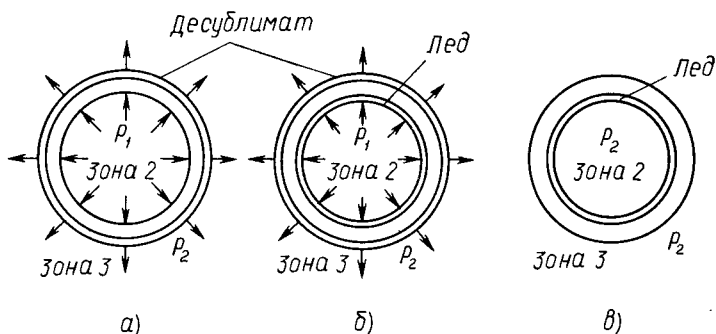


Рис. 6.6. Характер позонного процесса десублимации:

а — рассол с концентрацией b_1 ; б — рассол при наличии льда; в — рассол с концентрацией b_2

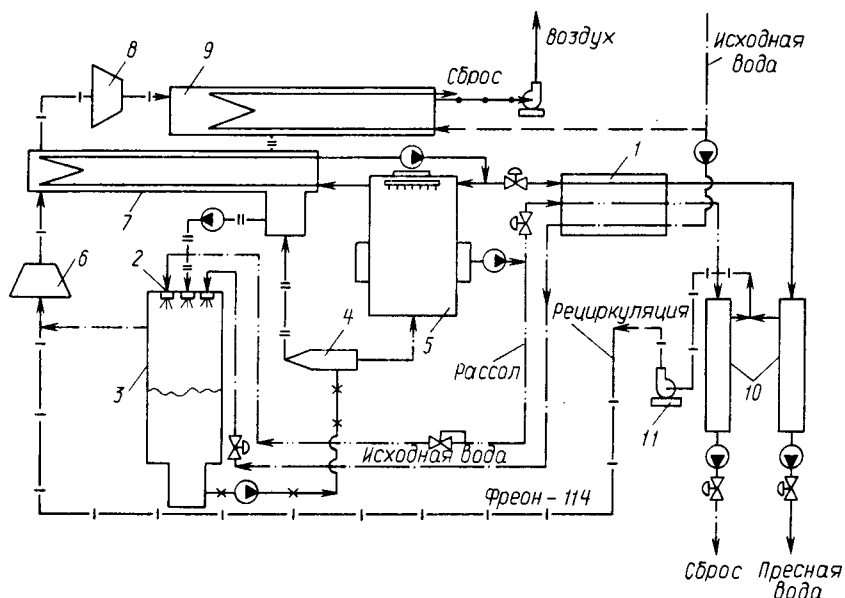


Рис. 6.7. Технологическая схема замораживающего опреснительного процесса «АВКО-кристаллекс»:

1 — теплообменник; 2 — распылители; 3 — кристаллизатор; 4 — гидроциклон; 5 — сепарационная колония; 6 — основной компрессор; 9 — конденсатор; 10 — дегазатор; 11 — компрессор возврата агента

воды и разбавленного рассола достигнет значения, потребного для зоны 1, действие схемы повторится. В ходе оценки показателей процесса установлено, что для поддержания высокого содержания льда в трубках плавителя значение коэффициента теплоотдачи при плавлении должно быть выше $850 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot ^\circ \text{С})$, если $\Delta t = -15,8^\circ \text{С}$ и давление $59,2 \text{ МПа}$, а потребное на получение пресной воды количество энергии для плавителя равно $2,15 \text{ кВт} \cdot \text{ч}/\text{м}^3$. При вакуумном замораживании с компрессией это значение составляет $4,1 \text{ кВт} \cdot \text{ч}/\text{м}^3$.

С учетом стоимости алюминиевых труб высокого давления, применяемых для изготовления оборудования, стоимость установки производительностью $3780 \text{ м}^3/\text{сут}$ определена в 200 тыс. дол. Суммарный расход энергии на установку составляет $7,9\text{—}9,2 \text{ кВт} \cdot \text{ч}/\text{м}^3$.

Среди схем опреснения замораживанием на современном этапе наибольший интерес представляет предлагаемая фирмой «Авко» (США) схема с дополнительным поверхностным плавителем (рис. 6.7), подобным описанному выше. В качестве хладагента применен фреон-114, а также использованы высокопроизводительные колонны с гидроциклоном и струйный кристаллизатор.

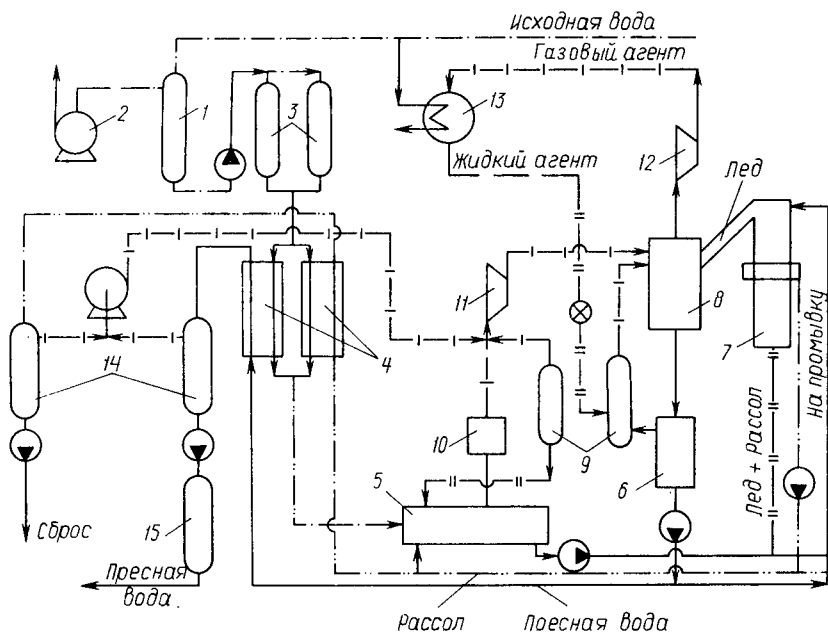


Рис. 6.8. Принципиальная схема опреснительной установки Института пустынь АН ТССР:

1 — деаэрактор; 2 — вакуумные насосы; 3 — песчаные фильтры; 4 — теплообменники; 5 — кристаллизатор; 6 — отстойник; 7 — колонна; 8 — конденсатор-плавитель льда; 9 — распылители агента; 10 — влагоотделитель; 11, 12 — основной и вспомогательный компрессоры; 13 — конденсатор; 14 — дегазатор; 15 — фильтр

Удельный расход тепловой энергии в этом процессе равен $36,4 \text{ МДж/м}^3$ при стоимости воды около 20 цент/м³.

Технология опреснения замораживанием вторичными хладагентами разработана и в Институте пустынь АН ТССР. На основе многочисленных исследований в Красноводске построена экспериментальная установка, технологическая схема которой приведена на рис. 6.8 [13]. В ней предусмотрен процесс поверхностного теплообмена в конденсаторе второго контура и рекуперативных теплообменниках. Расчетная выработка пресной воды составляет $7,2 \text{ м}^3/\text{сут}$ при работе на бутане. Удельный расход тепловой энергии $73,8 \text{ МДж/м}^3$.

Удельные капитальные и энергетические затраты замораживающих установок в сопоставлении с остальными способами опреснения морской воды имеют определенные преимущества. Технологическое совершенство процесса весьма высокое. Однако, как показывает опыт последних лет, интерес к этому способу, предполагавшему большие экономические выгоды, значительно снизился. Это объясняется рядом обстоятельств.

1. Необходимость проведения комплексных теоретических исследований процессов, сопутствующих ведению опреснения.

2. Затруднено создание единой методики проектирования из-за отсутствия полных представлений о физическом механизме замораживания.

3. Сложность сравнения предлагаемых технологий из-за их многочисленности и отсутствия строгих критериев.

4. При современном состоянии промышленности, даже в тех странах, где этому способу уделяется значительное внимание (США, Япония), невозможно произвести на нужном уровне оборудование для эффективной работы.

Глава седьмая

ТЕНДЕНЦИИ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ МОРСКОЙ ВОДЫ И СОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ ПРОЦЕССА ОПРЕСНЕНИЯ

7.1. ОЦЕНКА ЭФФЕКТИВНОСТИ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ МОРСКОЙ ВОДЫ

Возрастающие объемы потребления пресной воды в народном хозяйстве выдвигают в число особо важных проблем изыскание путей рационального водоснабжения за счет неограниченных количеств морской или минерализованных вод в тех районах, где наблюдается значительный дефицит других емких источников воды.

Промышленные производства многих стран используют морскую воду в больших количествах. В США на нужды различных сфер расходуется более 90 млрд. м³/год, что составляет 16% общего водопотребления страны; в Японии эта доля составляет 10 млрд. м³/год; около 6,5 млрд. м³ потребляют предприятия в нашей стране. Как отмечают Т. П. Галушкина и Р. А. Крыжановский [17], расход пресной воды отечественной промышленностью в 2,5—3 раза превышает допустимые нормы, что сказывается на нехватке ее в коммунальном хозяйстве. Целевое распределение этой воды весьма нерационально, так как только 10% воды служит сырьевым источником, 70% ее идет на процессы охлаждения, 15% — на моечные операции. Это является предпосылкой в более широких масштабах включить морскую воду в решение проблемы технологического водоснабжения предприятий и снижения в связи с этим потребления ее от пресноводных объектов.

По предварительной оценке можно выделить некоторые пути использования морской воды:

1) энергосистемы тепловых электростанций приморских регионов;

- 2) технология приготовления строительных материалов;
- 3) гидротранспортные операции по сбросу отходов и побочного сырья;
- 4) процессы обогащения и обеспыливания;
- 5) металлургическое оборудование;
- 6) опреснение и потребление на бытовые и технические нужды.

На современном уровне повышение эффективности освоения морской воды обеспечивает решение проблемы не только опреснения; но и водоснабжения, т. е. сырьевой базы для таких отраслей промышленности, как химическая и металлургическая. Оценку эффективности ресурсопользования Т. П. Галушкина и Р. А. Крыжановский предлагают производить на основе не только технической экономичности, но и социального значения с учетом вмешательства в общий процесс природопользования и нарушения экологического равновесия. Предлагаемая методика расчета эффективности водоснабжения предусматривает отдельное определение народнохозяйственного эффекта $\mathcal{E}$ от включения морской воды в производственный процесс в зависимости от масштабов ее использования.

Так, при крупномасштабном потреблении и значительных затратах

$$\mathcal{E} = \sum_{i=1}^{i=m} (\mathcal{E}_i - \mathcal{Z}_i) G_{\text{м.в.}}, \quad (7.1)$$

где $\mathcal{E}_i$ — экономическая оценка водных ресурсов при ограниченных возможностях региона, руб/м³; $\mathcal{Z}_i$ — удельные приведенные затраты на использование морской воды, включая экологию, руб/м³; $G_{\text{м.в.}}$ — количество морской воды, освоенной промышленностью в регионе, м³; m — число районов.

При локальном внедрении морской воды в производство

$$\mathcal{E} = \sum_{i=1}^{i=m} \mathcal{E}_i G_{\text{м.в.}}. \quad (7.2)$$

Эффективность технического водоснабжения при замене пресной воды определяется условием

$$C_{\text{п}} - C_{\text{м.в.}} \geq KE_{\text{н.}} \quad (7.3)$$

Здесь $C_{\text{п}}$ — себестоимость воды при обычном водопотреблении; $C_{\text{м.в.}}$ — то же морской воды; K — дополнительные капвложения по реконструкции системы водоснабжения; $E_{\text{н}}$ — нормативный коэффициент.

Снижение себестоимости продукции по производству в результате замены морской водой

$$\Delta C_i = d_i z_i / 100, \quad (7.4)$$

где d_i — удельный вес затрат на пресную воду, %; z_i — снижение этих затрат из-за использования морской воды в цикле предприятия.

Критерием экономической целесообразности замены обычного водопользования может служить условие $z/L \leq P_p$, т. е. когда удельные приведенные затраты z' на транспортировку морской воды на расстояние L будут меньше суммарных платежей за пресную воду P_p . По данным Д. Отмера [33] замена становится рентабельной, если расстояние от пресноводного источника 65 км, а водопотребление не менее 4000 м³/сут или расход воды 200 тыс. м³/сут при предельном расстоянии 480 км. По данным Р. А. Крыжановского и др. [17], если стоимость пресной воды 10 коп/м³, а потребление морской воды 200 тыс. м³/сут, то значение L равно примерно 9 км, а при 60 коп/м³ 54 км.

Эти значения подтверждают необходимость решения водно-хозяйственных задач на основе вовлечения в производство значительных количеств морской воды. Весьма полезным начинанием в определении потенциальных потребителей морской воды следует признать разработку специального классификатора Одесским отделением Института экономики АН УССР.

Минимальные затраты на рациональное использование морской воды, в том числе и ее опреснение, возможно получить только в случае обоснованного выбора технических решений на стадии проектирования.

Достижению этой цели способствует анализ современного состояния опреснительной технологии, продуманный подход к необходимости включения морской воды в систему рационального природопользования, оптимизация агрегатно-технологической схемы и совершенство структурных ее составляющих, сокращение расходов материалов в результате разработки совершенных конструкций и их технологичность, обеспечение высокой надежности и устойчивости проектных решений. Эти вопросы должны решаться с учетом предварительной оценки объема водопотребления и местных условий, обеспечивающих покрытие потребностей в воде на все нужды, удаленности от морской акватории, качественного состава исходной воды и путей дальнейшего сброса или переработки рассола, специфики потребителя опресненной воды, определения способа опреснения в зависимости от состава воды и экономической целесообразности. Так как при проектировании установок основным критерием остаются суммарные расчетные и приведенные затраты, то при создании опреснителей необходимо комплексно и взаимосвязанно учитывать энергетические, технологические и экономические показатели, так как от этого зависит конечный народнохозяйственный эффект внедрения новой техники.

Объем водопотребления и возможность его покрытия связаны с региональным наличием пресноводных источников, восполнением их запасов, развитием промышленного производства и его направленности. В аридных зонах, расположенных в приморских районах, замещающий принцип водоснабжения от опреснитель-

ной установки может быть эффективен, если снижает потребление пресной воды от базового источника на технические нужды предприятий не менее 35—40% и покрывает при необходимости дефицит в питьевой воде до 25%.

Важное значение имеет расстояние от точки забора морской воды до непосредственного потребителя, что связано со стоимостью водозаборного устройства. Зарубежный опыт строительства крупных опреснительных станций показывает, что они располагаются вблизи акваторий в значительном удалении от непосредственного потребителя опресненной воды.

Водозабор и водосброс, сложные инженерные сооружения, их проектирование связаны с учетом таких требований, как защита от биообрастания, ветровые и приливные течения, годовые и сезонные колебания уровня акватории, льдообразование. Как показано ранее, каждый из наиболее разработанных технических способов опреснения характеризуется производительностью, от которой зависит себестоимость получения пресной воды. Поэтому диктуемая потребность в воде может стать первым критерием при выборе способа опреснения. Вторым следует признать качественный состав исходной воды, так как не любая технологическая схема способна обеспечить высокую экономическую эффективность при хорошем качестве конечного продукта. Третьим критерием, от которого зависит совершенство технического решения, является возможное энергообеспечение и его доленое участие в общей схеме процесса опреснения. Пути реализации рассола, его влияние на экологическую обстановку и наносимый вред другим природным ресурсам и окружающей среде на современном этапе необходимо рассматривать как одно из главных условий при проектировании установки.

Специфика потребителя опресненной воды может вызвать значительные дополнительные капиталовложения. Если снабжение от опреснителя будет идти на коммунальные нужды, то это усложнит и удорожит любой из способов опреснения из-за дополнительной обработки воды и доведения ее до питьевой.

Правильность технического решения применительно к конкретному способу зависит от рационального подбора основного и вспомогательного оборудования, его минимальной металлоемкости и габаритов, компоновки агрегатно-технологической схемы и установления наивыгоднейшего числа ступеней, блоков и модулей. На этой стадии большую роль играет сравнение достигнутых решений с уровнем проводимой разработки и установление ее преимуществ, применение дешевых конструктивных материалов, упрощение конструктивных элементов, возможность технологической реализации предлагаемых разработок. Максимальная утилизация энергии процесса опреснения, комплексная переработка рассола с извлечением побочных продуктов — путь повышения экономической эффективности.

Проектирование опреснительных установок чаще всего носит индивидуальный характер, и поэтому привязке к конкретным условиям должно уделяться максимальное внимание, потому что стоимость потребляемой энергии и солесодержание опресняемой воды для каждого случая будут различны. Чтобы достичь наибольшего совершенства процесса опреснения, нужно установить оптимальные значения конструктивных и технологических параметров и их влияние на себестоимость пресной воды. Оптимизация включает несколько этапов: формирование математической модели объекта, содержащей целевую функцию, определяемую исходными данными; определение уравнения функционирования объекта; принятие ограничений; получение потребной для модели теоретической и опытной информации; построение методики расчета оптимальных параметров.

В ходе оптимизации, проводимой при помощи ЭВМ, устанавливают оптимальные значения конструктивных параметров опреснителя при заданных производительности, солесодержании исходной воды, стоимости основных материалов и энергии, определяем наимыгоднейшие технологические параметры и варьируют солесодержания и расходов энергии и материалов оценивают степень влияния различных параметрических величин процесса на его себестоимость.

Решение этих вопросов осуществляется применительно к данному типу опреснительной установки и требует накопления значительного количества экспериментальных данных, анализа достижений на практике [41, 50].

7.2. ХАРАКТЕРИСТИКА СТОИМОСТНЫХ ПОКАЗАТЕЛЕЙ ОПРЕСНИТЕЛЬНЫХ УСТАНОВОК

Совершенствование процесса дистилляции и снижение затрат на выработку воды прежде всего направлены на снижение расхода энергии.

Анализ эффективности агрегатно-технологических схем различных способов опреснения, работающих на морской воде одинакового качества, показывает, что расход энергии для них неодинаков. В то же время каждый из способов в зависимости от параметров процесса, конструкции опреснителя, компоновки схемы, утилизации отработанной энергии имеет различные значения расхода энергии.

На опреснение дистилляцией затраты энергии складываются из ее потребления в головном подогревателе, ступенях установки, парокompрессионной и эжекционной схемах. Тепловая экономичность поэтому зависит как от технологических, так и от конструктивных факторов. Ее определяют число ступеней установки, которое должно быть оптимальным, располагаемый теплореперпад,

гидродинамика потоков и интенсивность теплообмена, способ водоподготовки.

Сопоставить опреснители дистилляционного типа и получить достоверные данные по их эффективности довольно сложно, так как это связано с конструктивным различием установок, принципом организации процесса, одно- или многоцелевым назначением, стоимостью тепловой, электрической энергии и топлива. В отечественной и зарубежной практике тепловую экономичность принято выражать коэффициентом так называемой относительной выработки (коэффициентом продуктивности), который определяется как отношение количества произведенного дистиллята к количеству затраченной теплоты или греющего пара. В последнее время в целях сравнения различных способов опреснения и дистилляционных опреснителей введен коэффициент энергетической эффективности η_z . Этот коэффициент выражает количество полученной пресной воды на каждые 1000 кДж затраченной энергии топлива.

Этот показатель в отличие от относительной выработки, рассчитываемой по количеству теплоты, вводимой на головном подогревателе или на первой ступени, учитывает его расход на эжектор, приводы насосов, т. е. все затраты топлива на получение первичной энергии.

Несмотря на наличие однозначных влияющих показателей, приводимые данные следует принимать как ориентировочные, позволяющие относительно судить об экономических достоинствах рассматриваемых схем. Наиболее правомерно производить сравнение дистилляционных установок по однофункциональному признаку с последующим анализом показателей различных типов.

Ниже приведен расход тепловой энергии, кДж/кг, при одноцелевом назначении установки мгновенного вскипания, энергисточником для которой является котел с КПД, равным 0,85, с учетом потребляемой насосами мощности от дизель-генератора с эффективностью 0,3.

	Потребности	По затратам топлива
Теплота на опреснитель	210	247,1
Пар на эжектор	6	7,1
Электроэнергия	15,6	44,2

Следовательно, затраты тепловой энергии топлива составляют 298,4 кДж/кг, а коэффициент энергетической эффективности 3,35 кг/МДж. Если электроэнергия на насосы будет подаваться от турбогенератора, то η_z несколько возрастет.

Анализ нескольких разновидностей вертикально-трубных тонкопленочных опреснителей с термокомпрессией, проведенный И. Камалом и Г. Тьюзелем [83], подтверждает высокую эффективность установок пленочного типа. Суммарная теплота топли-

ва, потребляемая в такой схеме, равна 121,3 кДж/кг дистиллята, $\eta_3 = 8,2$ кг/МДж.

Распределение затрат тепловой энергии, кДж/кг, в такой установке составляет:

	Потребности	По затратам топлива
Теплота на опреснитель	81,4	95,8
Пар на эжектор	6	7,1
Электроэнергия	6,5	18,4

При повышении температуры в цикле вертикально-плочного опреснителя до 135°C $\eta_3 = 11,8$ кг/МДж.

Компрессия вторичного пара существенно улучшает тепловую эффективность процесса дистилляции, и даже в схемах с установками мгновенного вскипания позволяет получить по данным С. Сенаторе [32] $\eta_3 = 11,6$ кг/МДж. Коэффициент эффективности резко возрастает при двухцелевом назначении энергетического цикла, который работает на производство энергии и воды.

На установке в г. Джидда (Саудовская Аравия) производительностью 22 тыс. м³/сут, включенной в тепловую схему электростанции с отбором пара 250 кПа, мощностью 98,7 МВт, с КПД цикла 0,35, при расходе теплоты на опреснитель $220,8 \cdot 10^6$ кДж/ч при его суммарном потреблении, равном $1227,7 \cdot 10^6$ кДж/ч, получен коэффициент эффективности, равный 5,7, а расчетный коэффициент относительной выработки равен 3. При этом доля тепловой энергии топлива на опреснитель при двухцелевом принципе снизилась по сравнению с одноцелевым до 137,5 кДж/кг. Если принимать относительную выработку равной 5, то $\eta_3 = 8,1$ кг/МДж. Тепловая энергия топлива, кДж/кг, распределяется так:

	Потребности	По затратам топлива
Теплота на опреснитель	55	59,8
Электроэнергия ($\eta_3 = 13$ кг/МДж)	6,5	17,1

Утилизация тепловой энергии в установках двухцелевого назначения, в частности если конденсаторы станции охлаждаются морской водой, а она затем поступает в опреснительную установку, создает возможность снизить стоимость затрат на эжектор и насосы. Однако такая схема работает с низкой относительной выработкой, и если она базируется на принципе мгновенного вскипания, то затраты тепловой энергии, кДж/кг, распределяются так ($\eta_3 = 8,6$ кг/МДж):

	Потребности	По затратам топлива
Пар на эжектор	7,7	8,4
Энергия на насосы	34,6	108,1

В случае вертикально-плочной установки при $\eta_3 = 18$ кг/МДж эти значения равны:

	Потребности	По затратам топлива
Пар на эжектор	7,7	8,4
Энергия на насосы	15,1	47,2

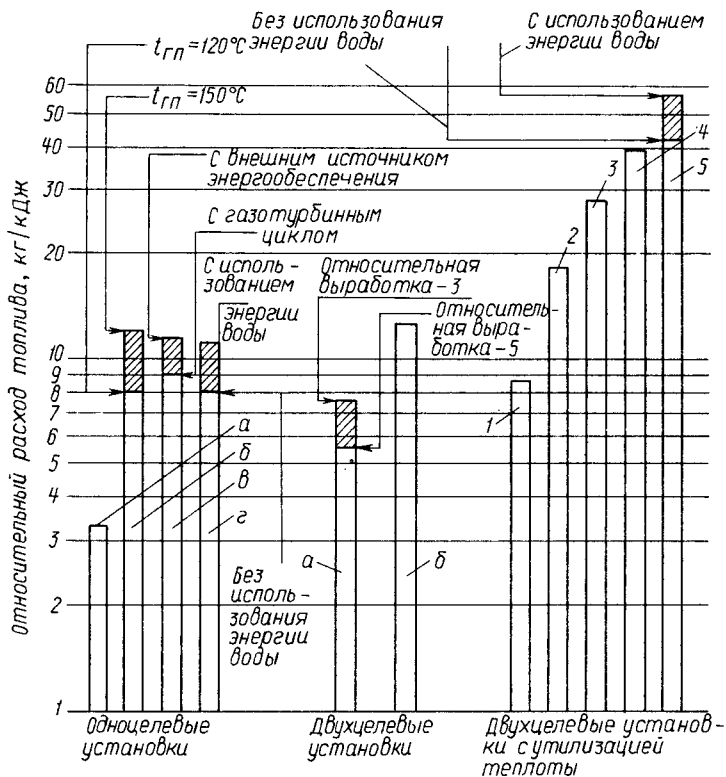


Рис. 7.1. Относительный расход топлива для различных схем опреснительных установок:

а — мгновенного вскипания; б — тонкопленочная вертикально-трубная с парокomppeccией; в — парокomppeccионная; г — обратноосмотическая; 1 — мгновенного вскипания с паровой турбиной; 2 — тонкопленочная с паровой турбиной; 3 — мгновенного вскипания с парогазовой установкой; 4 — тонкопленочная с парогазовой установкой; 5 — обратноосмотическая с парогазовой установкой

Для снижения затрат энергии в двухцелевой установке можно комбинировать два энергетических цикла — паровой и газовый, тогда парогенерирующий котел отдает газы газотурбинной электростанции, а пар — паросиловой, в которой опреснительная установка действует как конденсатор, что в значительной степени поднимает значения коэффициента η_p (рис. 7.1).

В гл. 2 показано, что установки мгновенного вскипания, работающие на органическом и атомном топливе при одновременном производстве электроэнергии и воды, имеют различную эффективность (см. табл. 2.15). С увеличением производительности установки с 250 до 386 тыс. м³/сут стоимость воды снижается (при энергообеспечении от атомной станции в 2—2,5 раза ниже, чем от тепловой). Д. Вейнберг и Ю. Фишер проводят данные сравнения горизонтально-пленочной опреснительной

установки с парокомпрессионной мгновенного вскипания. В качестве энергоисточника рассматриваются тепловая и атомная станции с противоаварийными турбинами со следующими характеристиками:

	Противо- давление, кПа	Мощ- ность, МВт	Количество теплоты на опреснение, кДж/ч
ТЭС, $p=13,6$ МПа, $t=540^{\circ}\text{C}$	49,5	350	$1645,3 \cdot 10^6$
	182,5	328,4	$1722,0 \cdot 10^6$
	233	318	$1762,3 \cdot 10^6$
Атомная АЭС, $p=6,5$ МПа	49,5	943	$6479,4 \cdot 10^6$
	82,5	940,5	$6592,7 \cdot 10^6$
	182,5	849,7	$6758,3 \cdot 10^6$

При анализе принята температура исходной воды 25°C на входе и 32°C на выходе из опреснителя с солесодержанием 4%. При восьми ступенях и температурном напоре на каждую ступень 3°C относительная выработка для обеих установок оказалась одинаковой и равной $2,66 \cdot 10^{-3}$ кг/кДж.

Удельный расход энергии для этих двухцелевых станций и стоимость воды приведены в табл. 7.1.

Таблица 7.1. Показатели двухцелевых установок горизонтально-пленочного типа и мгновенного вскипания

Энергообеспечи- вающая станция	Про- изво- ди- тель- ность, $\text{м}^3/\text{сут}$	Число моду- лей в уста- новке	Удельный расход энергии, $\text{кВт} \cdot \text{ч}/\text{м}^3$ на			Число ступеней в модуле конден- сатора	Общие капвло- жения, $\text{дол} \times 10^6$	Удельные капвло- жения, $\text{дол}/\text{м}^3$ в год
			Про- цесс	Насо- сы	Об- щий			
ТЭС с противоаварий- ным, кПа:								
182,5	110,4	5	4,7	1,8	6,5	8+1	75	2,33
233	138,5	5	5,49	1,9	7,39	10+1	91,7	2,27
АЭС с противоаварий- ным, кПа:								
182,5	433,3	20	2,68	2,4	5,08	8+1	300	2,38
233	286,5	21	3,84	2,3	6,14	5+1	210	2,52

Если установки будут работать как одноцелевые, то их показатели окажутся не столь значительными. При сравнении двух установок — горизонтально-пленочного типа и парокомпрессионной производительностью 7570 и 1890 $\text{м}^3/\text{сут}$, видно, что суммарный удельный расход энергии у первой равен $18,6 \text{ кВт} \cdot \text{ч}/\text{м}^3$ при удельных капитальных вложениях $3,1 \text{ дол}/\text{м}^3$ в год, в то время как у второй они составляют $8 \text{ кВт} \cdot \text{ч}/\text{м}^3$ и $3,6 \text{ дол}/\text{м}^3$ в год соответственно. Как сказано ранее, многочисленные факторы влияющие на общую экономическую эффективность установки, в том числе и материалы, из которых изготовлены ее агрегаты. В частности, замена латунных труб в испарителе на алюминиевые позволяет уменьшить при двухцелевом использовании удель-

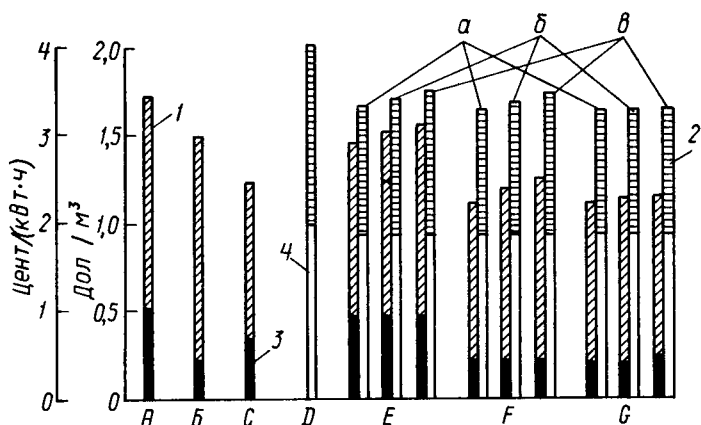


Рис. 7.2. Сопоставление стоимостных показателей энергетических и двухцелевых установок:

A — паросиловая; *B* — газотурбинная; *C* — парогазовая; *D* — мгновенного вскипания одноцелевая; *E* — паросиловая и мгновенного вскипания; *F* — газотурбинная и мгновенного вскипания; *G* — парогазовая и мгновенного вскипания; 1 — стоимость энергии переменной; 2 — стоимость воды переменной; 3 — стоимость энергии фиксированная; 4 — стоимость воды фиксированная; *a* — мощность установки 200 МВт, производительность 100 тыс. м³/сут; *б* — то же 75 тыс. м³/сут; *в* — то же 50 тыс. м³/сут

ные расходы энергии для схемы с энергопотреблением от тепловой станции до 5,5—6,4 и от атомной до 4,4—5,4 кВт·ч/м³.

Чтобы получить достоверные данные об эффективности опреснительных установок мгновенного вскипания большой производительности, которые широко используются в настоящее время, необходимо всесторонне сравнить их энергетические циклы [113]. Экономические показатели рассчитываются для различных тепловых источников с учетом производства воды и электроэнергии. Считается, что эффективность капиталовложений складывается из трех составляющих: срока физического износа оборудования, необходимости технологической замены его более совершенным и рыночного спроса на производимую продукцию.

На рис. 7.2 показано изменение производства воды и электроэнергии для различных тепловых схем, а также удельных стоимостных показателей.

На графиках сравнение проведено для установок трех различных производительностей — 100, 75, 50 тыс. м³/сут — с одинаковой мощностью 200 МВт и при постоянном расходе топлива.

Как видно из представленных результатов, более выгодным вариантом является комбинированная парогазовая установка с испарителем. Если представить, что каждая из систем работает самостоятельно или в сочетании двух схем — энергетической и опреснительной, то при принятых ценах на топливо капиталовложения во втором случае резко снижаются. Рост производительности опреснительной установки вызывает, естественно, воз-

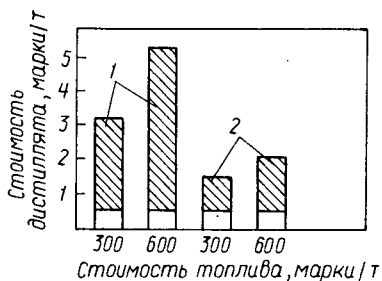


Рис. 7.3. Сопоставление стоимостных показателей установки мгновенного вскипания одноцелевого и двухцелевого назначения:
1 — одноцелевая; 2 — двухцелевая (число ступеней 39)

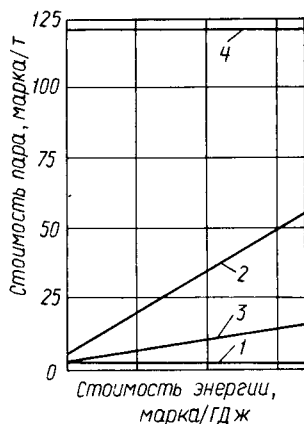


Рис. 7.4. Стоимость греющего пара для опреснительной установки в зависимости от стоимости энергии:
1 — пар от котла; 2 — одноцелевая установка; 3 — двухцелевая установка; 4 — на фокусируемых солнечных коллекторах

растание затрат, но не пропорционально этому росту. Стоимостные показатели в каждом из вариантов по воде практически не меняются от выбора энергоисточника.

Стоимость воды, полученной на дистилляционных опреснительных установках, как видим, определяет в большей степени потребление первичной энергии даже при их двухцелевом назначении. Это подтверждается сопоставлением капиталовложений и цен на энергию (рис. 7.3) на установке мгновенного вскипания производительностью 10 тыс. м³/сут дистиллята при параметрах $t_n=115$ и $t_k=40^\circ\text{C}$ и коэффициенте относительной выработки 10,5.

Поэтому совершенствование дистилляционных установок должно идти прежде всего по линии снижения удельных расходов энергии, но и без значительного увеличения капитальных вложений на сооружение. Как отмечают Р. Раутенбах и Б. Арзт [109], стоимость греющего пара определяют капитальные затраты энергообеспечивающего источника и цена на топливо. При сопоставлении установок с различными источниками (рис. 7.4) видно, что минимальная стоимость генерируемого пара имеет место при его отборе от котельной и максимальная — в случае его получения от солнечных коллекторов.

Методика расчета стоимости генерирования пара построена на раздельном определении ее для энергии и капиталовложений. Так, солнечная энергия в опреснителе не несет затрат энергии, стоимость не меняется. Утилизационная схема от газовой турбины также рассматривается без стоимости энергии. Для установки

одноцелевого назначения стоимость энергии равна:

$$C_3 = g_{п.э} C_{п.э} / g_{п} = \Delta h C_{п.э} / Q_p^* \eta_k, \quad (7.5)$$

где $g_{п.э}$ — удельный расход первичной энергии, кг/с; $g_{п}$ — то же пара, кг/с; $C_{п.э}$ — стоимость первичной энергии, марки/кг; Δh — теплота парообразования, кДж/(кг/°С); η_k — КПД котла.

При двухцелевом назначении

$$C_3 = N_3 / (Q_p^* \eta_{эф}); \quad (7.6)$$

$$\frac{N_3}{g_{п}} = \Delta h \frac{t_{\max} - t_{\min}}{t_{\max}} \eta_t, \quad (7.7)$$

где N_3 — электрическая мощность энергетической установки, МВт; $t_{\max}$ — начальная температура перед опреснителем; $t_{\min}$ — конечная температура на выходе из него; η_t — КПД турбины; $\eta_{эф}$ — эффективный КПД энергетического цикла.

Капитальные затраты для гелиоопреснительной установки

$$K_{\Gamma} = K_{yr} \tau_p \Delta h / f Q_{\Gamma}, \quad (7.8)$$

где K_{yr} — удельные капиталовложения, марки/м²; $\tau_p = 0,1627$; $f_{\Gamma} = 80\%$ — коэффициент полезности; Q_{Γ} — потребление теплоты, кВт·ч/м².

Если установка работает как одноцелевая, то ее капитальные затраты определяются как

$$K_0 = K_{y0} \tau_p / g_{п} f_0, \quad (7.9)$$

когда она функционирует как двухцелевая,

$$K_d = K_{yd} \tau_p N_3 / f_d g_{п}, \quad (7.10)$$

где $f_0 = f_d = 90\%$.

В схеме с утилизацией теплоты от газотурбинной установки

$$K_{\Gamma t} = \tau_p / (f_{\Gamma t} g_{п}). \quad (7.11)$$

Для каждого из вариантов расчетные значения капиталовложений составили

$$K_{\Gamma} = 121; K_0 = 6,8; K_d = 2,6; K_{\Gamma d} = 2,06 \text{ марки/м}^3.$$

Сравнительные данные для анализируемых установок приведены в табл. 7.2, из которой видно, что по удельным капиталовложениям установка горизонтально-плёночного типа с термокомпрессией самая выгодная. Экономическая целесообразность разработки тонкоплёночных опреснительных установок, как горизонтально-плёночных, так и вертикально-плёночных, при их комбинировании с установками мгновенного вскипания подтверждается исследованиями М. Бертуз, С. Сенаторе, Х. Сеттона [67, 109, 112].

Возрастание начальной концентрации морской воды ограничивает возможности наиболее принятой в эксплуатации установки мгновенного вскипания. Технологические схемы этих опресни-

Таблица 7.2. Сводные данные сравниваемых установок

Показатель	Установка много- вешного вскипания (24 ст.)	Горизон- тально- пленоч- ная (14 ст.)	Горизон- тально- пленоч- ная с термо- компрес- сией (10 ст.)	Горизон- тально- пленоч- ная (10 ст.)	Горизон- тально- пленоч- ная с поверх- ностью Bavex
Температура, °С:					
максимальная исходной во- ды	110	110	80	110	110
исходной воды	25	25	25	25	25
греющего пара	120	120	180	120	120
Степень концентрирования	2	1,8	1,6	1,8	2
Относительная выработка	8	10,5	10,5	8,0	18
Производительность, м ³ /сут	3840	5040	5040	3040	8800
Расход энергии, кВт·ч/м ³	720	400	320	320	700
Производство энергии, кВт·ч	2000	2000	—	2000	2000
Стоимость опреснения, млн. мар- ки	3,5	3,5	3,75	2,24	11
Удельные капиталовложения, марки/(м ³ /сут)	1562	1200	1150	1234	1534

телей, реализованные во многих странах мира, сбрасывают свой рассол на прибрежную акваторию, что вызывает значительное увеличение концентрации солей в исходной воде. Это обстоятельство сказывается на эффективности процесса опреснения и стоимостных показателях. Количество пропускаемой исходной воды остается постоянным до тех пор, пока не будет достигнута предельная концентрация, вызывающая значительное загрязнение поверхности труб восстановительной зоны и головного подогревателя. Дальнейшее ее возрастание уменьшает производительность установки.

Мембранная технология опреснения воды в отличие от дистилляции включает в статьи расходов значительную стоимость полупроницаемых мембран. Остальные характеристики, влияющие на капитальные вложения и эксплуатационные затраты (параметры, качество исходной воды, производительность), остаются прежними. Следует отметить, что стоимость конструкционных материалов в обратноосмотической установке достаточно высока. Эксплуатационные затраты составляют до 75% стоимости опреснения воды, где наибольшую долю (20—30%) имеют затраты на электроэнергию, хотя они меньше, чем при дистилляции и электродиализе. Расходы на периодическую замену мембран повышают эксплуатационную составляющую в себестоимости производимой воды. В связи с этим большое внимание при разработке установок обратного осмоса уделяется замене металлических конструктивных элементов на полимерные (стеклопластик, полипропилен и др.).

Электропотребление в таких установках зависит от давления, развиваемого на модулях, и его последующего использования, скорости потока на мембранах, начальной концентрации воды и степени ее предварительной очистки. Повышение давления определяет рост производительности, но и увеличивает расход электроэнергии. Увеличение скорости потока и концентрации требует больших затрат электроэнергии. В современных схемах потенциальную энергию воды после установки направляют в гидравлические турбины, которые служат приводом насосам, и, как отмечается в гл. 4, это дает выигрыш в расходуемой электроэнергии.

При оптимизации модулей различного типа, проведенной Д. Вилеєм и др. [125], показано, что их стоимость зависит от первичной стоимости мембран и электроэнергии.

Большой интерес представляет результат оптимизации установок обратного осмоса производительностью 75—200 тыс. м³/сут при уровне концентраций исходной воды 0,3—5,5%. В основу оценки экономических характеристик положены данные эксплуатируемых и проектируемых опреснителей (табл. 7.3) без учета затрат на водозабор.

Таблица 7.3. Капиталовложения в опреснители обратного осмоса

Установка	Производительность, м ³ /сут	Общие, 10 ⁶ дол.	Капитальные затраты		Оборудование		Водоподготовка и прочее	
			Удельные, дол/(м ³ /сут)	Стоимость мембран, 10 ⁶ дол.	Общие, 10 ⁶ дол.	Удельные, дол/(м ³ /сут)	Общие, 10 ⁶ дол.	Удельные, дол/(м ³ /сут)
Эксплуатируемые								
г. Янбу	5000	12,3	2460	2,8	6,5	1300	3	600
г. Дждда (Саудовская Аравия)	12 000	31	2583	6—7	12—13	1000—1083	12	1000
г. Ки Уест (США)	11 300	10	855	3—4	5—6	442—531	1	88
г. Танаджиб	13 600	38	2794	13	13—15	955—1102	10—12	735—882
г. Бахрейн	45 000	110	2444	31	43	955	36	800
Предлагаемые фирмами								
Wier Westgarth	200 000	325	1625	177	148	740	—	—
UOP	12 500	10,6	848	6	48	384	—	—
Разрабатываемые фирмой								
Agramko Overseas Co (Саудовская Аравия)	75 000	190	2533	70	70	933	50	667

Таблица 7.4. Затраты на современных опреснителях обратного осмоса

Установка	Эксплуатационные затраты, дол/м ³	Расход энергии, кВт·ч/м ³		Стоимость химикатов водоподготовки, дол/м ³	Процент замены, % год	Стоимость замены мембран, дол/м ³
		с использованием энергии воды	без использования энергии			
г. Ки Уест	0,09	6,7	10,1	0,03	0	0
г. Кадафе (3800 м ³ /сут)	0,08	—	12,3	0,06	0	0
г. Джедда	0,8	—	10,0	0,06	33	0,16
г. Веир Вестгард	0,07	—	—	—	20	0,58
г. UOP	0,39	8,2	0,49	0,15	20	0,39
г. Арамко	0,09	8,2	0,49	0,13	20	0,77

Чтобы представить затраты на эксплуатацию современных установок обратного осмоса, в табл. 7.4 приведены их значение при опреснении морской воды высокой концентрации.

Стоимость производимой воды на условии обратного осмоса по расчетам Д. Ван-Дайджна и др. [123] зависит от выхода фильтрата, концентрации исходной воды и давления.

Минимальная стоимость при максимальной концентрации (5,5%) составляет 2,8 дол/м³, а при минимальной (3,5%) — примерно 1,7 дол/м³. При всех значениях производительности для установок с низким давлением (2,75 МПа) и высоким (5,5 МПа) стоимость опресненной воды сильно зависит от концентрации.

Выход фильтрата и давление влияют на расход электроэнергии при опреснении осмосом.

Распределение затрат по статьям для установки и себестоимость воды подтверждают данные, полученные при расчете установки производительностью 75 тыс. м³/сут. Стоимость воды в установках этого типа в большой степени связана с изменением выхода фильтрата и имеет оптимальные значения. Повышение давления на модулях снижает затраты на получение воды. Общую стоимость воды можно значительно уменьшить, если применять модули из более дешевых мембран. Так, замена дорогостоящих модулей фирмы «Дюпон» (типа В-10 диаметром 200 мм) ценой около 7000 дол. более дешевыми приведет к снижению стоимости до 0,4 дол/м³. Выход фильтрата играет практически определяющую роль в экономичности процесса, не только увеличивает производительность установки и расход исходной воды, но и способствует снижению себестоимости производимой воды. Кроме того, эта характеристика не зависит от концентрации при заданном давлении, что существенно уменьшает расход электроэнергии. Правильный выбор модулей для установки обратного осмоса — одна из главных возможностей повышения их

Таблица 7.5. Затраты на установки с различными модулями

Тип модуля	Рабочее давление, МПа	Выход воды, %	Расход энергии насосами, кВт·ч/м ³	Общий расход энергии на установку, кВт·ч/м ³
Модули на полых волокнах	3	50	2,7	3,8
Модули рулонные без использования энергии на гидротурбинах	2,8	50	2,5	3,6
То же с использованием энергии	2,3	65	1,2	2

эффективности. В табл. 7.5 приведено сравнение модулей рулонного типа с модулями на полых волокнах, которые испытаны на установке производительностью 13 500 м³/сут.

Переход на модули рулонного типа и включение гидротурбин снижают удельный расход энергии на 44—50%.

Эксплуатационные расходы не действующей в регионе Эйлат (Израиль) установке «Сабха», состоящей из четырех блоков, в которых применены вышепредставленные модули, составили на электроэнергию 11 цент/м³, замену мембран — 4, водообработку — 3 при общем значении 23 цент/м³.

Проектные проработки опреснителей на морской и сточных водах, предполагающие производство до 1990 г 50 млн. м³ воды в год, приведены в табл. 7.6 [76]. Стоимость опреснения воды обратным осмосом по этим оценкам в 2—3 раза меньше, чем стоимость опреснения при низкой начальной концентрации воды. Это связано с возможностью работы установки при значительно меньших давлениях, обеспечивающих достаточную селективность. Табличные данные говорят о том, что эксплуатационные затраты связаны с систематической заменой мембран из-за их низкой прочности и коротким сроком службы. Стоимость этой операции зависит от ее систематичности, площади мембран, количества и стоимости модулей установки.

Таблица 7.6. Характеристика опреснительных установок

Характеристика	Регион		
	Эйлат	Нитзана	Нахал Танинум
Концентрация исходной воды, %	4,2	0,46	0,24
Производительность, м ³ /сут	3400	11 500	25 000
Температура, °C	25	42	25
Выход воды, %	40	80	85
Рабочее давление, МПа	5,6	1,8	1,8
Солесодержание filtrата, %	0,05—0,08	0,03—0,04	0,02—0,025
Удельный расход энергии, кВт·ч/м ³	4	1,9	1,05
Удельные капиталовложения, дол/(м ³ /сут)	500	200	176
Стоимость воды, цент/м ³	52,6	25,1	17,7

По методике отечественных специалистов [57] стоимость обработки воды обратным осмосом определяется зависимостью

$$C_{oc} = \frac{1 + H_n/100}{Q_{oc}} \left[P_m + K \frac{H_a}{100} + P_3 + M_3 \left(1 + \frac{H_3}{100} \right) \right], \quad (7.12)$$

где H_n — накладные расходы, %; Q_{oc} — годичная производительность установки, м³; P_m — затраты на мембраны, руб/год; K — капитальные вложения, руб.; H_a — амортизационные отчисления, %; P_3 — затраты на электроэнергию, руб/год; M_3 — годовая заработная плата, руб.; H_3 — начисления на зарплату, %.

Затраты на мембраны

$$P_m = C_m \frac{F}{\tau_m} \left(1 + \frac{N_m}{100} \right). \quad (7.13)$$

Здесь C_m — стоимость мембран, руб/м²; τ_m — срок службы, лет; N_m — количество запасных мембран, %.

Затраты на электроэнергию можно выразить как

$$P_3 = m_n Q_0 p_0 C_3 \tau_p, \quad (7.14)$$

где Q_0 — расход исходной воды, м³/ч; p_0 — рабочее давление, кПа; C_3 — стоимость энергии, руб/(кВт·ч); τ_p — рабочий цикл установки, ч; $m_n = 2,73/\eta_n$; η_n — КПД насоса.

При многоступенчатой схеме

$$P_3 = m_n (Q_1 p_1 + Q_2 p_2 + \dots + Q_n p_n) C_3 \tau_p.$$

Удельные расходы электроэнергии на ступень

$$q_3 = m_n p_n Q_0 / Q_\phi = m_n p_0 Q_0 / (q_m F). \quad (7.15)$$

Здесь q_m — удельная производительность мембран, м³/(м²·ч); F — площадь мембран, м²; Q_ϕ — часовая производительность установки, м³/ч.

Удельный расход электроэнергии многоступенчатого опреснителя с заданным рабочим давлением имеет вид

$$q_3 = \frac{m_n p_0}{q_{m,n} F_n} \sum_{n=1}^{n=m} Q_n.$$

Годовой выход пресной воды

$$Q_{oc} = a q_m F n_p, \quad (7.16)$$

где n_p — число рабочих дней в году; a — коэффициент, характеризующий уменьшение производительности мембран.

В зарубежной практике удельное потребление энергии, кВт·ч/м³, рассчитывают как

$$\mathcal{E}_{oc} = \frac{N_p - N_t}{\eta_m} = \frac{C_{3,m}}{\eta_m R_c} \left[\frac{p_0}{\eta_n} - (p_0 - \Delta p) (1 - R_c) \eta_T \right], \quad (7.17)$$

где N_p — удельная мощность насосов, кВт/(ч·м³); N_t — удельный расход энергии гидротурбинами, кВт/(ч/м³); Δp — доля

потерь между выходом из насоса высокого давления и входом в утилизационную турбину, кПа; η_n, η_m, η_t — КПД насосов, моторов и турбин; $C_{з.м} = 0,0272$ — коэффициент, учитывающий замену мембран.

Определение стоимости оборудования рекомендуется устанавливать в зависимости от выхода фильтрата J_ϕ :

$$P_{об} = C_{об} 0,1 J_\phi^{-0,9} / (365 H_n), \quad (7.18)$$

где $C_{об}$ — удельная стоимость оборудования, дол/(м³/сут); $H_n = 0,66$ — фактор продуктивности.

Расход электроэнергии на привод насосов

$$N_p = \frac{6,9 p_0}{J_\phi 3600 \eta_m \eta_n}. \quad (7.19)$$

Восстанавливаемую энергию на гидротурбинах можно определить по формуле

$$N_t = \frac{(p_0 - 50) 6,9}{J_\phi 3600} \eta_t (1 - J_\phi), \quad (7.20)$$

где p — давление в единицах psi.

Стоимость затрат на предварительную обработку воды при степени загрязнения, равной 0,7, и удельной себестоимости водоподготовки $C_{вп}$

$$P_{вп} = C_{вп} 0,07 J_\phi^{0,7} / (365 H_n). \quad (7.21)$$

Если представить капитальные затраты и стоимость воды по усредненным значениям для зарубежных установок, опресняющих морскую воду, то можно видеть, что они меняются не пропорционально.

Производительность, тыс.м ³ /сут	1	4	20	40	100
Капиталовложения, дол/(м ³ /сут)	2300	1650	1100	990	900
Стоимость воды, цент/м ³ :					
без рекуперации энергии	139	123	110	105	100
с рекуперацией энергии	107	94	83	79	75

Большой интерес представляет сравнительный анализ опреснения воды дистилляцией и обратным осмосом на установках малой и большой производительности. Это дает возможность объективно оценить каждый из способов, принять решение о выборе наиболее целесообразного применительно к местным условиям и установить его работоспособность.

Распределение опреснительных установок различного принципа действия (рис. 7.5) показывает, что преобладающее значение остается за дистилляционными установками мгновенного вскипания, и если при большой производительности этот тип опреснителя имеет явные преимущества с точки зрения максимально возможной выработки воды, то при потребностях в воде от 1000 до 5000 м³/сут конкурентоспособным может стать обратноосмотический комплекс.

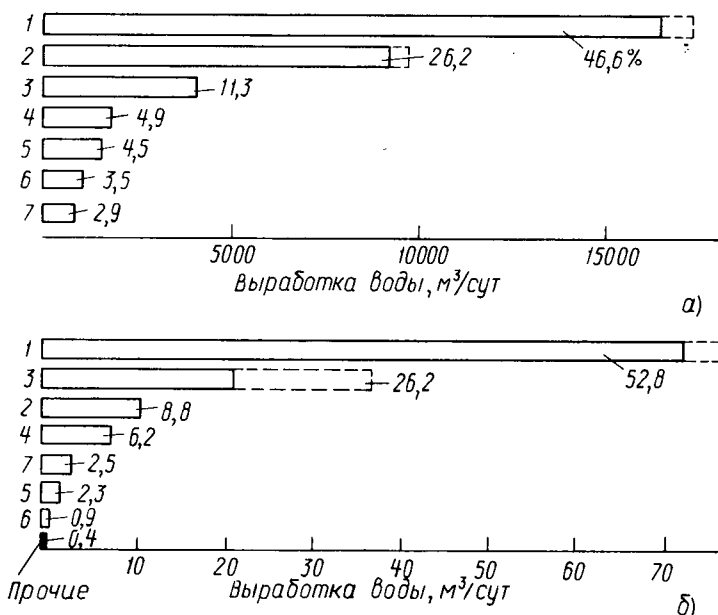


Рис. 7.5. Выработка пресной воды опреснителями различного типа: а — производительностью до 1000 м³/сут; б — производительностью до 5000 м³/сут; 1 — мгновенного вскипания; 2 — вакуум-компрессионными; 3 — обратноосмотическими; 4 — горизонтально-пленочными; 5 — гелиоопреснением; 6 — замораживанием; 7 — вертикально-пленочными

К. Вангник предлагает критериальную систему выбора трех опреснительных установок: мгновенного вскипания, обратного осмоса и с механическим парокомпрессором. В основу этой системы положены капитальные и эксплуатационные затраты при постоянной производительности, равной 1000 м³/сут. Соотношение между количеством морской воды и выработкой для первой установки 14 : 1; второй 3,4 : 1 и третьей 2,9 : 1 [124]. В сравнении приняты два варианта схем обработки воды после ее опреснения. В первом в дистилляционных установках проводят подмешивание морской воды в дистиллят, а в обратноосмотических добавляют воду после первой ступени, затем эта вода подвергается дезинфицированию и минерализации; во втором варианте производится обработка фильтрованием через смешанный слой, на обратноосмотическом — пропусканием через катионитовые и анионитовые фильтры. В вариантах рассматривалось различное энергообеспечение: от дизель-генератора и от ТЭС.

Сопоставление трех различных установок по капитальным вложениям и эксплуатационным расходам дает возможность сделать вывод, что послеопреснительная обработка воды существенно влияет на обе статьи расходов, и так как второй вариант имеет более упрощенную систему деминерализации, он экономически вы-

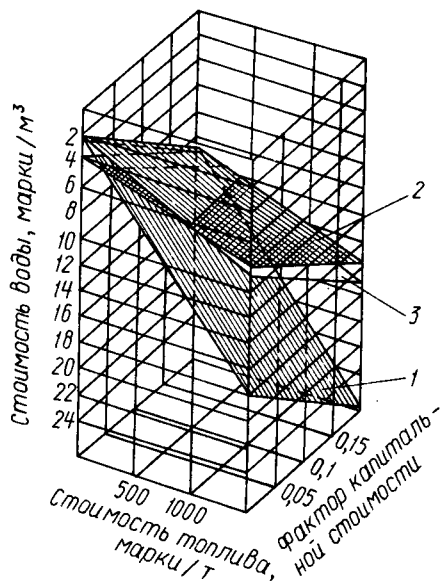


Рис. 7.6. Диаграмма стоимости воды для различных стоимостей топлива и показателя капитальных затрат:

1 — установка мгновенного вскипания; 2 — обратный осмос; 3 — опреснитель с механическим компрессором

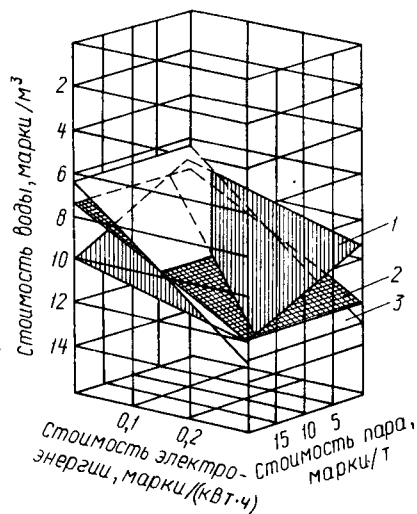


Рис. 7.7. Диаграмма стоимости воды в зависимости от стоимости, обеспечивающей процесс энергии:

1 — установка мгновенного вскипания; 2 — обратный осмос; 3 — опреснитель с механическим компрессором

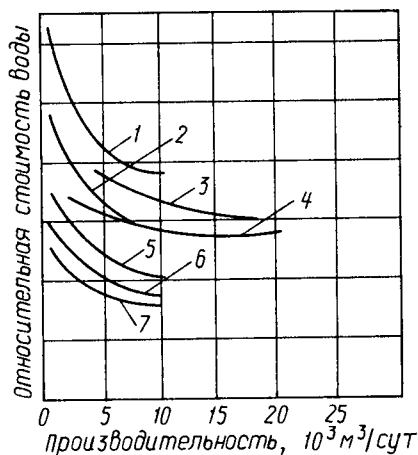


Рис. 7.8. Сравнение различного типа опреснительных установок по безразмерной стоимости воды:

1 — одноцелевая мгновенного вскипания; 2 — то же двухцелевая; 3 — то же двухцелевая большой производительности; 4 — обратноосмотическая; 5 — то же малой производительности; 6 — горизонтально-пленочная парокompрессионная; 7 — горизонтально-пленочная двухцелевая

годнее. Стоимость опреснительной установки по приведенным данным меньше, чем водоподводящего канала, для которого она возрастает с увеличением количества исходной воды, подаваемой в схему. Поэтому на сооружение канала для опреснителя мгновенного вскипания потребуется гораздо больше средств, чем для двух других установок. Обработка морской воды при обратном осмосе обходится дороже, чем в других сравниваемых схемах. Собственная стоимость этой установки ниже, чем термических. В то же время расход электроэнергии на процесс дистилляции меньше, чем на обратноосмотический.

В совокупности капиталовложения при равной производительности выигрывает схема обратного осмоса. При эксплуатационных затратах преимущество также за этой установкой. Каждый из процессов полностью характеризуется капитальными затратами и стоимостью электроэнергии, что наглядно видно из диаграммы рис. 7.6. При предполагаемых условиях установку мгновенного вскипания нельзя признать самой эффективной в стоимостном отношении. Если необходима вода высокого качества в промышленных системах, то и обратноосмотический процесс малопривлекателен. Что касается дистилляционной установки с механическим компрессором, то при выработке питьевой воды обе схемы сопоставимы. В этом варианте снабжение электроэнергией производилось от дизель-генераторов мощностью 380 кВт для установки мгновенного вскипания: два дизель-генератора по 575 кВт для обратноосмотической установки, два дизель-генератора по 780 кВт для термической компрессионной.

Второй вариант анализируется из условия энергоснабжения от ТЭС, и в этом случае все три процесса практически равнозначны по стоимости эффективности независимо от качества воды (питьевая, технологическая) при некотором преимуществе установки мгновенного вскипания. На рис. 7.7 изображены результаты расчета себестоимости воды как функция удельной стоимости электроэнергии и пара. Установлено, что целесообразность использования обратноосмотической установки для нужд промышленного водоснабжения мала, и она, как и в первом варианте, выгодна только как производитель питьевой воды. В этом анализе не учитывается такой важный фактор, от которого зависит экономика процесса, как концентрация исходной воды. Р. Матц и Ю. Фишер рассматривают установки малой производительности, работающие на морской воде на принципе обратного осмоса и парокомпрессионном термическом.

Удельная стоимость установленного оборудования анализировалась с учетом числа ступеней в установке обратного осмоса и концентрации морской воды 3,5—4,2%. В одноступенчатой схеме расход энергии при меньшей концентрации составляет 8, а для большей — 10,3 кВт·ч/м³. С увеличением ступеней до двух он снизился до 7,6 и 8,4 кВт·ч/м³ соответственно. Включение гидро-

Таблица 7.7. Капиталовложения на опреснительных установках

Тип установки	Производительность, м ³ /сут	Удельные капиталовложения, дол/ (м ³ /сут)
Мгновенного вскипания:		
одноцелевая	5000	2684
двухцелевая	18 000	1975
Обратноосмотическая одноступенчатая на мембранах с полыми волокнами	18 000	1065
То же двухступенчатая на рулонных мембранах	5000	2460
	12 000	2583
	45 000	2444
	200 000	1625
	75 000	2533
Вакуум-компрессионная термическая низкотемпературная	600—1000	1300—1600
	18 000	1242
Горизонтально-пленочная низкотемпературная	140 000	1350

турбин в цикл опреснения и утилизация энергии давления сбрасываемой воды уменьшили потребление энергии в одноступенчатой схеме до 5,7 и 7,1 кВт·ч/м³. Для обеих концентраций в двухступенчатой установке расход энергии составил 6,3 кВт·ч/м³.

Подобное сопоставление установок различного типа большой производительности на морской воде показывает, что только производство воды в тонкопленочных испарителях конкурентоспособно с процессом обратного осмоса (рис. 7.8). Производительность установок любого типа определяет ее капитальные затраты, что убедительно подтверждается данными, приведенными в табл. 7.7.

Технологическое совершенство процесса обратного осмоса, достигнутое в последние годы за счет создания мембранных модулей с высокой селективностью и высоким выходом по воде, расширяет сферу использования установок этого типа для опреснения как морской воды, так и солоноватых вод. Наиболее широко они используются при производстве воды питьевого качества. Сложность сопоставления экономических оценок опреснения различными методами затрудняется из-за того, что данные, представляемые различными авторами, получены для конкретных регионов, в которых функционируют установки.

Особенностью электродиализных установок является возможность их серийного производства, что позволяет оптимизировать их технико-экономические показатели и принять к разработке аппараты с более высоким совершенством. Кроме того, специфика электродиализатора состоит в том, что надежность и устойчивость работы его мембран гораздо выше, чем у обратноосмотических, что снижает эксплуатационные расходы, связанные с их заменой.

В настоящее время электродиализная установка применяется не только как опреснительная, но и как установка, обеспечива-

ющая деминерализацию пресной воды в сочетании с ионным обменом для водоподготовки на тепловых электростанциях, что также необходимо учитывать при оценке их эффективности.

Оптимизация параметров отечественных электродиализаторов, проведенная В. Н. Смагиным, по капитальным затратам и эксплуатационным расходам по сравнению с установкой АЭ-25 (ЭДУ-1000) показала, что они в значительной степени зависят от степени деминерализации исходной воды. Наибольшая доля эксплуатационных расходов приходится на процесс и электроэнергию. Себестоимость обессоливания с ростом производительности падает. Так, для установки ЭДУ-100 она достигает 42, а ЭДУ-1000 13 коп/м³ (концентрация исходной воды 2 г/л).

По исследованиям Е. Корнголда потребность в электроэнергии на ведение процесса можно рассчитать по уравнению, Вт·ч/м³,

$$E_d = 26,8(b_n - b_k)JR / (1000\eta_D), \quad (7.22)$$

где b_n , b_k — начальная и конечная концентрации воды, мг/л; J — плотность тока, мА/см²; R — удельное сопротивление ячейки, Ом·см²; η_D — КПД.

Сила тока определяется как $J = 0,224(b_n - b_k)/(f_m\eta_D)$, где f_m — удельная площадь мембраны, м²/(м³/сут).

Условие обеспечения предельной плотности тока выполняется при минимальной площади мембраны, равной:

$$f_{\text{мин}} = \frac{1,47}{\eta_D} \log \frac{b_n}{b_k}$$

и при определении эффективности электродиализатора $f_m > f_{\text{мин}}$.

Электрическое сопротивление находят по уравнению

$$R = \frac{r_k}{s_1} + \frac{r_a}{s_2} + \frac{850h_1}{b_d p_1} + \frac{1100h_2}{b_p p_2} + \frac{2r_v}{s_1},$$

где r_k , r_a — удельное сопротивление катионитовой и анионитовой мембран, Ом·см²; h_1 , h_2 — толщина дилуатной и рассольной камер, мм; p_1 , p_2 — пористость сеток в этих камерах; r_v — удельное сопротивление объема жидкости, Ом·см²; b_d , b_p — среднелогарифмическое значение концентрации дилуата и рассола, мг/л.

Необходимая на перекачивание насосами исходной воды энергия определяется зависимостью, Вт·ч/м³,

$$E_n = \frac{27,2\Delta p}{\eta_n} \frac{G_d + G_p + G_n}{G_d}, \quad (7.23)$$

где Δp — перепад давления на блок; G_d , G_p , G_n — расход дистиллята, рассола и промывки; η_n — КПД насосов.

В установке производительностью 4000 м³/сут расчетный расход энергии на насосы составляет до 0,1 кВт·ч/м³, а с учетом потерь энергии в трубопроводах и арматуре 0,3—0,5 кВт·ч/м³ для сточных вод и 1,5 кВт·ч/м³ для морской воды.

Таблица 7.8. Расход энергии на электродиализной установке производительностью 4000 м³/сут

Показатель	Концентрация солей в воде, мг/л		
	2400—800	5000—800	35 000—800
Плотность тока, мА/см ²	8	12	20
Удельная поверхность мембран, м ² /(м ³ /сут)	1,4	2,5	13
Обычный опреснитель			
Общее сопротивление одной сборки, Ом·см ² , при t , °C:			
20	150	114	50
70	75	57	25
Энергия на опреснение при 20° C, кВт·ч/м ³	1	3,0	24,5
Энергия на насосы, кВт·ч/м ³	0,2	0,3	1,5
Опреснитель на тонких мембранах			
Общее сопротивление, Ом·см ²	65	48	20
Энергия на опреснение при t , °C:			
20	0,43	1,28	9,8
70	0,22	0,64	4,9
Энергия на насосы, кВт·ч/м ³ , при t , °C:			
20	0,27	0,42	2,2
70	0,22	0,36	1,8

Таблица 7.9. Стоимостные характеристики электродиализного процесса

Характеристика	Концентрация исходной воды, мг/л		
	2400	5000	35 000
Капиталовложения, тыс. дол.	520	780	2800
Амортизация, дол/м ³ :			
замена мембран (20%)	0,024	0,04	0,2
замена ячеек (5%)	0,005	0,01	0,05
другое оборудование	0,02	0,025	0,05
Доходы (7%)	0,025	0,04	0,16
Лаборатория	0,03	0,04	0,1
Водоподготовка	0,04	0,04	0,04
Общие удельные капиталовложения, дол/м ³	0,145	0,195	0,6
Потребляемая энергия, кВт·ч/м ³ :			
обычный опреснитель	1,2	3,3	26
с тонкими мембранами	0,7	1,7	12
то же при $t=70^{\circ}\text{C}$	0,44	1	6,7
Себестоимость воды, дол/м ³ :			
обычный опреснитель	0,205	0,36	1,9
с тонкими мембранами	0,181	0,28	1,2
то же при $t=70^{\circ}\text{C}$	—	0,245	0,94

Таблица 7.10. Зависимость структуры затрат от производительности для отечественных установок

Показатель	Производительность, тыс. м ³ /сут				
	1	4	20	40	100
Капиталовложения, коп/м ³ :					
$b_n=5$ г/л	154	125	114	110	106
$b_n=2$ г/л	70	67	62	60	55
Приведенные затраты, коп/м ³ :					
$b_n=5$ г/л	81	62	52	48	43
$b_n=2$ г/л	36	33	28	26	24
Себестоимость, коп/м ³ :					
$b_n=5$ г/л	62	46	38	34	30
$b_n=2$ г/л	28	25	21	19	17

Таблица 7.11. Зависимость затрат от производительности для зарубежных электродиализаторов

Показатель	Производительность, тыс. м ³ /сут				
	1	4	20	40	100
Капиталовложения, дол/м ³ :					
$b_n=5$ г/л	457	424	395	385	375
$b_n=2$ г/л	330	315	287	276	255
Себестоимость воды, цент/м ³ :					
$b_n=5$ г/л	73	45	38	35	32
$b_n=2$ г/л	34	29	25	23	21

В табл. 7.8 приведены данные двух моделей электродиализаторов — на тонких мембранах и ячейках и обычного, — работающих на воде с различной концентрацией солей. На основании этих данных можно судить о большей эффективности первой схемы. С возрастанием начальной температуры процесса суммарный расход энергии снижается, но он значительно увеличивается с повышением концентрации. Стоимостные показатели, характеризующие эти два типа опреснителей, приведены в табл. 7.9.

Оптимизация этих установок проведена при следующих исходных данных: общий размер ступени 1000×500 мм, активная поверхность мембран одной сборки 3680 см^2 , толщина мембран в обычном аппарате 0,3 мм, в тонкомембранном 0,1 мм, при этом дилуатные камеры имеют высоту 1,3 и 4,0 мм соответственно.

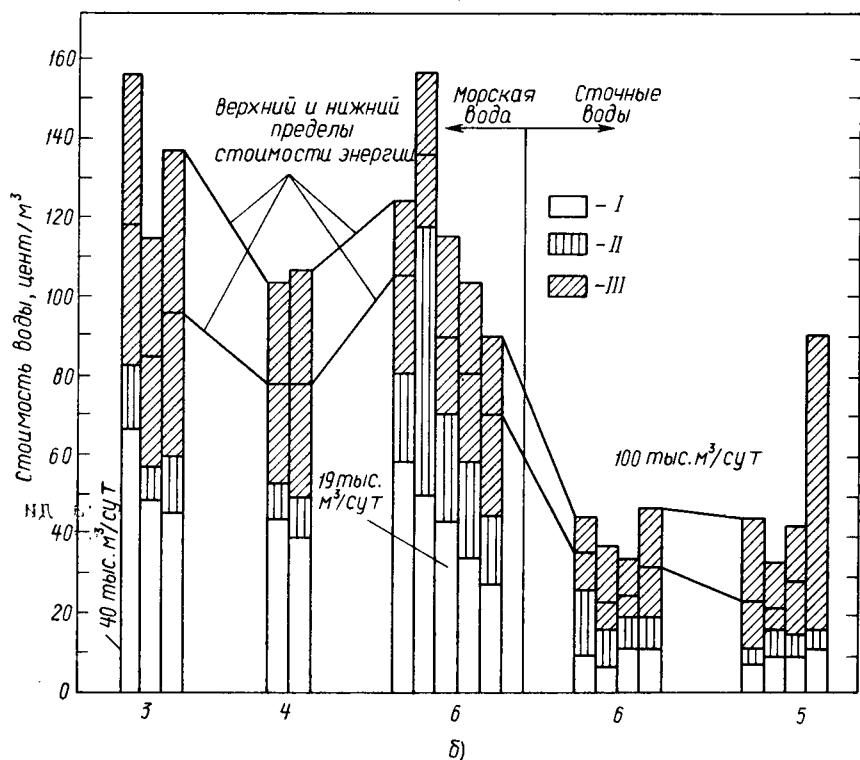
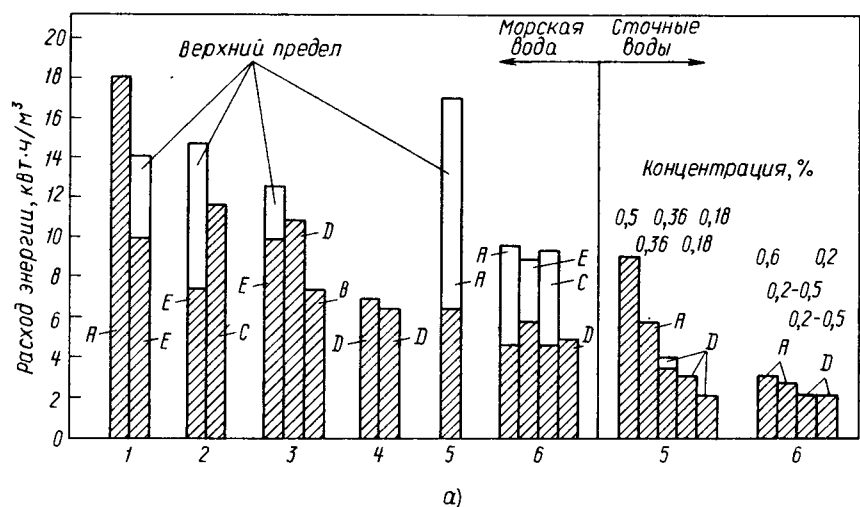


Рис. 7.9. Энергетические (а) и экономические (б) показатели опреснительных установок различных фирм:
 1 — пароконденсационные; 2 — вымораживающие; 3 — двухцелевые мгновенного вскипания; 4 — дистилляционные тонкопленочные (горизонтальная и вертикальная); 5 — электродиализные; 6 — обратноосмотические, производительность: А — 4 тыс. м³/сут; В — 380 тыс. м³/сут; С — 19 тыс. м³/сут; D — 100 тыс. м³/сут; E — 40 тыс. м³/сут; I — капulloжения; II — эксплуатационные расходы; III — стоимость энергии

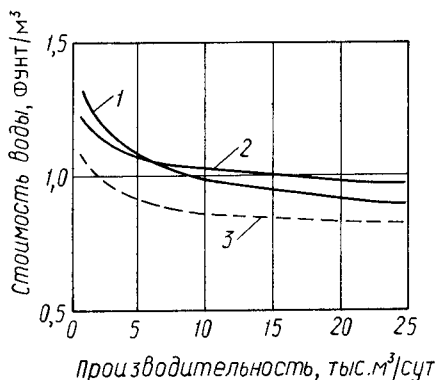


Рис. 7.10. Сравнение стоимости воды на обратноосмотической и дистилляционной опреснительных установках:

1 — мгновенного вскипания; 2 — обратноосмотическая без утилизации энергии воды (3 года использования мембран); 3 — то же с утилизацией (5 лет использования мембран)

Комплексный анализ электродиализных установок отечественного и зарубежного производства и их сравнение с термической дистилляцией выполнен М. В. Колодиным [15].

Структура затрат на опреснение соленых вод электродиализом в нашей стране распределяется по капитальным вложениям, % общего значения, на основное оборудование 59—51%, на систему подготовки воды 8—14%, монтажные работы 15—18%, по эксплуатационным расходам наибольшие значения приходятся на замену мембран 20—17%, электроэнергию 21—15%, химикаты 10—12% и амортизацию 30—28%. Эти данные даны применительно к установкам с выработкой дилюата менее 500 и более 1000 м³/сут. В стоимостном выражении эти данные приведены в табл. 7.10.

Обобщение данных позволяет сказать, что в пределах производительностей 4—20 тыс. м³/сут капиталовложения на дистилляцию в 2,9—1,5 раза больше их значений для электродиализа. Повышение производительности дистилляционной установки более 100 тыс. м³/сут делает ее предпочтительней, так как капитальные затраты ниже, чем для диализных. По стоимости получаемой воды она на электродиализаторах в 3—2,2 раза меньше при выработке соответственно 4—100 тыс. м³/сут. Однако следует помнить, что по качеству конечного продукта эти установки неравнозначны.

В зарубежных схемах структура затрат практически мало отличается от отечественных и выражается так: капитальные статьи на основное оборудование — 61%, схему водоподготовки — 13%, коммуникации подачи воды — 9%, электрооборудование — 9%, по эксплуатационным показателям на амортиза-

цию — 29%, электроэнергию — 38%, обслуживание и ремонт — 13%, химикаты — 6%, замену мембран и модулей — 7%.

В табл. 7.11 приведены данные по зарубежным электродиализаторам.

Способы опреснения воды мембранной технологией, привлекающие все большее внимание специалистов и характеризующиеся близкими достигнутыми значениями производительности, неравноценны по экономической эффективности. Так, для обратного осмоса капиталовложения ниже, чем у электродиализных, а стоимость воды выше.

Электродиализные аппараты нашли применение в технологических схемах водоподготовки на электростанциях в силу того, что часто природные источники содержат воду с физико-химическими показателями, доведение которых до соответствующих нормативов на ионообменных агрегатах затруднительно. Кроме того, в большой энергетике на регенерацию ионообменных смол возросло потребление химикатов, а сброс воды с повышенной минерализацией загрязняет окружающую среду. Электродиализная установка позволяет с экономической эффективностью, значительно более высокой, чем при ионном обмене, провести обработку воды [41].

Современная опреснительная техника за последние годы усовершенствована до такой степени, что каждый из способов в определенных региональных условиях может обеспечить получение воды нужного качества при сравнительно малой стоимости. Это подтверждают данные П. Глускштерна (рис. 7.9, а, б) и Н. Ваде и М. Хорнсбу [75, 76] (рис. 7.10). Величина удельных затрат энергии в нормальных режимах без соответствующей интенсификации процессов и стоимость опресненной воды достигают приемлемых значений. Как видно из рис. 7.10, при больших производительностях дистилляционные установки вырабатывают воду меньшей стоимости, однако применение турбин Пельтона выводит обратный осмос на передовую позицию.

Как уже отмечалось, термодинамическое совершенство процесса опреснения полностью не раскрыто. Дальнейшие исследования, которые необходимо продолжать, создадут предпосылки к существенному снижению общих затрат и поднимут технико-экономическую эффективность опреснения морской воды. Такими направлениями, в которых необходимо развернуть поисковые работы, следует признать:

- 1) интенсификацию теплообмена и создание новых форм поверхности в дистилляционных установках или полный отказ от них с организацией подачи воды неразрывными струями и пленками;

- 2) повышение начальной температуры нагрева морской воды за пределы достигнутых вплоть до критических с изучением особенностей поведения ее в этих условиях;

- 3) создание новых модульных форм в опреснителях обратного осмоса с более высоким выходом фильтрата;
- 4) разработка эффективных схем предподготовки исходной воды с высоким уровнем очистки;
- 5) получение новых материалов для мембранной технологии с большей механической прочностью;
- 6) разработка новых агрегатно-технологических схем высокой производительности при минимальных расходах энергии и действии их по безотходной технологии;
- 7) изыскание новых источников энергии, в том числе нетрадиционных, для обеспечения процессов опреснения.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Абдуллаев К. М., Малахов И. А. Новая технология утилизации сточных вод водоподготовительных установок ТЭС // Экспресс-информация. Сер. Сооружение тепловых электростанций. 1985. Вып. 7. С. 10—14.
2. Апельцин И. Э., Клячко В. А. Опреснение воды. М.: Стройиздат, 1968.
3. Березин А. Б., Подберезный В. Л. // Вопросы атомной науки и техники. Сер. Опреснение соленых вод. Вып. 2, № 10. С. 37—42.
4. Вайсблат М. Б., Голуб С. И., Чернозубов В. Б. Тепловой расчет установок мгновенного испарения для опреснения морской воды // Водоснабжение и санитарная техника. 1966. № 11. С. 5—7.
5. Гасанов П. М. Опреснение минерализованных вод в сельском хозяйстве. Алма-Ата: Кайнар, 1976.
6. Гребенюк В. Д. Электродиализ. Киев: Техника, 1976.
7. Дубяга В. П., Пепечкин А. П., Каталевский Е. Е. Полимерные мембраны. М.: Химия, 1981.
8. Дытнерский Ю. И. Обратный осмос и ультрафильтрация. М.: Химия, 1978.
9. Дыхно А. Ю. Использование морской воды на тепловых электростанциях. М.: Энергия, 1974.
10. Егоров А. И., Бодылев Б. Т., Лазарев И. П. Исследование условий глубокой очистки конденсата греющего пара опреснительной установки // Сб. науч. трудов ВОДГЕО. 1975. Вып. 48. С. 23—25.
11. Зайцев Д. В. Опреснение воды. М.: Стройиздат, 1948.
12. Карелин Ф. Н. Обессоливание воды обратным осмосом. М.: Стройиздат, 1988.
13. Колодин М. В. Опреснение воды замораживанием. Ашхабад: Ылым, 1977.
14. Колодин М. В., Сейиткурбанов С. Опреснение соленых вод. Ашхабад: Ылым, 1973.
15. Колодин М. В. Экономика опреснения воды. М.: Наука, 1986.
16. Косминский А. Б. // Сб. науч. трудов ВОДГЕО. 1973. № 49. С. 63—67.
17. Крыжановский Р. А. Ресурсы будущего. М.: Мысль, 1985.
18. Кульский Л. А., Чепцов А. С. Новые методы опреснения. Киев: Наук. думка, 1974.
19. Ласкорин Б. Н., Смирнова Н. М., Гантман М. Н. Ионобменные мембраны и их применение. М.: Госатомиздат, 1961.
20. Мартьяновский В. С. Анализ действительных термодинамических циклов. М.: Энергия, 1972.
21. Медведев И. Н. Исследование процессов опреснения воды получением кристаллогидратов пропана: Автореф. дис. канд. техн. наук. М.: 1965.
22. Никитин М. Р., Ахметьева Н. П., Санин М. В. Ресурсы солоноватых и соленых подземных вод СССР. М.: Наука, 1978.
23. Николаев Н. И. Диффузия в мембранах. М.: Химия, 1980.
24. Опреснение соленых вод: Пер. с англ./Под ред. О. И. Мартьяновой. М.: Изд-во иностр. лит., 1963.

25. Павлов Г. Д., Медведев И. Н. Опреснение кристаллогидратным способом // Водоснабжение и санитарная техника. 1965. № 10. С. 11—14.
26. Пастушенко Б. Л., Таубман Е. И. Исследование показателей процесса вскипания жидкости в вертикальной камере испарения // Теплоэнергетика. 1985. № 7. С. 70—72.
27. Пат. 3450508. США. 1969.
28. Пат. 3424675. США. 1969.
29. Плотников В. Г. Термодинамические исследования процессов опреснения воды вымораживанием холодильными машинами: Автореф. дис... канд. техн. наук. М., 1972.
30. Проскуряков В. А., Шмидт Л. И. Очистка сточных вод в химической промышленности. Л.: Химия, 1977.
31. Розен А. М., Голуб С. И., Вотиницева Т. И. К расчету транспортируемого уноса при барботаже // Теплоэнергетика. 1976. № 11. С. 59—62.
32. Слесаренко В. Н. Дистилляционные опреснительные установки. М.: Энергия, 1980.
33. Слесаренко В. Н. Современные методы опреснения морских и соленых вод. М.: Энергия, 1973.
34. Слесаренко В. Н., Штым А. С. К оценке термодинамического совершенства процесса опреснения морской воды // Изв. вузов СССР. Сер. Энергетика. 1974. № 8. С. 46—50.
35. Слесаренко В. Н., Гудаков Г. А. Исследование теплофизических особенностей опреснительных установок // Теплоэнергетика. 1977. № 4. С. 56—59.
36. Слесаренко В. Н. Опреснение воды — проблема современности // Человек, море, техника. Л.: Судостроение, 1987. Вып. 4. С. 112—124.
37. Слесаренко В. Н., Гудаков Г. А., Нагорный В. С. Исследование процесса опреснительной установки с восходящим тонкопленочным потоком // Изв. вузов СССР. Сер. Энергетика. 1974. № 9. С. 86—92.
38. Слесаренко В. Н., Саверченко В. М., Угрюмова С. М. Исследование процесса дистилляции морской воды в горизонтально-пленочной установке // Изв. вузов СССР. Сер. Энергетика. 1976. № 7. С. 90—97.
39. Слесаренко В. Н., Якубовский Ю. В. Интенсификация теплообмена при кипении морской воды в опреснительных установках // Изв. вузов СССР. Сер. Энергетика. 1973. № 11. С. 77—81.
40. Слесаренко В. Н., Гудаков Г. А. Экспериментальное исследование гидравлического сопротивления восходящего потока в пленочных опреснительных аппаратах // ИФЖ. 1973. Т. 25, № 4. С. 957—959.
41. Смагин В. Н., Дробот Г. К., Щекотов П. Д. Технико-экономическое обоснование комбинированной схемы подготовки воды для парогенераторов // Теплоэнергетика. 1975. № 2. С. 83—85.
42. Смагин В. Н. Обработка воды методом электролиза. М.: Стройиздат, 1986.
43. Смирнов Л. Ф. Термодинамическая эффективность опреснительных установок // Новые теплоэнергетические и холодильные схемы и циклы. Л.: Химия, 1969. С. 357—368. (Тр. Всесоюзной научно-технической конференции по термодинамике).
44. Современное состояние и перспективы развития науки и техники в области обессоливания воды в СССР и охраны окружающей природной среды / Межведомственный НТС по комплексным проблемам охраны окружающей природной среды и рациональному использованию природных ресурсов. ГК СССР по науке и технике. 1978.
45. Стерман Л. С., Покровский В. Н. Химические и термические методы обработки воды на ТЭС. М.: Энергия, 1981.
46. Ступаченко П. П. Строительные материалы в условиях Дальнего Востока и Восточной Сибири. Владивосток: Изд-во ДВГУ, 1980.
47. Таианайко Ю. М., Воронцов Е. Г. Методы расчета и исследования пленочных процессов. Киев: Техника, 1975.
48. Таубман Е. И. Влияние оттяжек парогазовой смеси на показатели уста-

новок мгновенного вскипания // Изв. вузов СССР. Сер. Энергетика. 1986. № 8. С. 62—67.

49. Таубман Е. И., Пастушенко Б. Л. О влиянии уровней жидкости в испарителях на показатели эффективности установок мгновенного вскипания // Изв. вузов СССР. Сер. Энергетика. 1983. № 4. С. 62—67.

50. Таубман Е. И. Выпаривание. М.: Химия, 1982.

51. Таубман Е. И., Бильдер З. П. Термическое обезвреживание минерализованных промышленных сточных вод. Л.: Химия, 1975.

52. Ткачев А. Г., Плотников В. Т. К вопросу термодинамики процессов опреснения // Холодильная техника. 1968. № 1. С. 11—14.

53. Токманцев Н. К. Некоторые исследования и разработки многоступенчатых адиабатных опреснителей большой мощности: Автореф. дис... канд. техн. наук. М., 1976.

54. Трошеникин Б. А. Циркуляционные и пленочные испарители и водородные реакторы. Киев: Наукова думка, 1985.

55. Фейзиов Г. К. Непосредственное питание парогенераторов глубоко-умягченной водой // За технический прогресс. 1975. № 4. С. 19—21.

56. Ягодин Г. А., Каган С. З., Тарасов В. В. Основы жидкостной экстракции. М.: Химия, 1981.

57. Ясминов А. А., Орлов А. К., Карелин Ф. Н. Обработка воды обратным осмосом и ультрафильтрацией. М.: Стройиздат, 1978.

58. Al-Arrayedh M. Construction and operation of 5600 m³/day reverse osmosis desalination plant, Ra's Abu Jrjur, Bahrain // Proceedings of the Second World Congress on Desalination and Water Re-use, Bermuda, 1985. Vol. 2. P. 319—342.

59. Aly S. E. Energy savings in distillation plants by using vapor thermo-compression // Desalination. 1984. Vol. 49. P. 37—56.

60. Andrews W. T., Bergman R. A. The Malta seawater Ro facility // Desalination. 1984. Vol. 60. P. 135—144.

61. Aussenac A., Domenech S., Enjalbert M. Mathematical model of a mechanical-vapor compression evaporator // Desalination. 1982. Vol. 41; 1984, Vol. 49. P. 137—169; 117—139.

62. Baker R. J., Fane A. G., Fell C. J., Yoo B. H. Factor affecting flux in crossflow filtration // Proceedings of the Symposium on Membrane Technology, Tylosand, Sweden. 1985. P. 81—93.

63. Belfort G., Nagata N. Fluid mechanic and cross-flow filtration: some thoughts // Proceedings of the Symposium on Membrane Technology, Tylosand, Sweden. 1985. P. 57—79.

64. Belfort G., Altena F. Toward an inductive understanding of membrane fouling // Proceedings of the First World Congress on Desalination and Water Re-use, Florence, Italy. 1983. Vol. 4. P. 105—127.

65. Bergman R. A., Harlow H. W., Laverty P. E. Resolution of RO decline problems at Englewood, Florida // Desalination. 1985. Vol. 54. P. 55—74.

66. Bergman F., Schuette B. The integration of a reverse osmosis installation in the fully automated operation of a Rural water supply company // Desalination. 1984. Vol. 49. P. 203—214.

67. Bertuzzi M., Polla M., Tiraboschi P. Development in vertical tube evaporation // Proceedings of the Symposium on Economics of water processes, Frankfurt am Main, FRG. 1984. P. 135—143.

68. Cheng C. Y., Su Y. F., Hopkins D. N. Desalination by the improved vacuum freezing high pressure ice melting process // Desalination. 1982. Vol. 42. P. 141—151.

69. Delyannis A., Delyannis E. Recent Solar desalination developments // Desalination. 1983. Vol. 45. P. 361—369.

70. El-Nashar A., El-Baghdary A. Analysis of water desalination and power generation expansion plants for the emirate of Abu-Dhabi a preliminary study // Desalination. 1984. Vol. 49. P. 271—292.

71. Fernandez R., Pangborn J. Studies on the hydrate process, ice crystal

growth rates and hydrate reaction kinetics. OSW-RDPR-68-333, Washington. 1968.

72. **Gastaldo G.** Report of the Department of Engineering University of California, Los-Angeles. 1962. P. 61—62.

73. **Caubeau P.** Energy recovery pumps in reverse osmosis desalination plants // Desalination. 1985. Vol. 54. P. 117—126.

74. **Gilron J., Hasson D.** Analysis of laminar flow precipitation fouling on reverse osmosis membranes // Desalination. 1986. Vol. 60. P. 9—24.

75. **Glueckstern P.** Preliminary consideration of combining a large reverse osmosis plant with the mediterranean Dead Sea Project // Proceedings of the 14 the National Israeli Desalination Conference, Ashqulon, Israel. 1980. P. 63—74.

76. **Glueckstern P.** Current and long term consideration for the application of reverse osmosis technology in Israel // Desalination. 1986. Vol. 58. P. 69—75.

77. **Gutman R. G.** The Chemical Engineering. 1977. July. P. 510—523.

78. **Harkare W. P.** Desalination of brackish water by electrodiasis // Desalination. 1982. Vol. 42. P. 97—105.

79. **Hattenbach K., Kneifel K.** The effect of cell thickness and flow velocity of water cost in desalination by electrodialysis // Desalination. 1986. Vol. 58. P. 33—41.

80. **Hasbani N.** An evaluation of brine recycling and wastewater reclamation by RO and vapor compression // Desalination. 1985. Vol. 56. P. 37—46.

81. **Indusekhar V., Krihnaswamy N.** Polarization studies on interpolymer ion exchange membranes // Desalination. 1983. Vol. 48. P. 267—279.

82. **Jonsson G.** Overview of theories for water and solute transport in UF/RO membranes. Proceedings at the Symposium on membrane technology, Ystad, Sweden, 1980. P. 22—38.

83. **Kamal J., Tusel G.** An evaluation of the energy requirements of desalination processes on the basis of the fueluse performance ration // Proceedings of the 7th International Symposium on fresh water from the sea, Amsterdam, Holland, 1980. P. 283—295.

84. **Kamiyama Y., Yoshioka N., Matsuik K., Nakagone K.** New thin-film composite reverse osmosis membranes and spiral wound modules // Desalination. 1984. Vol. 51. P. 79—92.

85. **Katz W. E.** Desalination by ED and EDR-state-the-art in 1981 // Desalination. 1982. Vol. 42. P. 129—139.

86. **Kawahara T., Suzuki K.** Utilization of the waste concentrated seawater in the desalination plants // Desalination. 1981. Vol. 38. P. 499—507.

87. **Kimure S., Ohya H.** Five years operating experience of a 800 cubic meters per day RO seawater desalination plant // Desalination. 1985. Vol. 54. P. 45—54.

88. **Kishi M., Matsumotok K., Takeuchi Y., Hartori K.** Development of flow model for weir type orifice // Proceedings of the Second World Congress on Desalination and Water Re-Use, Bermuda, 1985. P. 481—492.

89. **Kneifel K., Hattenbach K.** Properties and long-term behavior of ion exchange membranes // Desalination. 1980. Vol. 34. P. 77—95.

90. **Kuensle K., Maricet M., Marquardt K., Nagel R.** Conceptual design and economical evaluation of a combined MSF-RO seawater desalination plant // Proceedings of the First World Congress on Desalination and Water Re-Use, Florence, Italy. 1983. Vol. 1. P. 61—72.

91. **Kurihara M., Harumiya N.** Development of the PEC-1000 composite membrane for single-stage seawater desalination // Proceedings of the International Congress on Desalination and Water Re-Use, Manama, Bahrain. 1981. Vol. 1. P. 449—460.

92. **Kuroda O., Takahashi S., Nomura M.** Characteristics of flow and mass transfer rate in an electrodialyzer compartment including spacer // Desalination. 1983. Vol. 46. P. 225—232.

93. **Kurokawa Y., Kurashige M., Yui N.** A viscoelastic model for initial flux

decline through reverse osmosis membrane // Desalination. 1984. Vol. 52. P. 9—14.

94. **Kutbi J. J., Sabri Z. A., Husseiny A. A.** Releability of MSF processes based on operation history // Desalination. 1982. Vol. 41. P. 81—113.

95. **Kutbi J. J., Ahmed A. M.** Comparative cost analysis of nuclear versus oil-fired dual-purpose desalination plants // Desalination. 1986. Vol. 58. P. 43—54.

96. **Lazare L.** The Puraq seawater desalination process // Desalination. 1982. Vol. 42. P. 11—16.

97. **Li Q., Fang Y., Green M.** Edge effects and orientation effects in electro-dialysis // Desalination. 1982. Vol. 41. P. 47—55.

98. **Libert J. J.** Desalination and Energy // Desalination. 1982. Vol. 40. P. 401—406.

99. **Lucas M., Hesseman S.** Advantages of the electrocompression process in sea water desalination // Desalination. 1981. Vol. 38. P. 57—63.

100. **Ludwig H.** Reverse osmosis in the desalination of brackish water and sea water // Desalination. 1981. Vol. 36. P. 153—178.

101. **Matsuka N., Nakagawa Y., Kurihara M., Tonomura T.** Reaction kinetics of sodium bisulfite and dissolved oxygen in sea water and their applications to sea water reverse osmosis // Desalination. 1984. Vol. 51. P. 163—171.

102. **Matthiasson E., Sivik B.** Concentration polarization and fouling // Proceedings of the Symposium on Membrane Technology, Ystad, Sweden, 1980. P. 50—103.

103. **Mattson M., Lew M.** Recent advances in reverse osmosis and electrodialysis membrane desalting technology // Desalination. 1982. Vol. 41. P. 1—24.

104. **McCutchun J. W., Jonson J. B.** Reverse osmosis at Coalinga // Journal American Water Works Association. 1970. Vol. 82. N 6. P. 16—21.

105. **Migliorini G., Fumagalli B., Arazzinu S.** Theoretical approach to MSF stages efficiency calculation // Proceedings of the Second World Congress on Desalination and Water Re-Use, Bermuda. 1985. P. 185—198.

106. **Moen D., Cane D.** An improved MSF evaporator configuration // Desalination. 1983. Vol. 45. P. 25—34.

107. **Petersen G., Fries S.** Wind and solar powered reverse osmosis desalination units-design, start-up operating experience // Desalination. 1981. Vol. 39. P. 125—135.

108. **Pfizer Flocon 100** specified at Cape Coral // Floconnews. 1985. Vol. 2. P. 1—4.

109. **Rautenbach R., Arzt B.** The development of high-performance distillation plants // Desalination. 1985. Vol. 56. P. 261—275.

110. **Sackinger C. T.** Energy Advantages of reverse osmosis in sea water desalination // Proceedings of the 7-th International Symposium on Fresh Water from the Sea, Amsterdam, Holland. 1980. Vol. 3. P. 271—281.

111. **Senatore S. J.** Vapor compression distillation with maximum use of waste heat // Desalination. 1981. Vol. 38. P. 3—12.

112. **Sephton H. H.** Process sequence for using saline water as power plant coolant // Desalination. 1985. Vol. 56. P. 1—15.

113. **Shawly A., Girgis F.** Gas turbine a major factor to reduce capital and operating costs for dual-purpose desalination and power plant // Desalination. 1983. Vol. 44. P. 17—27.

114. **Simpson H. C.** // Proceedings of the 4-th International Symposium on Fresh Water from the Sea, Heidelberg, FRG. 1973. P. 395—407.

115. **Sirkar K. K., Rao C. H.** Short cut design methods for reverse osmosis separation with tubular modules // Desalination. 1983. Vol. 48. P. 25—42.

116. **Thompson D. W., Tremblay A. Y.** Fouling in steady and unsteady state electrodialysis // Desalination. 1983. Vol. 47. P. 184—188.

117. **Tidball R., Kadaj R.** Waste heat powered reverse osmosis plants // Proceedings of the International Congress Desalination and Water Re-Use, Manama, Bahrain. 1981. Vol. 2. P. 137—145.

118. **Tiwari G. N., Rao V. B.** Transient Performance of single basin

solar still with water flowing over the glass cover // *Desalination*. 1984. Vol. 49. P. 231—241.

119. **Tilmat B. W.** A novel wiped-film rotating-disc evaporator for water reuse // *Middle East Water and Sewage*. 1983. Vol. 7. N 2. P. 127—140.

120. **Tleimat B. W.** Optimal water cost from solar-powered multieffect desalination // *Proceedings of the First World Congress on Desalination and Water Re-Use*, Florence, Italy, 1983. Vol. 1. P. 153—165.

121. **Toyama S., Aragaki T.** Hold up and flow of liqued film at a horizontal tube bundle // *Desalination*. 1983. Vol. 45. P. 289—294.

122. **Toyama S.** Assessment of energy consupcion in désalination of sea water on the basis of conceptual designs and surveys // *Desalination*. 1982. Vol. 40. P. 297—309.

123. **Van Dijk J. C., De Moel P. J., Van Den Berkmortel H. A.** Optimizing design and cost of sea water reverse osmosis systems // *Desalination*. 1984. Vol. 52. P. 57—73.

124. **Wangnick K.** Selection of small desalination plants for specific locations // *Desalination*. 1985. Vol. 52. P. 145—165.

125. **Wiley D. E., Fell C. J., Fane A. G.** Optimization of membrane module design for brackish water desalination // *Desalination*. 1985. Vol. 52. P. 249—265.

126. **Wood F. C.** The Changing face of desalination — a consulting engineer's viewpoint // *Desalination*. 1982. Vol. 42. P. 17—25.

127. **Woodcock D. J., White J. M.** The application of Pelton type impulse turbines for energy recovery on sea water reverse osmosis systems // *Proceedings of the International Congress on Desalination and Water Re-Use*, Manama, Bahrain. 1981. Vol. 2. P. 447—458.

128. **Zannoni R.** Desulphation new applications: Doha East (Kuwait) and Gela (Italy) desalination plants // *Desalination*. 1983. Vol. 47. P. 93—102.

129. **Zhong X., Zhang W., Hu Z., Li H.** Experimental study of flow distribution features in the electrodialyzer // *Proceedings of the Second World Congress on Desalination and Water Re-Use*. 1985. Vol. 3. P. 413—419.

130. **1988 IDA worldwide desalting plants inventory** // Published by Wangnick Consulting, 1988, Germany. P. 1—227.

ОГЛАВЛЕНИЕ

Предисловие	3
Глава первая	
Значение и целесообразность водоснабжения за счет опресненных вод	
1.1. Природные запасы вод пресноводных и морских источников	6
1.2. Способы получения пресной воды и их классификация	12
Глава вторая	
Термическая дистилляция морской воды	
2.1. Термодинамика процесса опреснения	18
2.2. Принципиальные и конструктивные схемы термических опреснительных установок	27
2.3. Повышение тепловой эффективности опреснительных установок	50
2.4. Нетрадиционные и утилизационные источники энергии при опреснении	80
Глава третья	
Особенности процесса опреснения обратным осмосом	
3.1. Термодинамическая и технологическая характеристика опреснения обратным осмосом	95
3.2. Типы мембран и их характеристика	108
3.3. Опреснительные установки обратного осмоса	132
Глава четвертая	
Эксплуатационные и конструктивные особенности установок обратного осмоса	
4.1. Эксплуатационные характеристики мембранных модулей	153
4.2. Расчет установок обратного осмоса и их элементов	169
Глава пятая	
Электродиализные опреснительные установки	
5.1. Общая характеристика процесса электродиализного опреснения	193
5.2. Основы проектирования электродиализной установки	206
5.3. Эксплуатационные особенности электродиализных установок	215

Глава шестая

Экстракционное и кристаллизационное опреснение воды

6.1. Опреснение экстракцией	220
6.2. Опреснение воды химическим замораживанием	229

Глава седьмая

Тенденции использования морской воды и совершенствование процесса опреснения

7.1. Оценка эффективности использования морской воды	241
7.2. Характеристика стоимостных показателей опреснительных установок	245
Список литературы	270

Производственно-практическое издание

СЛЕСАРЕНКО ВЛАДИМИР НИКОЛАЕВИЧ

Опреснение морской воды

Зав. редакцией *И. В. Волобуева*

Редактор издательства *М. И. Кузнецова*

Художественный редактор *В. А. Гозак-Хозак*

Технический редактор *Н. В. Чиранова*

Корректор *З. Б. Драновская*

ИБ № 2097

Сдано в набор 25.04.90. Подписано в печать 19.10.90. Формат 60×88¹/₁₆. Бумага офсетная № 2. Гарнитура литературная. Печать офсетная. Усл. печ. л. 17,15. Усл. кр.-отт. 17,39. Уч.-изд. л. 19,76. Тираж 2000 экз. Заказ 518. Цена 1 р.

Энергоатомиздат. 113114, Москва, М-114, Шлюзовая наб., 10

Ордена Октябрьской Революции и ордена Трудового Красного Знамени МПО «Первая Образцовая типография» Государственного комитета СССР по печати. 113054, Москва, Валовая, 28

Энергоатомиздат выпустит в 1991 г. следующие книги:

Деркасова В. Г., Карелин В. А. Потенциометрический анализ технологических вод ТЭС и АЭС.— (III) — 13 л.— (Б-ка теплоэнергетика).— 65 к., 5000 экз.

Описаны теоретические основы потенциометрического метода, особенности его использования для анализа технологических вод ТЭС и АЭС. Приведено подробное описание ряда разработанных авторами лабораторных потенциометрических методик анализа наиболее важных компонентов, характеризующих качество и агрессивную способность технологических вод ТЭС и АЭС. Рассмотрены современные экспрессные и высоконадежные методики анализа, базирующиеся на применении отечественных ионоселективных электродов.

Для специалистов, занимающихся контролем водно-химического режима ТЭС и АЭС.

Стерман Л. С., Покровский В. Н. Физические и химические методы обработки воды на ТЭС. Учебник для вузов.— (III) — 24 л. 1 р. 10 к., 8000 экз.

Рассмотрены современные физико-химические и термические методы обработки воды и очистки конденсата на электростанциях. Описаны устройство, принцип действия и способы расчета аппаратов и схем водоподготовительных установок, приведены программы расчета установок некоторых типов на ЭВМ. Дана оценка влияния ряда основных факторов на эффективность работы аппаратов и схем.

Для студентов вузов, обучающихся по специальности «Тепловые электрические станции». Может быть полезен инженерно-техническому персоналу электростанций и котельных.

Книжные магазины — опорные пункты Энергоатомиздата

1. 480091, г. Алма-Ата, пр-т Абая, 35. Кн. маг. «Прогресс».
2. 404120, г. Волжский, ул. Энгельса, 2. Кн. маг. «Прометей».
3. 141980, г. Дубна, ул. Векслера, 11. Кн. маг. «Эврика».
4. 433510, г. Димитровград, пр-т Ленина, 16. «Дом книги».
5. 375000, г. Ереван, ул. Баграмяна, 24а. Кн. маг. № 29.
6. 153000, г. Иваново, ул. Октябрьская, 12. Кн. маг. № 2.
- 7*. 664003, г. Иркутск, ул. Ленина, 15. Кн. маг. № 15 «Знание».
8. 196006, г. Ленинград, Московский пр-т, 198. Кн. маг. № 92 «Энергия».
- 9*. 103031, г. Москва, ул. Петровка, 15. Кн. маг. № 8. «Техника».
- 10*. 121096, г. Москва, ул. Василисы Кожиной, 10. Кн. маг. № 170 «Энергия».
- 11*. 630091, г. Новосибирск, Красный пр-т, 60. Кн. маг. № 7 «Техническая книга».
- 12*. 209020, г. Обнинск, ул. Мигунова, 4. Кн. маг. № 1.
13. 410730, г. Саратов, ул. Братиславская, 81. Кн. маг. № 1.
14. 200000, г. Таллинн, бульвар Ленина, 7. Кн. маг. № 7. «Техническая и медицинская книга».
- 15*. 220123, г. Минск, ул. Варвашени, 42. Кн. маг. № 24 «Энергия».
16. 450025, г. Уфа, ул. 50 лет СССР, 12. Кн. маг. № 7.
- 17*. 680000, г. Хабаровск, ул. К. Маркса, 17. Кн. маг. № 44 «Техническая книга».
18. 332608, г. Энергодар Запорожской обл., пр-т Строителей, 22. Магазин «Книги».

* Магазины имеют отделы — «Книга почтой».