

МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
«Тольяттинский государственный университет»

Институт химии и энергетики

(наименование института полностью)

Кафедра «Химическая технология и ресурсосбережение»

(наименование)

18.03.02 Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии
и биотехнологии

(код и наименование направления подготовки, специальности)

Рациональное природопользование, рециклинг и утилизация отходов

(направленность (профиль) / специализация)

ВЫПУСКНАЯ КВАЛИФИКАЦИОННАЯ РАБОТА
(БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА)

на тему Совершенствование системы подготовки воды на ТЭЦ Центрального района г.о.
Тольятти

Студент

М.Н. Садовникова

(И.О. Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

к.н.х., К.В. Беспалова

(ученая степень, звание, И.О. Фамилия)

Тольятти 2021

Аннотация

Тема работы: Совершенствование системы подготовки воды на ТЭЦ Центрального района г. Тольятти.

Актуальность работы. В городе Тольятти находится множество промышленных предприятий, для эффективной работы которых требуются колоссальные затраты водных ресурсов. Главной проблемой для современных производств является обеспечение должного качества воды, применяемой в технологических процессах, а также соблюдение нормативных требований к сбросу загрязняющих веществ.

Научный руководитель: Беспалова Ксения Владимировна.

Целью работы является повышение качества подготовки технической воды и снижение затрат на этапе водоподготовки на предприятии ТЭЦ Центрального района г.о. Тольятти.

Объектом исследования является установка обессоливания цеха водоподготовки ТЭЦ Центрального района г.о. Тольятти.

В первом разделе проведен анализ существующих методов водоподготовки.

Во втором разделе проведен анализ водоподготовки на ТЭЦ Центрального района г.о. Тольятти и предложена оптимизация очистки технической воды на установке обессоливания воды.

В третьем разделе произведен расчет материального баланса для обратноосмотической установки и ионообменной очистки, осуществлен сравнительный анализ потребления реагентов.

В заключении сделаны главные выводы и предложения, которые позволяют повысить эффективность водоподготовки.

Объем бакалаврской работы составляет 65 страниц, содержит 11 рисунков, 13 таблиц, 49 источников литературы.

Abstract

This graduation work deals with the improvement of the water treatment system at the thermal power plant in the central district of Togliatti.

The aim of the work is to improve the quality of water treatment at the thermal power plant of the central district of Togliatti.

The subject of the graduation work is the effectiveness of the old and new methods of water treatment.

The issues of water treatment methods and existing technological schemes are highlighted in the project's general part.

The graduation work describes the reverse osmosis process, the ion exchange method and the main technological parameters of wastewater treatment processes in details. The special part of the work proposes the optimization of waste water treatment at the water desalting unit. Calculations of the material balance of the water purification process and the installation of ion exchange and reverse osmosis have been carried out.

The results of the study show that the use of reverse osmosis instead of the second stage of ion-exchange water purification is the most effective in water treatment. The high quality of water determines the correct operation of ultra-high pressure drum boilers and their durability.

Содержание

Введение.....	6
1 Анализ существующих методов водоподготовки	7
1.1 Методы водоподготовки на теплоэлектростанциях.....	7
1.1.1 Ионнообменный способ.....	8
1.1.2 Мембранные технологии водоподготовки.....	10
1.1.3 Комбинированные методы.....	15
1.2 Сравнительный анализ существующих методов водоподготовки на тепловых станциях.....	18
2 Анализ технологии водоподготовки на ТЭЦ г.о. Тольятти.....	21
2.1 Технологический процесс обессоливания воды на ТЭЦ г.о.Тольятти..	21
2.2 Способы регенерации ионитов на ТЭЦ.....	26
2.3 Обоснование выбора обратноосмотической установки.....	30
3 Совершенствование технологической схемы водоподготовки ТЭЦ г.о. Тольятти	34
3.1 Расчет обратноосмотической установки.....	37
3.2 Материальный баланс обратноосмотической установки.....	54
3.3 Материальный баланс ионнообменной очистки.....	55
3.4 Сравнительный анализ потребления реагентов.....	58
Заключение.....	57
Список используемых источников.....	59
Приложение А Аппарат обратного осмоса с рулонными элементами. Чертеж общего вида.....	65

Перечень сокращений и обозначений

КТЦ - котлотурбинный цех

ПСВ - подогреватель сырой воды

БОСВ - бак осветленной воды

НОСВ - насос осветленной воды

БЧОВ - бак частично - обессоленной воды

НЧОВ - насос частично - обессоленной воды

Конденсат ЦТП - конденсат цеха топливоподачи

БХОВ - бак химически - обессоленной воды

НХОВ - насос химически - обессоленной воды

Конденсат ТК - конденсат завода ООО «Тольяттикаучук»

Конденсат АТЗ - конденсат завода ПАО «Куйбышевазот»

БУВ - бак умягченной воды

НУВ - насос умягченной воды

БЧК - бак чистого конденсата

НЧК - насос чистого конденсата

ФСД - фильтр смешанного действия

PuroTech 110F - реагент для обработки воды теплосети от коррозии
накипеобразования

УОО - устройство обратного осмоса

Введение

Для удаления из воды органических веществ, нежелательных примесей и других химических веществ на производствах используются разнообразные схемы водоподготовки и обессоливания воды с использованием различных методов. Водоподготовка для тепловых электростанций проводится для предотвращения существенных проблем, таких как коррозия и образование накипи в котельных и турбинных системах.

Метод очистки избирается в зависимости от выдвигаемых к очистке воды требований и её исходного состава. При правильной комбинации методов водоподготовки, можно достигнуть, то качество воды, которое требуется с учетом её дальнейшего использования [1].

На ТЭЦ г.о. Тольятти Центрального района очищенная вода поступает в барабанные котлы сверхвысокого давления. Высокое качество воды обуславливает их работу и износостойкость, так как внутри труб котла может образовываться накипь, если вода не будет очищена от солей.

Цель работы – повышение качества подготовки технической воды и снижение затрат на этапе водоподготовки на предприятии ТЭЦ Центрального района г.о. Тольятти.

Для достижения поставленной цели необходимо решить следующие задачи:

- Провести анализ действующей схемы водоподготовки на теплоэлектростанции Центрального района г.о. Тольятти.
- Проанализировать новейшие технологии по обессоливанию питательной воды на предприятиях ТЭЦ.
- Предложить оптимизацию технологической схемы водоподготовки технической воды для повышения её качества.
- Провести расчет материального баланса для обратноосмотической установки и ионообменной очистки воды, осуществить сравнительный анализ потребления реагентов при очистке.

1 Анализ существующих методов водоподготовки

1.1 Методы водоподготовки на теплоэлектростанциях

Водоподготовка для тепловых электростанций проводится для предотвращения таких проблем, как коррозия и образование накипи в котельных и турбинных системах. С 1959 года методы очистки воды были усовершенствованы для устранения несоответствий оборудования. В последние годы на повестке дня стояли вопросы улучшения методов очистки стареющих заводов, повышения эксплуатационной эффективности и улучшения охраны окружающей среды.

Основная задача водоподготовки в энергетике - опреснение воды. Так, кальций и магний входят в соединения, которые могут уменьшить срок службы нагревательных элементов энергетических предприятий в несколько раз. Системы водоподготовки и водоочистки - важная составляющая оборудования энергетических предприятий. Именно от качества исходной воды напрямую зависит не только надежность и эффективность всего энергокомплекса, но и срок замены труб, подверженных коррозии или отложению оксидов железа.

Часто на теплоэлектростанциях используется метод ионного обмена, но данный процесс требует больших затрат химических реагентов, поэтому стараются подобрать наиболее эффективные методы водоподготовки, а также использовать их комбинацию.

В воде, которая используется на ТЭЦ, имеется огромное содержание разнообразных загрязняющих веществ. Данные вещества способны приводить к экологическому загрязнению, а также выводить из строя оборудование. Для того, чтобы избежать данных ситуаций необходимо производить очистку воды.

В промышленности используются следующие методы, которые позволяют производить очистку от загрязнителей:

- химические методы;
- физико-химические;
- механические;
- биологические.

Каждый метод имеет свои преимущества и недостатки, которые позволяют определить наиболее эффективный метод очистки воды [3].

Каждый метод имеет свои преимущества и недостатки. Исходя из определённых целей и условий можно определить наиболее эффективный метод очистки воды.

1.1.1 Ионообменный способ

Ионный обмен позволяет очистить воду до предельно допустимой концентрации вредных веществ, утилизировать токсичные компоненты и использовать воду для определенных нужд.

Ионный обмен – это процесс, при котором подвижные ионы из внешнего раствора обмениваются на ионы, которые электростатически связаны с функциональными группами, содержащимися в твердой матрице. Когда функциональные группы заряжены отрицательно, обмен будет включать катионы, а когда они заряжены положительно, – анионы. Воспользовавшись тем фактом, что при определенных условиях ионообменная среда имеет большее сродство к определенным ионным частицам, чем к другим, можно провести разделение этих частиц; например, водородная форма катионита высвобождает свой водородный ион в раствор и захватывает ион металла. На отрицательный противоион соли обмен не влияет, поскольку каждый ион металла, удаленный из раствора, заменяется ионом водорода, и электронейтральность сохраняется.

Ионообменные материалы не только являются ионообменниками, но и могут действовать как сорбенты. Когда они контактируют с раствором электролита, растворенные ионы концентрируются как на поверхности, так и

в порах ионообменной среды. В растворе слабых электролитов или неэлектролитов сорбция ионообменниками аналогична сорбции неионных адсорбентов. В растворе сильных электролитов достигается сорбционное равновесие из-за электростатического притяжения между ионами в растворе и фиксированными ионными группами на ионообменной среде. Равновесие сорбции обычно представлено кривыми «изотермы сорбции». Экспериментально было обнаружено, что многие силы и взаимодействия влияют на сорбцию неэлектролитов. Растворенные вещества могут образовывать комплексы или хелаты с противоионами обменника. Колебания температуры могут повлиять не только на состояние растворенного вещества, но и на состояние теплообменника.

Техническая вода, после прохождения осветлителя насосом, подается в ионообменный фильтр, который представляет собой емкость закрытого цилиндрического типа. Вода проходит через слой ионита, затем проводится регенерация фильтра.

Следовательно, работа ионита состоит из четырех стадий: ионообмен, отмывка ионита от механических примесей, регенерация ионита, отмывка ионита от регенерирующего раствора [4].

Например, в процессах умягчения ионы кальция и магния (жесткость) обмениваются на ионы натрия. При дещелачивании ионы, способствующие щелочности (карбонат, бикарбонат и т. д.), удаляются и заменяются хлорид-ионами.

В других процессах дещелачивания, использующих слабокислотную катионную смолу или сильнокислотную катионную смолу, в процессе разделения потока, происходит обмен катионов с водородом. При этом образуется угольная кислота, которую можно удалить в декарбонизаторе. Ионообменные материалы подобны аккумуляторным батареям; их необходимо периодически перезаряжать (регенерировать) для восстановления их обменной способности. При правильной конструкции и

эксплуатации процессы ионного обмена способны удалять выбранные ионы почти полностью (в некоторых случаях до долей миллионной доли) [5].

Схемы очистки воды с использованием ионообменных фильтров могут иметь несколько ступеней. Выбор количества ступеней зависит от того, насколько чистой должна получиться вода. Чтобы обеспечить глубокую очистку технической воды, используют двухступенчатые схемы [6].

1.1.2 Мембранные технологии водоподготовки

При водоподготовке и очистке технической воды используются следующие мембранные методы, которые имеют наибольшее преимущества:

- Обратный осмос и нанофильтрация (опреснение и обессоливание).
- Ультрафильтрация / микрофильтрация (оборотное водопользование).
- Электродиализ [7].

Обратный осмос — это эффективный инженерный процесс для обессоливания воды. Применяется для: наполнения и подпитки охлаждающих контуров; питания паровых котлов; внедрения технологических процессов, предоставляемых различными предприятиями; очистки питьевой воды для пищевой промышленности. Основным фактором обратного осмоса является внешнее давление [8].

Чем выше содержание солей в растворе, тем больший удельный расход энергии требуется на опресненную воду. Процесс обратного осмоса наиболее эффективен, когда содержание соли в исходной воде превышает 500 мг/л. В результате вдоль мембраны возникают два потока: пермеат, который проходит через мембрану, создавая частично опресненную воду; и рассол, состоящий из концентрированного раствора исходного уровня физиологического раствора.

Ингибиторы используются, чтобы уменьшить содержание плохо растворимых солей на поверхности мембраны. Предотвращение микробного

загрязнения поверхности мембраны достигается обработкой исходной воды биоцидами [9].

Взвешенные твердые вещества, коллоиды и сильные окислители должны быть удалены из технической воды для эффективной и расширенной работы установки обратного осмоса. Следовательно, техническая вода должна быть предварительно очищена.

Для получения глубокообесоленной воды на ТЭЦ чаще всего заменяют вторую ступень водоподготовки с использованием ионообменных фильтров на обратноосмотическую установку. С помощью данного внедрения можно сократить потребление кислот и щелочей, вследствие чего уменьшается количество сточных вод, загрязненных этими реагентами.

Ультрафильтрация, которая используется для исходной очистки – неотъемлемая часть схем с применением обратного осмоса [10].

Обратноосмотические фильтры убирают практически все загрязнения – нитраты, сульфаты, хлориды, сухой остаток, мутность, красители. То есть установка проводит тонкую очистку и дезинфицирует воду.

Главная проблема, которая решается с помощью обратноосмотических фильтров – удаление солей. Такая установка опресняет и умягчает воду. Большое содержание солей вредно для котельной – они оседают на нагревательных элементах и стенках агрегатов, что может стать причиной поломок [11-12].

Значительное преимущество ультрафильтрации в том, что с помощью нее можно удалить из воды большую часть органики и механические примеси, и самое главное кремниевую кислоту. Череповецкая ГРЭС является уникальным примером с отличными результатами, где произвели установку ультрафильтрации [13-14].

Ультрафильтрационные мембраны имеют асимметричную структуру, состоящую из очень плотного слоя или пленки толщиной от 0,1 до 0,5 мкм, которая поддерживается слоем из пор толщиной примерно от 50 до 150 мкм.

Сопротивление массопереносу в значительной степени или полностью определяется тонким слоем материала.

Для удаления взвешенных частиц, твердых частиц и снижение мутности и содержания любых органических веществ (окислительно-восстановительные, ХПК, БПК и др.) используется технология ультрафильтрации.

Кроме того, ультрафильтрация обеспечивает снижение содержания вирусов и бактерий на порядок 4 или более; и снижение окисляемости на 65% или более. Это влияет на повышение эффективности мембранных элементов и ионообменные смолы [15].

Мембраны ультрафильтрации — это модули, содержащие тысячи капилляров внутренним диаметром 0,7-1,0 мм. Эти капилляры изготовлены из полиэфирсульфона со специальными добавленными компонентами. Этот гидрофильный материал устойчив к наслоению органического осадка. Площадь фильтрации одного модуля от 30 до 70 м².

Поток воды движется изнутри наружу, т.е. вода попадает в капилляры и фильтр, через их стенки выходит наружу. Возможно получить обратное направление фильтрации.

Нанофильтрация — это относительно недавно введенный процесс мембранной фильтрации под давлением. Во время переноса через мембрану возникают как диффузионные, так и конвективные потоки из-за пористого типа мембраны и разницы трансмембранного давления. Очевидно, такой же транспортный поток может иметь место и во внешнем пограничном слое на стороне питания.

По сравнению с ультрафильтрацией и обратным осмосом, нанофильтрация всегда была трудным процессом для определения и описания. Специфические особенности мембран для нанофильтрации заключаются в основном в сочетании очень высоких отклонений для многовалентных ионов (> 99 %) с отклонениями от низких до умеренных для одновалентных ионов (<примерно = 70 %) и высокого отклонения (> 90 %)

органических соединений с молекулярной массой выше молекулярной массы мембраны. Механизм массопереноса сильно зависит от структуры мембраны, от взаимодействий между мембраной и транспортируемыми молекулами. Эффективность разделения может регулироваться эффектом просеивания (когда размер нанопор и размер молекул растворенного вещества имеют основное влияние) или растворением и диффузионными свойствами молекул растворенного вещества. В случае заряженных молекул электрическое поле играет определяющую роль в переносе. Три параметра имеют решающее значение для работы установки нанофильтрации: проницаемость для растворителя или поток через мембрану, удаление растворенных веществ и выход или извлечение [16].

Микрофильтрация - применяется для отделения из воды грубодисперсных коллоидных частиц и тонкодисперсных взвешенных веществ. Рабочее давление аппаратов - сотые и десятые доли МПа [17].

В таблице 1 представлена сравнительная характеристика мембранных методов.

Таблица 1 - Сравнительная характеристика мембранных технологий

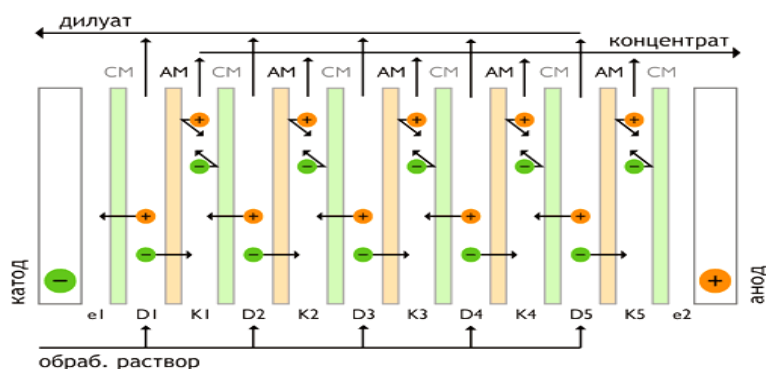
Рабочий показатель	Обратный осмос	Ультрафильтрация	Нанофильтрация	Микрофильтрация
Рабочее давление, кПа	1575	525	875	100
Рабочий показатель	Обратный осмос	Ультрафильтрация	Нанофильтрация	Микрофильтрация
Энергозатраты, Вт/м ³	10,2	3	5,3	0,4
Рабочий диапазон, мкм	0,0001-0,001	0,005-0,2	0,001-0,01	0,08-2,0
Степень извлечения продукта, %	70 - 85	70 - 80	80 - 85	94 - 98
Удаление неорганических веществ и микроорганизмов	95-99 %, все микроорганизмы	0 %, частично микроорганизмы	20-85 %, все микроорганизмы	0 %, частично микроорганизмы

Исходя из табличных данных, можно сделать вывод, что для эффективной очистки сточных вод целесообразно использовать обратный осмос.

Электродиализ является на данный момент очень актуальным процессом при водоподготовке. Данный способ основан на том, что ионы электролитов переходят через мембраны с помощью непрерывного электрического тока. Электродиализ нашел широкий круг использования, который не ограничивается только обессоливанием соленых и пресных вод, но также используется для удаления веществ, которые проводят электрический ток, из органических растворителей, используются также двухполярные мембраны, чтобы извлечь нейтральные соли [18-19].

Данный процесс действует под постоянным электрическим полем, которое позволяет частицам передвигаться. Катионы, которые двигаются к катоду, перемещаются на анионитовые мембраны, а анионы на катионитовые мембраны [20].

Электродиализ происходит в электродиализаторе. Под электродиализатором подразумевается установка, которая складывается из стягивающих дощечек с электродами и пучка, наложенного из ионообменных пластинок и разделителей.



CM - катионитовая мембрана; D - камера дилуата; e1, e2 – электродные камеры;
 AM - анионитовая мембрана; K - камера концентрата

Рисунок 1 - Принципиальная схема электродиализа

Бывает, что от процесса электродиализа требуется извлечение ненужных веществ из одной лишь части раствора (дiluата либо концентрата), но в редких случаях ставится задача очищения обоих составляющих при соблюдении определённых требований к результату (особенно в случае, если разговор идёт об очистке отходящих вод). Например, когда дилуат должен отвечать необходимым условиям для слива в реки, водные потоки и т.п., а концентрат должен иметь наиболее по экономии полезные характеристики для последующей переработки [21].

Электродиализный способ не находит широкого применения среди промышленных производств, так как имеет значительные отрицательные факторы: анионообменные и катионообменные мембраны подвергаются «отравлению», первые в результате органических веществ, вторые под действием металлов, которые присутствуют в сточных водах. Также происходит выпадение в осадок карбоната кальция, гидрата окиси магния и (реже) гипса в последствии работы электродиализного аппарата в критериях поляризации.

Главным недостатком использования электродиализной установки являются высокие показатели расходов электрического тока, затраты на компоненты промышленных электродиализных установок, а также замену прокладок и мембран, из-за чего обессоливание воды будет иметь высокую себестоимость [22].

1.1.3 Комбинированные методы

Альтернативным методом водоподготовки добавочной воды является использование комбинированной схемы, в которой сочетается ионообменный метод с обратным осмосом. В процессе использования обратноосмотической установки возможно отложение осадков на поверхности мембраны внутри патронных микрофильтров, что снижает работоспособность установки не только на определенном участке

поверхности, но и всей мембраны в целом. Данный показатель и говорит о том, что необходимо применение малого количества кислотных и щелочных реагентов для промывок мембран, в процессе которых будут удаляться загрязнения разного происхождения.

Также необходимо использование антискалантов – ингибиторов осадкообразования, способствующих предотвращению отложения осадков, например, солей жесткости воды. Антискаланты хорошо контролируют отложения солей Ca, Mg, Ba, Sr, соединений кремния.

Антискалант дозируется небольшими порциями насосом-дозатором. Если из-за отложений на мембранах рабочее давление увеличивается на 10% от первоначального, то необходимо проводить химическую промывку мембранных элементов. Для химической мойки применяются такие реагенты как соляная кислота (HCl), гидроксид натрия (NaOH), натриевая соль этилендиаминтетрауксусной кислоты (Na-ЭДТА, трилон Б). В отличие от ионообменного способа в комбинированном методе серная кислота не используется из-за риска осаждения сульфата кальция [24].

Химическая промывка мембран состоит из нескольких последовательных этапов, таких как:

- перекачивание моющего раствора с минимальным расходом, для вытеснения воды из мембран и заполнения мембран моющим раствором;
- рециркуляция моющего раствора в системе обратного осмоса;
- замачивание мембран;
- промывка мембран (при проведении промывки мембран из системы обратного осмоса смываются загрязняющие вещества, удаленные с поверхности мембран).

Таким образом, для обратноосмотической системы, состоящей из 5 блоков, будут использоваться кислотные и щелочные реагенты для промывки мембран в количестве 3 тонн в год, а также антискаланты – в размере 3 кг в год [25].

Следовательно, при комбинированном методе обессоливания воды используется гораздо меньше химических реагентов и не образуется большого количества шлама. А значит производство становится более экологичным, отпадает необходимость очищать сточные воды после установки, ведь качество концентрата будет довольно высоким.

Возможно повторное использование концентрата с обратноосмотической установки для собственных нужд станции или сброс его в канализацию без нарушения требований СанПиН.

Еще одним немаловажным преимуществом комбинированного метода обессоливания технической воды методом обратного осмоса является высокое качество очищенной воды, что приведет к увеличению срока службы основного оборудования, а также к снижению величины непрерывной продувки энергокотлов БКЗ-420-140 НГМ [26-27]. Физико-химические параметры исходной воды для прохождения установки обратного осмоса представлены в таблице 2.

Таблица 2 - Расчетные параметры качества воды

Параметр	Исходная вода	Концентрат		Пермиат	
		25 °С	35 °С	25 °С	35 °С
Ca, мг/л	34	147	147	0,00	0,03
Mg, мг/л	0,07	0,4	0,4	0,00	0,00
Fe, мг/л	0,26	1,5	1,5	0,00	0,00
Na, мг/л	34,5	200	200	0,003	0,007
K, мг/л	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Cl, мг/л	35,4	205	205	0,03	0,035
SO ₄ , мг/л	105,6	612	612	0,01	0,02
Общая жесткость, мг-экв/дм ³	2,6	15	15	0,2	0,3

Невзирая на такие недостатки, как высокая цена установок обратного осмоса (цена одной установки достигает до 10 млн. руб), и высокий расход энергии насосами, которые создают давление, использование комбинированной схемы имеет ряд принципиальных превосходств перед

имеющейся схемой. Мембранный способ обессоливания достигает высокого качества воды в ходе ее очистки на протяжении длительного срока службы, посредством чего увеличивается срок эксплуатации главного теплоэнергетического оборудования. Из-за этого будет понижаться величина энергетических затрат на постоянную продувку барабанных котлов, а, следствие этого, и объем употребления начальной воды [28].

Расход продувочной воды, которая рассчитывается за сутки, будет снижаться на 986 т (с 1233 т/сут до 247 т/сут). Очередным принципиальным фактором является внедрение малого количества реагентов, следовательно, и изменение свойства сточных вод, которые в будущем допустимо использовать повторно, либо направлять в канализации без нарушения требований СанПиН.

Преимуществом данной технологии следует считать высокий класс автоматизации, как следствие, упрощение процесса обессоливания и обеспечение безопасности коллектива работников [29].

1.2 Сравнительный анализ существующих методов водоподготовки на тепловых станциях

В течение последних трех десятилетий сообщалось о нескольких физических, химических и биологических технологиях водоподготовки на тепловых электростанциях.

Каждый метод имеет свои преимущества и недостатки не только с точки зрения стоимости, но также с точки зрения эффективности, осуществимости и воздействия на окружающую среду. В настоящее время не существует единого метода, способного обеспечить адекватную очистку, в основном из-за сложной природы промышленных стоков.

На практике часто используется комбинация различных методов для достижения желаемого качества воды наиболее экономичным способом [30].

В таблице 3 перечислены преимущества и недостатки методов очистки воды, которые нашли наибольшее применение на ТЭЦ.

Таблица 3 - Преимущества и недостатки методов очистки

Метод очистки	Достоинства	Недостатки
Ионообменный метод	1. Надежность и способность работать при меняющихся параметрах питающей воды.	1. Большое использование агрессивных реагентов.
Ионообменный метод Электродиализ	2. Небольшая затрата капитальных и энергетических затрат.	2. Эксплуатационные расходы, растущие пропорционально солесодержанию воды.
	3. Снижение объема отходов, возможность их переработки.	3. Обязательная регенерация фильтров.
	1. Низкое электропотребление	1. Органические вещества, коллоиды и SiO_2 не удаляются системой электродиализа.
Электродиализ Обратный осмос	2. Когда солоноватая вода опресняется системой электродиализа, вода нуждается только в ограниченной предварительной обработке. Обычно для дезинфекции требуется только хлорирование.	2. Предварительная обработка технической воды необходима для предотвращения загрязнения стоков.
	3. Поскольку система удаляет только ионизированные частицы, она особенно подходит для отделения неионизированных компонентов от ионизированных.	-
	1. Простая система обслуживания и компактность установки, которая занимает мало места.	1. Высокое потребление электроэнергии при работе установки.
Обратный осмос	2. Системы обратного осмоса полностью автоматизированы и предназначены для самостоятельного запуска и остановки.	2. Давление должно быть выше осмотического для работы установки.
	3. Позволяет удалять от 95 до 99 % общего количества растворенных твердых веществ. Возможность получения сверхчистой воды.	-

Как правило, обычная очистка сточных вод состоит из комбинации физических, химических и биологических процессов и операций по удалению твердых веществ, включая коллоиды, органические вещества, неорганические вещества, растворимые загрязнители (металлы, минеральные кислоты и т. д.) из сточных вод.

Выводы по разделу 1. Исходя из вышеперечисленных преимуществ и недостатков методов, можно предложить использовать установку обратного осмоса совместно с ионообменными фильтрами 1 ступени [31].

Таким образом, чтобы подтвердить эффективность совместного использования обратного осмоса и ионообменных фильтров 1 ступени, необходимо произвести расчет материального баланса существующего аппарата обессоливания воды и предлагаемой установки.

2 Анализ технологии водоподготовки на ТЭЦ г.о. Тольятти

2.1 Технологический процесс обессоливания воды на ТЭЦ г.о.Тольятти

Существующая обессоливающая установка (ОУ) ТоТЭЦ предназначена для восполнения невозврата конденсата с производств «Тольяттикаучук» и «Куйбышевазот» и потерь пара и конденсата в пароводяном цикле ТоТЭЦ, имеющей энергетические котлы высокого давления ТП-80, ТП-87, ТП-87/1 с параметрами острого пара: $P=140 \text{ кгс/см}^2$, $t= 545-555 \text{ }^\circ\text{C}$.

Обессоливающая установка, подлежащая реконструкции, производительностью $500 \text{ м}^3/\text{час}$ работает по схеме прямоточного двухступенчатого обессоливания с предварительной коагуляцией и известкованием в реконструированных осветлителях типа ЦНИИ-2 и осветлителе типа ЦНИИ-3 (3 шт.) суммарной производительностью $1150 \text{ м}^3/\text{час}$. Исходная вода – вода р. Волга.

Обессоливающая установка 1 очереди ХВО-1 введена в эксплуатацию в 1960 году. В настоящее время максимальная выработка обессоленной воды ОУ не превышает 250 т/ч . Исходная вода подвергается известкованию и коагуляции в осветлителях типа ЦНИИ-2 и типа ЦНИИ-3, откуда затем поступает в баки осветленной воды [32].

Куйбышевское водохранилище является основным источником водоснабжения на ТЭЦ г.о. Тольятти. Чтобы обеспечить очищение воды от загрязнений и примесей, вода проходит ряд стадий:

Первая стадия – подготовительная. На данной стадии происходит известкование и коагуляция в устройствах – осветлителях.

Вторая стадия включает в себя ионный обмен с использованием катионитовых и анионитовых фильтров.

На ТЭЦ используется ионообменный метод очистки технической воды с прямоточной регенерацией, включающий в себя две ступени

обессоливания, производительность которой 1000 т/час, по 500 т/час каждая ступень.

Прохождение технической воды происходит согласно следующим пунктам:

- Н-катионитные фильтры предвключенные;
- Н-катионитные фильтры I ступени;
- ОН - анионитные фильтры I ступени;
- декарбонизатор;
- баки частично-обессоленной воды;
- насосы подачи частично-обессоленной воды;
- Н-катионитные фильтры II ступени;
- ОН - анионитные фильтры II ступени;
- БАВ (баки обессоленной воды).

Обессоленная вода, после прохождения всех процессов насосами направляется в главный корпус.

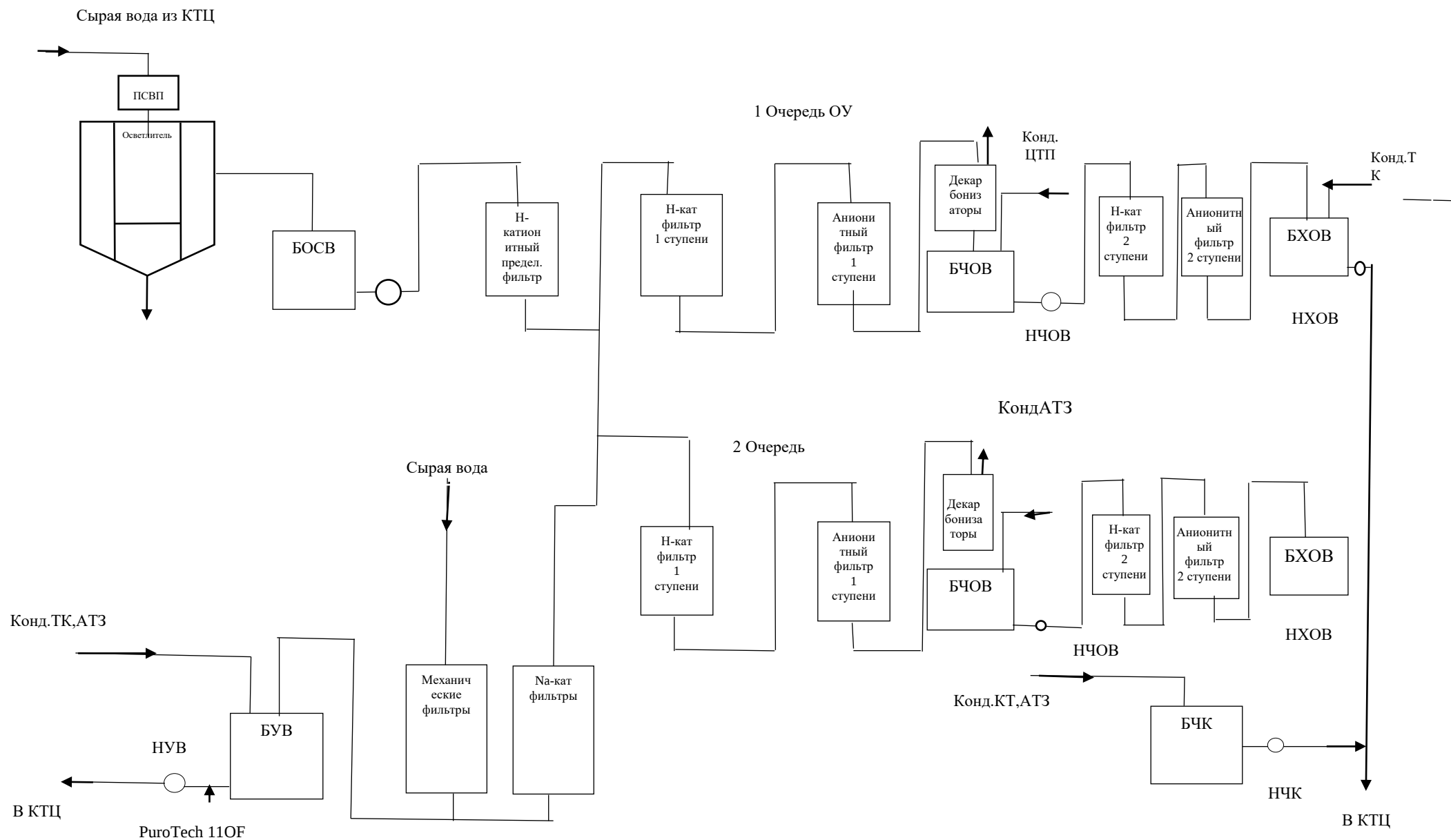


Рисунок 2 - Технологическая схема водоподготовки на ТЭЦ Центрального района г.о. Тольятти

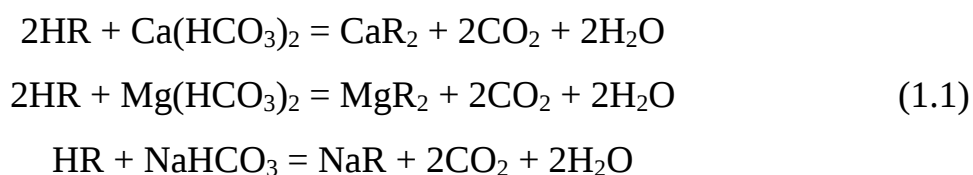
На очищение воды подается сырая вода, которая должна иметь температуру равную 35 °С, после нагрева вода поступает по 3 трубопроводам с использованием насосов, которые стоят в котлотурбинном цехе. Вбирающий канал насосов, который откачивает сырую воду, объединен со сбросовым коллектором, в котором происходит остывание воды уже после конденсаторов турбин. По технологической схеме данный канал также подключен к коллектору добавочной воды. При температуре воды ниже 35 °С, необходимо произвести дополнительный её подогрев, который можно осуществить в устройстве ПСВ (подогреватель сырой воды). Забор сырой воды происходит данными аппаратами, размещёнными в химических цехах на трубопроводах [33].

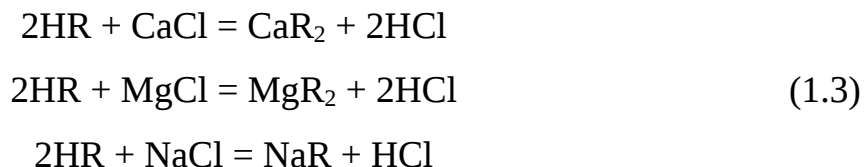
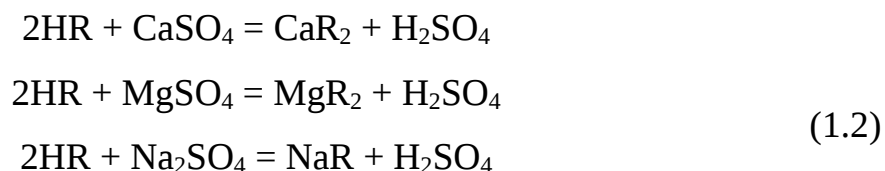
Сырая вода поступает в осветлители, которых установлено пять, производительность каждого из них 300 - 450 т/час. Данные аппараты размещены для удаления из воды крупнодисперсных, а также коллоидных элементов. Затем вода доставляется в БОВ, и из этих баков вода направляется на фильтры первой ступени.

Механические фильтры № 1 - 3 используются для того, чтобы удалить из воды грубодисперсные примеси. Вода, которая прошла данные фильтры поступает на подпитку теплосети [2].

Затем вода подаётся на Н-катионитовые фильтры 1 ступени, затем направляется на анионитовые фильтры 1 ступени, потом в декарбонизаторах из воды удаляется углекислота, далее она поступает в баки частично-обессоленной воды. Возможно поступление конденсата АТЗ в бак частично-обессоленной воды.

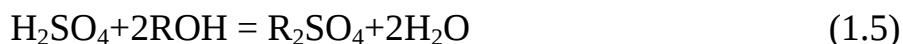
Прохождение воды через Н-катионитные фильтры можно описать следующими химическими реакциями (1.1), (1.2), (1.3):





Из БЧОВ вода направляется на 2 ступень обессоливания, где на Н-катионитовых фильтрах 2 ступени извлекаются катионы, которые находятся в остаточном количестве. Затем вода подается на анионитовые фильтры 2 ступени, где происходит удаление анионов H_2CO_3 и H_2SiO_3 . После прохождения воды через ионные фильтры, она поступает в баки обессоленной воды, откуда перенаправляется насосами в котлотурбинный цех через 3 трубопровода [34].

В фильтрующем слое анионитовых фильтров протекают следующие химические реакции обмена по формулам (1.4) и (1.5):



Конденсат заводов ТК - 2, 4 и АТЗ накапливается в баке чистого конденсата, а затем перенаправляется в котлотурбинный цех одновременно с обессоленной водой по трем трубопроводам.

Затем вода объединяется в котлах осветленной воды, после насосами осветленной воды поступает на 1 стадию ОУ.

Механические фильтры № 1 - 3 используются для механического удаления грубодисперсных включений из необработанной воды. Вода в

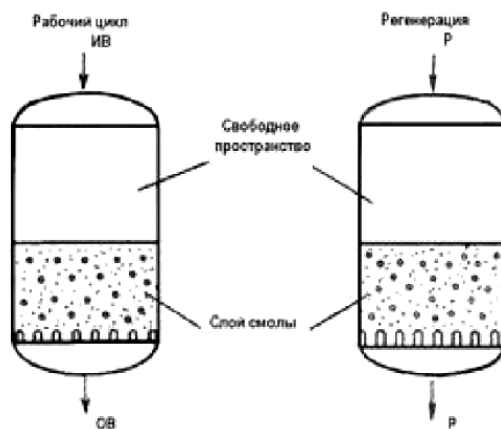
механические фильтры доставляется с III трубопровода, а вслед за этим – в подпитку теплосети [5].

Газоконденсат заводов ТК - 2, 4 и АТЗ отправляется в резервуар чистейшего конденсата, далее вместе с обессоленной водой насосами чистейшего конденсата № 1, 2 подаётся в котлотурбинный цех по трём трубопроводам вместе с обессоленной водой.

2.2 Способы регенерации ионитов на ТЭЦ

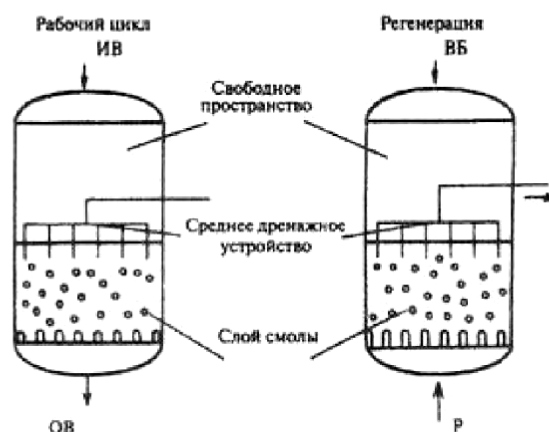
На ТЭЦ Центрального района города Тольятти водоподготовка и обессоливание протекает по двухступенчатой прямоточной технологической схеме с использованием катионитных и анионитных фильтров.

Ионообменный метод обессоливания воды чаще всего обеспечивает нужные параметры качества очищения в промышленности. Правильный выбор регенерации ионитов обеспечивает экономическую и экологическую эффективность. Регенерация чаще всего бывает прямоточная и противоточная [35].



ИВ - исходная вода; ОВ - очищенная вода; Р - регенерирующий раствор

Рисунок 3 - Схема фильтра с прямоточной регенерацией



В - исходная вода; ОВ - очищенная вода; Р - регенерирующий раствор

Рисунок 4 - Схема фильтра с противоточной регенерацией

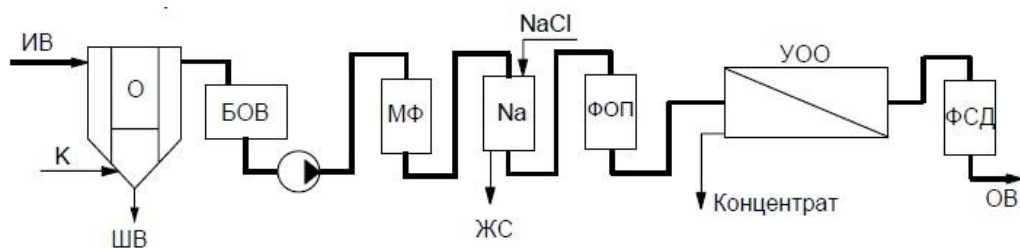
Если провести сравнение прямоточной и противоточной регенерации ионитов, то предпочтение будет последней. Данный выбор основывается на получении высокого качества обработанной воды, при том, что установлены наиболее низкие показатели удельных расходов реагентов.

Существующий опыт производств, которые уже внедрили противоточные технологии, доказывает их эффективность. При данной технологии сокращается оборудование, использующееся при водоподготовке, уменьшается количество емкостей ионитов, а также достигается высокий уровень качества фильтрата [36].

Высочайшая эффективность внедрения противотока способна достигаться качеством воды, которая поступает на фильтры [37].

На теплоэлектростанциях преимущественно используются малореагентные способы, на первом месте которых стоят мембранные технологии. Новейшие ВПУ основаны на использовании обратного осмоса совместно с другими классическими методами.

Технологическая схема доочистки пермеата способная состоять из ионообменного метода с раздельным Н- и ОН-ионированием (допускается использование прямоточной либо противоточной регенерации) и с фильтром смешанного действия (ФСД) [38].



ИВ – исходная вода; О – осветлитель; БОВ – бак осветленной воды; МФ – механический фильтр; Na – Na-катионитный фильтр; ФОП – фильтр-органопоглотитель; К – коагулянт; ШВ – шламовые воды; ОВ – обессоленная вода; ЖС – жесткий сток; УОО – установка обратного осмоса; ФСД – фильтр смешанного действия

Рисунок 5 - Схема системы водоподготовки ОАО «Ивановские ПГУ»

Принцип действия ФСД основана на фильтрации воды, которая проходит сквозь слой зернистого материала (данный материал представляет собой смесь катионита и анионита). Монодисперсные иониты используются при работе фильтров смешанного действия, так как они имеют низкий разброс по гравиметрическому составу.

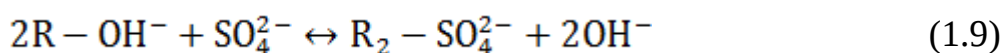
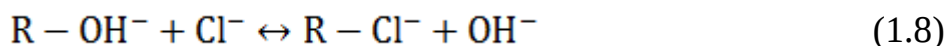
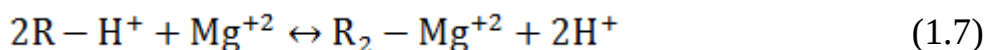
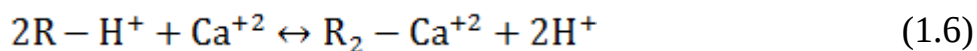
В данном случае используется катионит с зернами намного больше, чем у анионита. Это позволяет осаждаться катиониту снизу, а аниониту сверху при взрыхлении.

ФСД имеет значительные отличия от установок с однослойными загрузками (где применяются только катионитные или анионитные фильтры). Первое преимущество в том, что анионит и катионит располагаются в одном корпусе. Данные смолы конкретно перед внедрением перемешиваются потоком воздуха повышенного давления. Следовательно, зерна катионитных и анионитных смол располагаются рядом, и катиониты и аниониты работают поочередно [39].

Вода, которая проходит через фильтры смешанного действия имеет нейтральную среду и достигает небольшой показатель содержания соли.

Работа ФСД основана на прохождении трех ступеней: фильтрация, взрыхление, регенерация.

При фильтрации воды происходит её обессоливание по формулам (1.6), (1.7), (1.8), (1.9), (1.10):



После того как произошёл проскок катионов либо анионов происходит регенерация, которая осуществляется отдельно, катионита смесью кислоты и анионита смесью щелочи смесями кислоты и щелочи соответственно.

Взрыхление фильтра происходит снизу-вверх, в результате чего катионит и анионит разделяются вследствие различия плотностей.

Катионит, который является наиболее плотным материалом составляет нижний слой, а анионит образует верхний. Чтобы установить заключительную стадию разделения катионита и анионита, необходимо проводить тщательное наблюдение в смотровые окна.

Процесс регенерации фильтров необходимо производить отдельно. Катионит регенерируют соляной кислотой, а анионит раствором едкого натра. После окончания процедуры, производят промывку слоев и затем слои заново перемешивают воздухом высокого давления [40].

2.3 Обоснование выбора обратноосмотической установки

Самая первая обратноосмотическая установка, которая была установлена в России на теплоэлектростанции, была установка производительностью 50 т/ч, которая начала работать в 2002 году на Уфимской ТЭЦ-1 [41].

Вода, которая подавалась на обратноосмотическую установку уже была умягченная, так как проходила предварительно обработку. К такой обработке относились известкование, коагуляция, а также прохождение воды через механические и Na - катионитные фильтры.

Фильтрат, который образуется на установке УОО направляется в БХОВ, где высокое давление. Затем насосом подается в турбинный цех. Взрывление механических фильтров осуществляется за счет образованного концентрата.

Такое применение УОО позволило уменьшить солесодержание, содержание кремниевой кислоты, а также общую жесткость и избавиться от остаточного количества железа [42].

Новейшая технология позволила достигнуть высокого качества технической воды и уменьшение показателей непрерывной продувки котлов.

Уже в 2003 году в Новосибирске на ТЭЦ-2 была внедрена обратноосмотическая установка, но уже производительность стала в два раза больше и равна 100 м³/ч. Мембраны были использованы фирмы «Hydranautics».

На данном предприятии установка использовалась для приготовления воды, которая шла на подпитку котлов, давление которых составляло 9,8 и 13,8 МПа. Вода, которая прошла через УОО также проходила дополнительно через ионные фильтры.

Опыт Новосибирской ТЭЦ - 2 показал, что совместное использование обратноосмотической установки и ионного метода, позволяет воде соответствовать высоким качествам, иметь стабильные значения остаточной

кремниевой кислоты и катиона натрия, а также снижает расход воды, которая также необходима на нужды УОО [43].

Казанская ТЭЦ - 2 переняла технологию с использованием УОО в 2010 году. Но предварительно вода по данной схеме проходила на первой ступени очистку с последующей коагуляцией. Затем насосами вода подавалась на УОО, которая работала в режиме «тупиковой фильтрации» [44].

На ТЭЦ г.о.Тольити Центрального района очищенная вода поступает в барабанные котлы сверхвысокого давления. Высокое качество воды обуславливает их работу и износостойкость, так как внутри труб котла может образовываться накипь, если вода не будет очищена от солей.

Для обеспечения надежности питательных котлов от коррозии, необходимо по максимуму удалять из технической воды агрессивные газы, такие как O_2 и свободная H_2CO_3 . При двухступенчатой схеме обессоливания воды на ТЭЦ г. Тольятти вода насыщается двуокисью углерода, но это не позволяет полностью убрать свободную H_2CO_3 . И в результате растворения в воде происходят неполадки в работе за счет образования коррозии на питательных котлах, в результате чего снижается теплопроизводительность и увеличивается потеря напора [45].

Каждый котел имеет свой показатель жесткости воды, поэтому при использовании того или иного метода, необходимо учитывать жесткость полученной технической воды. Стандартным показателем для котлов является значение до 0,02 мг-экв/л.

Внедрение УОО на ТЭЦ имеет большие возможности с экологической и экономической точки. Так как использование обратноосмотической установки позволяет не производить расходы на огромное использование реагентов, а также избавление от сточных вод, загрязненных данными реагентами [46]. На рисунке 6 представлена предлагаемая технология (синим цветом отображено предлагаемое техническое решение, красным — исключаемый участок из технологической схемы).

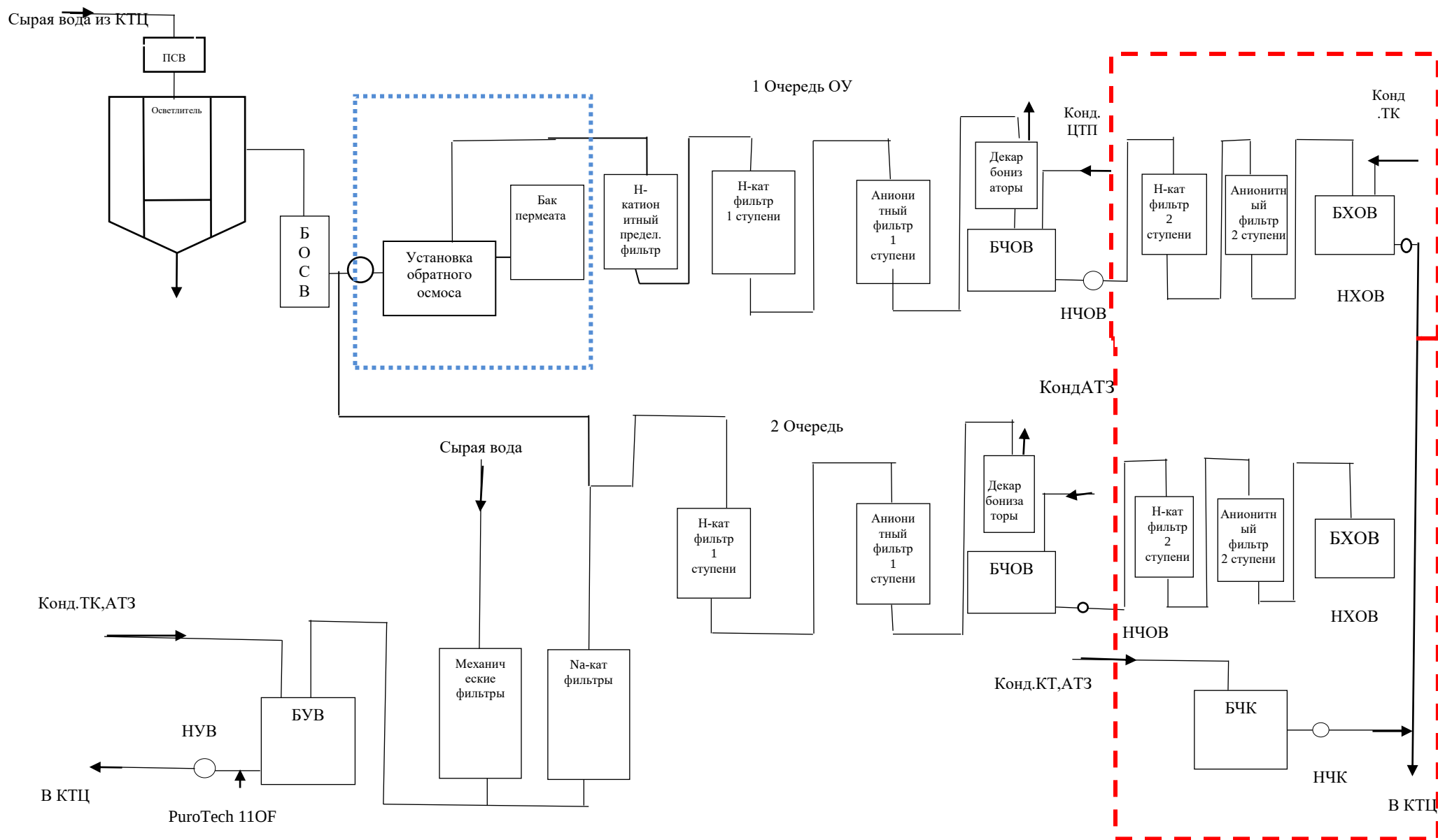


Рисунок 6 - Предлагаемая технологическая схема обессоливания воды на ТЭЦ Центрального района г.о. Тольятти

Обратный осмос является эффективной ресурсосберегающей технологией для предварительной очистки технической воды до показателей котловой воды, так как на стадии ионообменных фильтров требуется большой расход кислот и щелочей, для того чтобы довести содержание солей до значений определенного ГОСТа (ГОСТ Р 55682.2-2017 «Требования к качеству питательной и котельной воды»). В то время как обратный осмос не требует внедрения дополнительных реагентов, а только поддержание высокого давления.

Выводы по разделу 2. Таким образом, применение УОО на теплоэлектростанциях для водоподготовки питательной воды паровых котлов. Это можно обосновать как с экономической точки зрения, так как наиболее выгодно при действующих ценах на воду, так и экологической (сброс в канализацию и энергоресурсы). В дипломной работе предлагается совместное использование на предприятии ТЭЦ г.о. Тольятти обратноосмотической установки с одной из ступеней ионообменного метода.

3 Совершенствование технологической схемы водоподготовки ТЭЦ г.о. Тольятти

3.1 Материальный баланс обратноосмотической установки

На рисунке 7 представлена схема материального баланса обратноосмотической установки

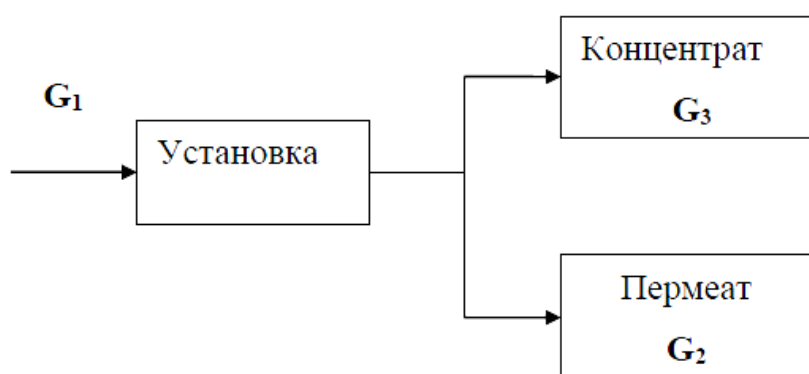


Рисунок 7 – Материальный баланс обратноосмотической установки

Согласно межгосударственному стандарту ГОСТ 6709-72 «Вода дистиллированная. Технические условия» вода должна иметь следующие физико - химические параметры, которые представлены в таблице 4.

Таблица 4 - Физико - химические параметры воды

Наименование показателя	Норма
1. Массовая концентрация остатка после выпаривания, мг/дм	5
2. Массовая концентрация аммиака и аммонийных солей (NH ₃), мг/дм ³	0,02
3. M(NO ₃ ⁻), мг/дм ³	0,2
4. M(SO ₄ ²⁻), мг/дм ³	0,5
5. M(Cl ⁻), мг/дм ³	0,02
6. M(Al), мг/дм ³	0,05

Продолжение таблицы 4

Наименование показателя	Норма
7. М (Fe), мг/дм ³	0,05
8. М (Ca), мг/дм ³	0,8
9. М (Cu), мг/дм ³	0,02
10. М (Pb), мг/дм ³	0,05
11. М (Zn), мг/дм ³	0,2
12. Массовая концентрация веществ, восстанавливающих КМnO ₄ (O), мг/дм ³	0,08

Согласно ранее вычисленным параметрам произведен расчет материального баланса для обратноосмотической установки.

1. По формуле 3.1 определяем состав воды, которая входит в концентрат после установки обратного осмоса.

$$G_3(\text{иона}) = \frac{x_2}{x_n} \cdot G_1 \quad (3.1)$$

2. Далее по формуле 3.2 вычисляем состав пермеата:

$$G_2(\text{иона}) = G_1 - G_3 \quad (3.2)$$

После прохождения установки обратного осмоса вода имеет следующие физико - химические параметры, которые представлены в таблице 5.

Таблица 5 - Состав потоков после установки обратного осмоса

Ионы	Состав потоков		
	G_1 (мг/дм ³)	G_2 (мг/дм ³)	G_3 (мг/дм ³)
Ca^{2+}	24	0,474275	23,52572
Mg^{2+}	8,52	0,178368	8,341632
SO_4^{2-}	48	4,94855	43,05145
Cl^-	23	2,37118	20,62882
SiO_3^{2-}	6,9	0,711354	6,188646
HCO_3^-	46,36	2,779475	43,58053
Na^+	12,5	1,288685	11,21132
Fe^{3+}	0,95	0,04794	0,90206
Итого	170,23	17,54983	152,6802

3. Расход потоков вычисляем по формуле 3.3, 3.4 и 3.5:

$$G_1(\text{иона}) = G_{1(\text{состав потока})} \cdot 0,000001 \cdot 153, \quad (3.3)$$

$$G_2(\text{иона}) = G_{2(\text{состав потока})} \cdot 0,000001 \cdot 13,8656, \quad (3.4)$$

$$G_3(\text{иона}) = G_{3(\text{состав потока})} \cdot 0,000001 \cdot 139,1344. \quad (3.5)$$

Таблица 6 – Материальный баланс установки обратного осмоса

Ионы	Расход потоков кг/с		
	G_1 (кг/с)	G_2 (кг/с)	G_3 (кг/с)
Ca^{2+}	0,003672	0,00034426	0,000298
Mg^{2+}	0,001304	0,00012221	0,000106
SO_4^{2-}	0,007344	0,00068851	0,000597
Cl^-	0,003519	0,00032991	0,000286
SiO_3^{2-}	0,001056	9,8974E-05	8,58E-05
HCO_3^-	0,007093	0,00066499	0,000577
Na^+	0,001913	0,0001793	0,000155
Fe^{3+}	0,000145	1,3627E-05	1,18E-05
Вода	153	139,134403	13,8656

Показатели расхода потоков обратноосмотической установки далее будут использоваться в расчетах ионообменной установки.

3.2 Расчет обратноосмотической установки

Выбор мембраны

Максимальная удельная производительность является главным параметром при выборе мембраны для УОО [48].

1. По формуле 3.6 определим истинную селективность выбранных мембран:

$$\lg \cdot (1 - \varphi_{\text{и}}) = a - b \cdot \lg \cdot f(\Delta H), \quad (3.6)$$

где а и b - константы для данной мембраны при определенных давлениях;

$\varphi_{\text{и}}$ - истинная селективность мембраны;

ΔH - среднее геометрическое значение теплот гидратации ионов, образующих соль.

В таблице 7 перечислены основные показатели мембран, которые имеют наибольшее применение в установках обратного осмоса при следующих показателях: перепад давления $\Delta p = 5$ МПа и температура $t = 25$ °С.

Таблица 7 - Характеристики ацетатцеллюлозных мембран для обратного осмоса

Марка мембраны	Проницаемость по воде $G_0 \cdot 10^3 \text{ кг}/(\text{м}^2\text{с})$	Константы уравнения	
		a	b
МГА-100	1,11	7,342	3,024
МГА-95	1,67	5,780	2,400
МГА-90	2,78	5,179	2,093
МГА-80	4,17	4,323	1,729

2. По формуле 3.7 определяем функцию теплоты гидратации ионов электролита:

$$f(\Delta H) = \frac{\Delta H_M \Delta H_6^m}{4,1871^{1+m}}, \quad (3.7)$$

где ΔH_M , ΔH_6 - наименьший и наибольший показатель теплот гидратации ионов данного электролита;

m - константа, которая зависит от валентности ионов.

В таблице 8 представлены значения константы m при $\Delta p = 5$ МПа и $t = 20 - 25$ °С:

Таблица 8 - Значения m при $\Delta p = 5$ МПа и $t = 20 - 25$ °С

Валентность катиона	1	1	2	2	3	3
Валентность аниона	1	2	1	2	2	1
m	0,51	0,47	0,47	0,33	0,33	0,40

3. Рассчитываем $f(\Delta H)$ соли CaCl_2 по формуле 3.8:

$$f(\Delta H)_{\text{CaCl}_2} = \frac{\Delta H_{\text{Cl}^-} \cdot \Delta H_{\text{Ca}^{2+}}^{0,47}}{4,1871^{1,47}} = \frac{352 \cdot 1616^{0,47}}{4,1871^{1,47}} = 1380 \quad (3.8)$$

4. Производим вычисления для мембраны МГА-100 по формуле 3.6:

$$\lg \cdot (1 - \varphi_n) = 7,3423 - 3,024 \lg 1380 = 3,847$$

$$1 - \varphi_n = 0,007$$

$$\varphi_n = 0,993$$

5. Далее произведем такие же вычисления для оставшихся мембран МГА - 95, 90 и 80. Значения представлены в таблице 9.

Таблица 9 - Истинную селективность для мембран

Мембрана	МГА-100	МГА-95	МГА-90	МГА-80
Ф _И	0,993	0,982	0,959	0,927

6. По формуле 3.9 определяем среднюю концентрацию $\bar{x}_2$ растворенного вещества:

$$\bar{x}_2 = x_{1H} \cdot \frac{1 - K^{-\frac{1-\varphi}{\varphi}}}{1 - K^{-\frac{1}{\varphi}}} \quad (3.9)$$

где x_{1H} - начальная концентрация % (масс);

K - степень концентрирования;

φ - наблюдаемая селективность.

7. Мембрана МГА - 8 имеет максимальную производительность из всех мембран, следовательно, расчеты начинаем с неё:

$$\bar{x}_2 = 0,00017 \cdot \frac{1 - 10^{\frac{1-0,927}{0,927}}}{1 - 10^{\frac{1}{0,927}}} = 0,001066 \frac{\text{кг соли}}{\text{кг раствора}}$$

8. Расхода фильтра L_Φ определяем по формуле 3.10:

$$L_\Phi = L_H \cdot \left(1 - K^{-\frac{1}{\varphi}}\right), \quad (3.10)$$

где L_H – исходный раствор, кг/с;

K - степень концентрирования.

$$L_\Phi = 153 \cdot \left(1 - 10^{-\frac{1}{0,927}}\right) = 139,13 \text{ кг/с}$$

9. По формуле 3.11 определим расход соли исходного раствора L_H :

$$L_H x_H = 153 \cdot 0,00017 = 0,026 \frac{\text{кг}}{\text{с}} \quad (3.11)$$

10. Вычислим потери соли, осуществленные фильтратом по формуле 3.12:

$$L_\Phi \bar{x}_2 = 139,13 \cdot 0,0000175 = 0,0024 \frac{\text{кг}}{\text{с}}, \quad (3.12)$$

где L_Φ - расход фильтрата кг/с;

$\bar{x}_2$ - средняя концентрация растворенного вещества в фильтрате
кг соли / кг раствора.

11. Определим значение в процентах:

$$\frac{L_\Phi \bar{x}_2}{L_H x_H} = \frac{0,026}{0,0024} \cdot 100 \% = 108 \%$$

12. Показатель значительно превышает допустимое (10%), следовательно, производим дальнейший расчет для мембраны МГА - 90:

$$\bar{x}_2 = 0,00017 \cdot \frac{1 - 10^{\frac{1-0,959}{0,959}}}{1 - 10^{\frac{1}{0,959}}} = 0,000603 \frac{\text{кг соли}}{\text{кг раствора}}$$

$$L_\Phi = 153 \cdot \left(1 - 10^{-\frac{1}{0,959}}\right) = 139,13 \text{ кг/с}$$

$$L_\Phi \bar{x}_2 = 0,00244 \text{ кг/с}$$

13. Вычислим потери соли:

$$\frac{L_\Phi \bar{x}_2}{L_H x_H} = \frac{0,00244}{0,026} \cdot 100 \% = 9,38 \%$$

Данное значение расположено в пределах допустимого, следовательно для расчетов будем использовать мембрану МГА - 90, которая имеет селективность $\varphi = 0,959$ и проницаемость $G_o = 2,78 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^2 \cdot \text{с}$.

Приближенный расчет рабочей поверхности мембран

14. Проницаемость мембран определяем по формуле 3.13:

$$G = G_o (1 - \pi_1 / \Delta p), \quad (3.13)$$

где G_o - показатель проницаемости по воде;

Δp - значение перепада рабочего давления через мембрану;

π_1 - осмотическое давление в объеме разделяемого раствора.

15. Произведем построение графика зависимости осмотического давления от концентрации CaCl_2 . Определим: $\pi_{1H} = 0,46 \text{ МПа}$; $\pi_{1K} = 2,5 \text{ МПа}$.

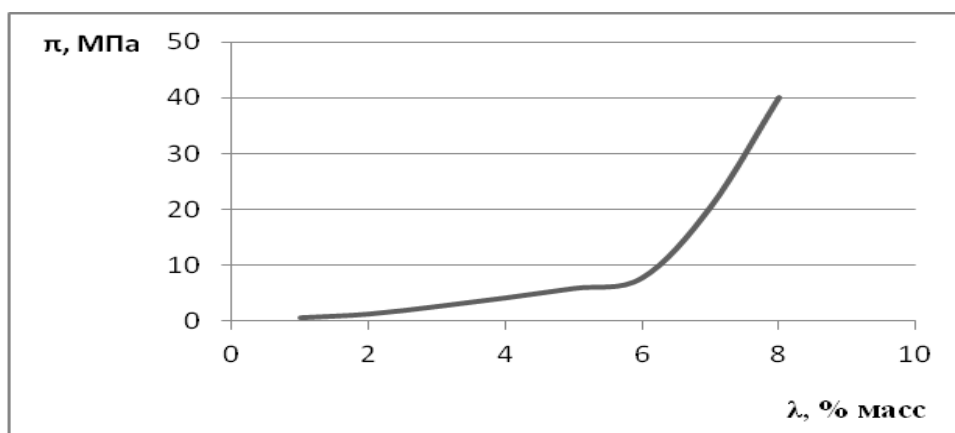


Рисунок 8 - Зависимости осмотического давления раствора CaCl_2 в воде от концентрации при $t = 25 \text{ }^\circ\text{C}$

16. Определим проницаемость на входе и на выходе из УОО:

$$G_H = G_o (1 - \pi_{1H} / \Delta p) = 2,78^{10^{-3}} (1 - 0,46/5) = 2,52^{10^{-3}} \text{ кг/м}^2 \cdot \text{с},$$

$$G_K = G_o (1 - \pi_{1K} / \Delta p) = 2,78^{10^{-3}} (1 - 2,5/5) = 1,67^{10^{-3}} \text{ кг/м}^2 \cdot \text{с}$$

17. По формуле 3.14 определим среднюю проницаемость мембран:

$$\bar{G} = \frac{G_H + G_K}{2} = \frac{2,52 + 1,67}{2} \cdot 10^{-3} = 2,09 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кг}}{\text{м}^2} \cdot \text{с} \quad (3.14)$$

18. По формуле 3.15 произведем вычисления площади поверхности мембран:

$$F = \frac{L_{\Phi}}{G} = \frac{139,13}{2,09 \cdot 10^{-3}} = 66057 \text{ м}^2 \quad (3.15)$$

Выбор аппарата и основные характеристики

Таблица 10 - Параметры аппарата ЭРО - Э - 6,5/900

Название	Значения
Основные характеристики аппарата ЭРО-Э-6,5/900:	
Длина рулонного модуля, l_m	400 мм = 0,4 м
Длина пакета, l_p	1000 мм = 1 м
Ширина пакета, b_p	1 мм = 0,001 м
Высота напорного канала, равная толщине сетки сепаратора, δ_c	0,55 мм = 0,00055 м
Толщина дренажной сетки, δ_d	0,4 мм = 0,0004 м
Толщина подложки, δ_1	0,2 мм = 0,0002 м
Толщина мембраны, δ_2	0,1 мм = 0,0001 м
Число элементов в модуле, n	6
Диаметр корпуса, м	650 мм = 0,65 м
Толщина крышки, м	25 мм = 0,025 м
Диаметр крышки, м	108 мм = 0,108 м

19. По формуле 3.16 вычислим рабочую поверхность мембран в одном элементе:

$$F_э = 2 \cdot l_п \cdot l_м = 2 \cdot 1 \cdot 0,4 = 0,8 \text{ м}^2, \quad (3.16)$$

где $l_п$ - длина пакета, м;

$b_п$ - ширина пакета, м.

20. В одном модуле рабочая поверхность вычисляется по формуле 3.17:

$$F_м = F_э \cdot n_э = 6 \cdot 0,8 = 4,8 \text{ м}^2 \quad (3.17)$$

21. Возьмем аппарат из 2 модулей, следовательно, его рабочая поверхность мембран рассчитывается по формуле 3.18:

$$F_A = 2 \cdot F_м = 6 \cdot 4,8 = 28,8 \text{ м}^2 \quad (3.18)$$

22. Вычислим сечение аппаратов по формуле 3.19:

$$S_c = n_э \cdot \delta_c \cdot l_п = 6 \cdot 1 \cdot 0,5 \cdot 10^{-3} = 3 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2, \quad (3.19)$$

где $l_п$ - длина пакета, м;

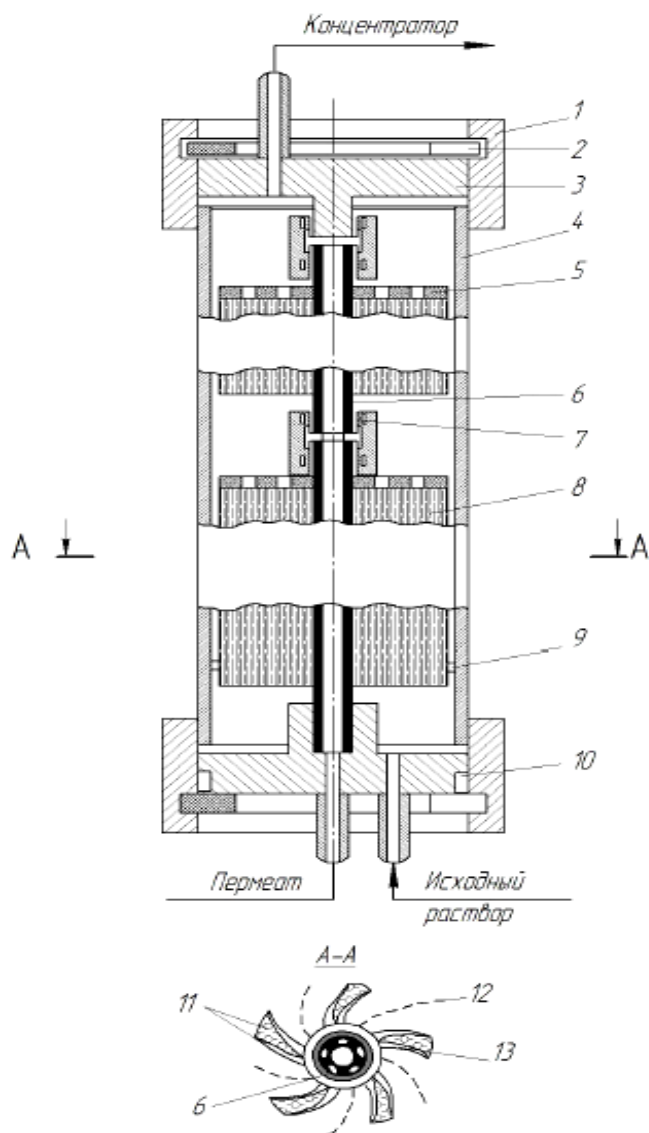
δ_c - высота напорного канала, равная толщине сетки сепаратора, мм.

23. По формуле 3.20 определим число аппаратов:

$$n = F/F_A = \frac{66057}{28,8} = 2309 \quad (3.20)$$

Выбор аппаратов и основных характеристик

Осуществим секционирование действующих аппаратов для УОО.



1 - накидное кольцо; 2 - упорные кольца; 3 - крышки; 4 - корпус; 5 - решетка; 6 - пермеатоотводящая трубка; 7 - резиновые кольца; 8 - рулонные модули; 9 - резиновая манжетка; 10 - резиновые кольца, 11 - мембраны, 12 - сетка-сепаратор, 13 - дренажный слой.

Рисунок 9 - Схема устройства рулонного типа

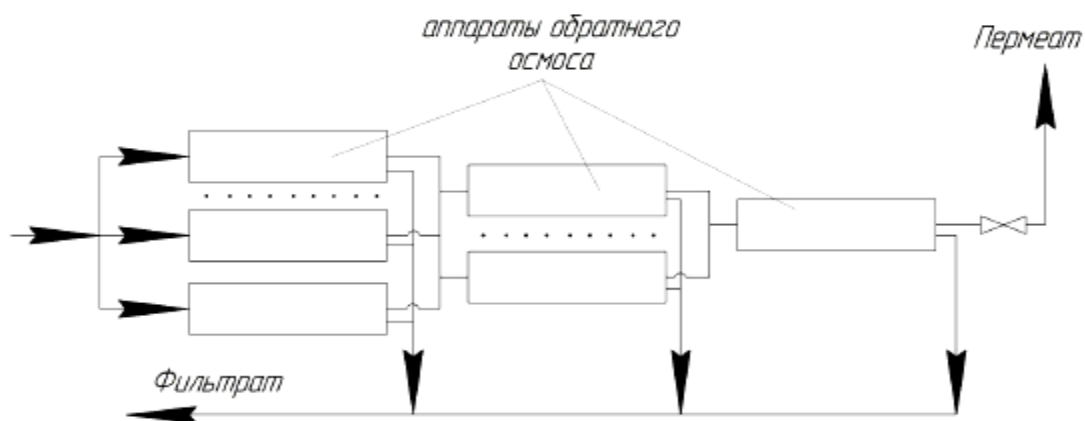


Рисунок 10 - Секционирование аппаратов в устройстве

24. Определим число аппаратов для первой и последующих секций:

$$n_1 = 153 \cdot \left(1 - \frac{1}{1,4}\right) / 2,09 \cdot 10^{-3} \cdot 28,8 = 761$$

$$n_2 = 761 / 1,4 = 544 \quad n_3 = 761 / 1,4^2 = 388$$

$$n_4 = 761 / 1,4^3 = 277 \quad n_5 = 761 / 1,4^4 = 198$$

$$n_6 = 761 / 1,4^5 = 142$$

25. Суммируя число аппаратов, замечаем, что

$$\sum_{i=1}^6 n_i = 2309$$

Таблица 11 - Количество аппаратов в секции

Секции	1	2	3	4	5	6
Число аппаратов в секции	761	544	388	277	198	142

Расчет селективности мембран

26. По формуле 3.21 найдем селективность работающей установки:

$$\lg \frac{1-\varphi}{\varphi} = \frac{U}{2,3 \cdot \beta} + \lg \frac{1-\varphi_{\text{н}}}{\varphi_{\text{н}}}, \quad (3.21)$$

где U - скорость движения раствора по направлению к мембране, вызванного отводом пермеата;

β - коэффициент массоотдачи.

Все дальнейшие расчеты произведены при средних показателях установки.

27. Средняя удельная производительность $\bar{G} = 2,09 \cdot 10^{-3} \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; средняя концентрация:

$$x_1 = (x_{1\text{н}} + x_{1\text{к}})/2 = 0,935 \% \text{ (масс.)}$$

28. По формуле 3.22 произведем расчет средней линейной скорости:

$$\omega = (\omega_{\text{н}} \cdot \omega_{\text{к}})/2 = [L_{\text{н}}/p_{\text{н}} \cdot S_{\text{с}} \cdot n_1) + L_{\text{к}} \cdot (p_{\text{к}} \cdot S_{\text{с}} \cdot n_{\text{к}})]/2, \quad (3.22)$$

где $L_{\text{к}}$ - расход концентрата, кг/с;

$p_{\text{н}}$ - расход воды, моль/л;

$S_{\text{с}}$ - сечение аппаратов, м;

$L_{\text{н}}$ - исходный раствор, кг/с.

$$\omega = 0,49 \text{ м/с}$$

29. Определим режим течения раствора.

Эквивалентный диаметр кольцевого канала: $d_3 = 1 \cdot 10^{-3} \text{ м}$

Критерий Рейнольдса: $Re = \omega d_3 / \nu = 573$

30. По формуле 3.23 произведем расчет среднего по длине канала значения:

$$Nu' = 1,67 Re^{0,34} (Pr')^{0,33} (d_3/l)^{0,3}, \quad (3.23)$$

где $Pr' = \nu/D$ - диффузионный критерий Прандтля;

l - длина канала, равная ширине пакета, м.

31. После подстановки чисел, получаем:

$$Pr' = 760 \quad Nu' = 12,0$$

32. Определим коэффициент массоотдачи:

$$B = Nu' \cdot D/d_3 = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ м/с}$$

33. Далее произведем расчет поперечного потока:

$$U = G/\rho$$

где G - удельная производительность мембран;

ρ – плотность раствора, кг/м^3 .

$$U = 2,48 \cdot 10^{-6} \text{ м/с}$$

34. Произведем расчет наблюдаемой селективности, выбранной нами мембраны:

$$\varphi = 0,953$$

35. Чтобы определить правильность выбранной мембраны, произведем расчет концентрации соли в пермеате по формуле 3.24:

$$\bar{x}_2 = x_{1H} \cdot \frac{1 - K^{-\frac{1-\varphi}{\varphi}}}{1 - K^{-\frac{1}{\varphi}}}, \quad (3.24)$$

где x_{1H} - начальная концентрация % (масс);

K - степень концентрирования;

φ - наблюдаемая селективность.

$$x_2 = 0,00017 \cdot \frac{\left(1 - 1,4^{-\frac{(1-0,954)}{0,954}}\right)}{\left(1 - 1,4^{-\left(\frac{1}{0,954}\right)}\right)} = 0,0000175 \frac{\text{кг соли}}{\text{кг раствора}}$$

36. Найдем расход пермеата:

$$L_{\pi} = 1,4 \cdot \left(1 - 1,4^{-(1/0,954)}\right) = 0,417 \text{ кг/с}$$

37. Потери соли с пермеатом:

$$L_{\pi} x_2 = 0,00000729 \text{ кг/с},$$

что в процентах от исходного содержания составляет $0,00000729 \cdot 100 / 0,0026 = 0,28 \%$. Это значение меньше допустимого (10 %), поэтому нет необходимости перехода к более селективным мембранам [23].

Уточненный расчет поверхности мембран

38. Произведем расчет удельной производительности мембран, при этом необходимо учитывать осмотическое давление.

$$\varphi = \frac{(x_1 - x_2)}{x_1}, \quad (3.25)$$

$$\varphi = (x_3 - x_2)/x_3, \quad (3.26)$$

где x_1 , x_2 и x_3 - концентрация соли в произвольном сечении аппарата соответственно в объеме разделяемого раствора, в пермеате и у поверхности мембраны со стороны разделяемого раствора.

39. По формуле 3.27 и 3.28 можно произвести расчет концентрация соли:

$$x_2 = (1 - \varphi) \cdot x_1 = (1 - \varphi_{\text{и}}), \quad (3.27)$$

$$x_3 = x_2 / (1 - \varphi_{\text{и}}). \quad (3.28)$$

Рассмотрим два крайних сечения.

40. Сечение на входе в аппараты первой секции:

$$x_{2\text{Н}} = (1 - \varphi) \cdot x_{1\text{Н}} = (1 - 0,954) \cdot 0,00017 = 0,00000782 \text{ кг соли/кг раствора}$$

41. По графику на рисунке 9 определяем:

$$\pi_{2\text{Н}} = 0,52 \text{ МПа}$$

$$\pi_{3\text{Н}} = 0,02 \text{ МПа}$$

$$G_{\text{Н}} = 2,5 \cdot 10^{-3} \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с)}$$

42. Сечение на выходе из аппаратов последней секции:

$$x_{2\text{К}} = (1 - \varphi) \cdot x_{1\text{К}} = 0,00147 \text{ кг соли/кг раствора}$$

$$x_{3\text{К}} = x_{2\text{К}} / (1 - \varphi_{\text{и}}) = 0,0359 \text{ кг соли/кг раствора}$$

$$\pi_{3\text{К}} = 2,24 \text{ МПа}$$

$$\pi_{2\text{К}} = 0,09 \text{ МПа}$$

$$G_k = 2,78 \cdot 10^{-3} \cdot [1 - (2,24 - 0,09)/5] = 1,58 \cdot 10^{-3} \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$$

43. Выразим по формуле 3.29 удельную производительность в виде функции от концентрации раствора:

$$G = G_0 - c_{x1}, \quad (3.29)$$

где c - константа для данной системы.

44. Найдем значение (c) для крайних сечений:

$$c_n = (G_0 - G_n) / x_{1n} = 0,035$$

$$c_k = (G_0 - G_k) / x_{1k} = 0,0375$$

45. Разница между полученными значениями, выраженная в процентах, составляет:

$$(c_k - c_n) 100 / c_k = 6,67 \%$$

46. Это расхождение невелико, поэтому уравнение для нахождения удельной производительности применимо ко всей установке при использовании среднеарифметического значения (c):

$$c = (c_k + c_n) / 2 = 0,0362$$

47. Тогда удельная производительность:

$$G = 0,0023 - 0,032 \cdot x_{1n}$$

48. Рабочую поверхность мембран можно определить по формуле 3.30:

$$F = L_H x_{1H} / G_0 \cdot [-c / G_0 \ln(G_0 - c x_{1k}) \cdot x_{1H} / (G_0 - c x_{1H}) \cdot x_{1k} + 1 / x_{1H} - 1 / x_{1k}] \quad (3.30)$$

где L_H – расход соли исходного раствора кг/с;

x_{1H} – начальная концентрация, %;

G_0 – показатель проницаемости по воде кг/ (м² · с);

x_{1k} – конечная концентрация, %.

$$F = 1875$$

49. Вычислим расхождение значений $(2032-1875) \cdot 100/1875 = 8,37 \%$

Показатель не превышает допустимое значение в 10 %, следовательно, расчеты верны.

Расчет гидравлического сопротивления

50. По формуле 3.31 определим давление, которое развивает насос:

$$\Delta p_n = \Delta p + \Delta p_a + \Delta p_d + 0,1 \Delta p_a, \quad (3.31)$$

где Δp - перепад давления через мембрану;

Δp_a - гидравлическое сопротивление при течении жидкости в каналах

аппарата;

Δp_d - гидравлическое сопротивление дренажного слоя.

51. По формуле 3.32 определяем Δp_a :

$$\Delta p_a = \Delta p_{п.к.} \xi_1, \quad (3.32)$$

где $\Delta p_{п.к.}$ - гидравлическое сопротивление полых каналов;

ξ - коэффициент, зависящий от вида сепарирующей сетки.

Обычно $\xi_1=5-10$. Для рассматриваемых рулонных модулей по экспериментальным данным $\xi_1 = 5,6$ [8].

52. Значение $\Delta p_{п.к.}$ определяют на основе общего выражения:

$$\Delta p_{п.к.} = \lambda l \rho \omega^2 / 2 d_3, \quad (3.33)$$

где λ - вязкость раствора, Па·с;

l - длина каналов, м;

ρ - плотность раствора кг/м³;

ω - скорость раствора м/с;

d_3 - эквивалентный диаметр, м.

53. При ламинарном режиме течения в кольцевых и щелевых каналах $\lambda=96/Re$. Рассчитывают по формуле 3.34:

$$\Delta p_{п.к.} = 96 l \rho \omega^2 / 2 Re d_3 = 48 \nu l \rho \omega / d_3^2, \quad (3.34)$$

где ν – кинематическая вязкость, м²/с;

l – длина каналов, м;

ρ - плотность раствора кг/м³;

d_3 - эквивалентный диаметр, м.

$$\Delta p_{п.к.} = 0,096 \text{ МПа}$$

$$\Delta p_a = 0,67 \text{ МПа}$$

54. Определение Δp_d по формуле 3.35.

$$\Delta p_d = \Delta p_{п.к.} \cdot \xi, \quad (3.35)$$

где ξ - коэффициент, зависящий от вида дренажного материала.

55. Возьмем $\xi = 150$. Эквивалентный диаметр равен: $d_3 = 2\xi$, рассчитывают по формуле 3.36 и 3.37:

$$\Delta p_{п.к.} = 96 \cdot v \cdot G \cdot \left(l_{п.к.} - \frac{0,05^2}{d_3^3} \right) \quad (3.36)$$

$$G = (G_H + G_k) / 2 \quad (3.37)$$

$$\Delta p_{п.к.} = 344 \text{ Па}$$

$$G = 2,04 \cdot 10^{-3} \text{ кг/(м}^2\text{с)}$$

Тогда

$$\Delta p_d = 344 \cdot 150 = 51600 \text{ Па}$$

56. Вычислим оптимальное давление для насоса:

$$\Delta p_n = 5,722 \text{ МПа}$$

57. По формуле 3.37 вычислим напор насоса:

$$H = \Delta p_n / (\rho_n \cdot g) \quad (3.38)$$

$$H = 580 \text{ м}$$

В результате вычислений материального баланса ионообменной установки и обратноосмотической, можно сделать вывод, что использование обратного осмоса совместно с первой ступенью ионообменного метода является эффективным. Так как основное количество нежелательных ионов удаляется на стадии обратного осмоса, не требующей расхода реагентов.

3.3 Материальный баланс ионообменной очистки

Схема потоков установки ионообменной очистки приведена на рисунке 11.



Рисунок 11 – Материальный баланс ионообменной очистки

58. Вычислим материальный баланс ионообменной очистки по формуле 3.39.

$$G_{\text{о.с.}} = G_{\text{к.в.}} + G_{\text{п.и.}}, \quad (3.39)$$

где $G_{\text{о.с.}}$ - расход подготовленной воды после обратного осмоса, кг/с;

$G_{\text{к.в.}}$ - выход котловая вода, кг/с;

$G_{\text{п.и.}}$ - расход поглощенных ионов, кг/с.

Сведем данные в таблицу 12 расчет материального баланса ионообменной очистки.

Таблица 12 - Расчет материального баланса ионообменной очистки

Компонент	Вход подготовленной воды после обратного осмоса		Выход котловой воды		Расход поглощенных ионов	
	кг/с	мг/л	кг/с	мг/л	кг/с	мг/л
$\text{Ca}^{2+} + \text{Mg}^{2+}$	0,00047	3,35264	0,000007	0,05	0,00046	3,30264
SO_4^{2-}	0,00069	4,94855	0,00069	2,47427	0,000344	2,47427
Cl^-	0,00033	2,37118	0,00033	1,18559	0,000165	1,18559
SiO_3^{2-}	0,000099	0,71135	0,000003	0,02	0,00009	0,69135
HCO_3^-	0,00066	4,77947	0,00066	2,3897	0,00033	2,38974

Продолжение таблицы 12

Компонент	Вход подготовленной после обратного осмоса		Выход котловой воды		Расход поглощенных ионов	
	кг/с	мг/л	кг/с	мг/л	кг/с	мг/л
Na ⁺	0,00018	1,28868	0,000001	0,01	0,00018	1,27868
Fe ³⁺	0,000014	0,09794	0,000003	0,02	0,00001	0,07794
Вода	139,1344	-	139,134403	-	-	-
Итого:	139,1668	-	139,1361	-	0,001585	-

Предложенная установка обратного осмоса, позволит удалить большую часть ионов из потока воды. Дальнейшее удаление ионов обратным осмосом неэффективно, так как потребует кратного увеличения числа мембранных элементов. Следовательно, для приведения количественных показателей воды до соответствующих ГОСТ Р 55682.2-2017 «Требования к качеству питательной и котельной воды» требуется использование ионообменных фильтров. Материальный баланс стадии ионообменной очистки представлен в таблице 12.

3.4 Сравнительный анализ потребления реагентов

Сравним затраты реагентов на существующие технологии и предлагаемой технологии.

59. Расчет требуемой кислоты и щелочи производится по формуле 3.40 и 3.41 предлагаемой схемы обратноосмотической установки:

$$G_{\text{NaOH}} = \frac{G}{M \cdot Z} \cdot M_{\text{NaOH}}, \quad (3.40)$$

$$G_{\text{HCl}} = \frac{G}{M \cdot Z} \cdot M_{\text{HCl}}, \quad (3.41)$$

где G - расход поглощенных ионов, кг/с;

M - молярная масса для катионов и анионов, г/ моль;

Z - валентность.

$$\begin{aligned}
G_{HCl}^{Ca^{2+}} &= (0,00034426/40/2) \cdot 36,5 = 0,000157 \text{ кг/с;} \\
G_{HCl}^{Mg^{2+}} &= (0,00012221/24/2) \cdot 36,5 = 0,000092930 \text{ кг/с;} \\
G_{NaOH}^{SO_4^{2-}} &= (0,000344/96/2) \cdot 40 = 0,0000716667 \text{ кг/с;} \\
G_{NaOH}^{Cl^-} &= (0,000165/35/1) \cdot 40 = 0,0001885714 \text{ кг/с;} \\
G_{NaOH}^{SiO_3^{2-}} &= (0,00009/76/2) \cdot 40 = 0,0000236842 \text{ кг/с;} \\
G_{NaOH}^{HCO_3^-} &= (0,00033/61/1) \cdot 40 = 0,0002163934 \text{ кг/с;} \\
G_{HCl}^{Na^+} &= (0,00018/23/1) \cdot 36,5 = 0,0002986364 \text{ кг/с;} \\
G_{HCl}^{Fe^{3+}} &= (0,00001/56/2) \cdot 36,5 = 0,0000033181 \text{ кг/с.}
\end{aligned}$$

60. Расчет затрат на реагенты рассчитываются по формуле 3.40, 3.41 и 3.42:

$$G_{и.о.} = G_{исх} - G_{к.в.}, \quad (3.42)$$

где $G_{и.о.}$ - ионообменная очистка, кг/с;

$G_{исх}$ - расход потоков обратного осмоса, кг/с;

$G_{к.в.}$ - КОТЛОВАЯ ВОДА, кг/с.

$$\begin{aligned}
G_{и.о.} &= 0,003667 - 0,000005 = 0,001672156 \text{ кг/с;} \\
G_{и.о.} &= 0,001304 - 0,000002 = 0,001302 \text{ кг/с;} \\
G_{и.о.} &= 0,007344 - 0,00069 = 0,006654 \text{ кг/с;} \\
G_{и.о.} &= 0,003519 - 0,00033 = 0,003189 \text{ кг/с;} \\
G_{и.о.} &= 0,001059 - 0,000003 = 0,001056 \text{ кг/с;} \\
G_{и.о.} &= 0,007093 - 0,00066 = 0,006433 \text{ кг/с;} \\
G_{и.о.} &= 0,001913 - 0,000001 = 0,001912 \text{ кг/с;} \\
G_{и.о.} &= 0,000145 - 0,000003 = 0,000142 \text{ кг/с.} \\
G_{HCl}^{Ca^{2+}} &= (0,003666/40/2) \cdot 36,5 = 0,001672156 \text{ кг/с;} \\
G_{HCl}^{Mg^{2+}} &= (0,01302/24/2) \cdot 36,5 = 0,0009900625 \text{ кг/с;}
\end{aligned}$$

$$G_{\text{NaOH}}^{\text{SO}_4^{2-}} = (0,006654/96/2) \cdot 40 = 0,00138625 \text{ кг/с};$$

$$G_{\text{NaOH}}^{\text{Cl}^-} = (0,003189/35/1) \cdot 40 = 0,0036445714 \text{ кг/с};$$

$$G_{\text{NaOH}}^{\text{SiO}_3^{2-}} = (0,001056/76/2) \cdot 40 = 0,0002778947 \text{ кг/с};$$

$$G_{\text{NaOH}}^{\text{HCO}_3^-} = (0,006433/61/1) \cdot 40 = 0,0042183607 \text{ кг/с};$$

$$G_{\text{HCL}}^{\text{Na}^+} = (0,001912/23/1) \cdot 36,5 = 0,0031721818 \text{ кг/с};$$

$$G_{\text{HCL}}^{\text{Fe}^{2+}} = (0,000142/56/2) \cdot 36,5 = 0,0000471182 \text{ кг/с}.$$

Таблица 13 – Сравнительный анализ потребления реагентов

Компонент	Затраты на реагенты ионообменной очистки	Затраты на очистку обратноосмотической установки
	кг/с	кг/с
HCl	0,00588151912	0,00108204
NaOH	0,0095270768	0,0031436879

Технология водоподготовки, основанная на использовании исключительно методов ионообменной очистки, не подходит по технико-экономическим показателям при использовании в качестве сырьевой воды с высоким солесодержанием. Это связано с значительными затратами кислоты и щелочи на регенерацию ионообменных фильтров. Приведённые расчеты показывают, что при введении предварительной очистки методом обратного осмоса затрачивается в пять раз меньше кислоты и в три раза меньше щелочи, в пересчете на чистое нерастворенное вещество, чем при использовании системы в качестве основного метода только ионообменной очистки. Этим и обусловлено преимущество предлагаемой технологии над применяемой в данный момент.

Заключение

В представленной работе рассмотрена проблема обессоливания воды в процессе водоподготовки для промышленных нужд. Предлагается оптимизация схемы водоподготовки на ТЭЦ Центрального района г.о. Тольятти путем снижения минерализации воды с применением обратноосмотической установки.

Рассмотрены существующие процессы обессоливания в водоподготовке, а также дана их сравнительная характеристика и проведен анализ по подбору оптимального метода с учетом производственной необходимости.

В работе изучена технологическая схема существующего процесса водоподготовки питательной воды, которая в дальнейшем поступает на производство. Проведен анализ процесса водоподготовки на ТЭЦ, произведены вычисления материального баланса для обратноосмотической установки и ионообменной очистки, осуществлен сравнительный анализ потребления реагентов. Произведен расчет для проектирования установки обратного осмоса.

Предложенная установка обратного осмоса, позволит удалить большую часть ионов из потока воды. Дальнейшее удаление ионов обратным осмосом неэффективно, так как потребует кратного увеличения числа мембранных элементов.

По результатам проведенной работы предлагается наилучшая комбинация физико-химических методов для водоподготовки – установка обратного осмоса и первая ступень ионного обмена, так как проведенные расчеты показывают, что при введении предварительной очистки потока воды методом обратного осмоса затрачивается в пять раз меньше кислоты и в три раза меньше щелочи, в пересчете на чистое нерастворенное вещество, чем при использовании системы по очистке в качестве основного метода только ионообменной очистки на ТЭЦ г.о. Тольятти Центрального района.

Список используемых источников

1. Абилжанова Н. Х. Исследование и совершенствование методики улучшения качества питьевой воды на станции водоподготовки из поверхностного источника / Н. Х. Абилжанова, А. Г. Абдухан. — Текст: непосредственный // Молодой ученый. — 2020. — № 50 (340). — С. 51-54.
2. Амосова Э.Г., Долгополов П.И. Методы декарбонизации и умягчения воды для подпитки тепловых сетей // Энергосбережение и водоподготовка. – 2016 – С.59-62.
3. Батухтин А.Г. Обеззараживание воды в системах централизованного теплоснабжения [Текст] / А.Г. Батухтин, В.В. Петин, И.Ф. Суворов // Научные проблемы транспорта Сибири и Дальнего Востока. - 2016. - № 1. - С. 209-212.
4. Бушуев Е.Н. Анализ современных технологий водоподготовки на ТЭС / Е.Н. Бушуев., Н.А. Еремина., А.В. Жадан // Вестник ИГЭУ. Вып. 1 – 2016 – с. 8–14.
5. Васина Л.Г., Богловский А.В., Меньшикова В.Л., Шипилова О.В. Оценка эффективности коагуляции воды оксихлоридом алюминия на Шатурской ГРЭС-5 // Энергосбережение и водоподготовка. 2018. – №1. – с.51–55.
6. Василенко Л.В., Никифоров А.Ф., Лобухина Т.В. Методы очистки промышленных сточных вод. Екатеринбург: Урал. гос. лесотехн. университет, – 2019. – с. 174.
7. Ветрова О.В., Бурметьева М.С., Гавриленко М.А. Закрепление гуминовых кислот на поверхности силикагеля через слой полиметиленгуанидина // Известия Томского политехнического университета. 2016 – Т. 322 – № 3 – С. 18 – 21.
8. Водоподготовка. Процессы и аппараты. Под ред. О. И. Мартыновой. Учебное пособие для вузов. – М.: Атомиздат, 2017. – 352 с.

9. Даминев Р. Р., Асфандиярова Л. Р., Насырови Р. Р., Юнусова Г. В. Применение флокулянтов в целях очистки сточных вод химических производств, Уфимский государственный нефтяной технический университет, Стерлитамак, 2015.
10. Двибородчин Р. Д., Двибородчин В. Д. Сравнение методов обессоливания воды [Электронный ресурс] // Научное сообщество студентов: Междисциплинарные исследования: сб. ст. по мат. LXVIII междунар. студ. науч.-практ. конф. № 9 (68). – URL: [https://sibac.info/archive/meghdis/9\(68\).pdf](https://sibac.info/archive/meghdis/9(68).pdf)
11. Ермаков Д.В., Свиридов А.В., Ибатулина Ю.Р. Извлечение катионов меди (II) с помощью коллоидных сорбентов // Известия Челябинского научного центра УрО РАН. 2016 – № 1 – С. 164 – 167.
12. Жадан А.В. Практическая реализация противоточной технологии ионного обмена // А.В. Жадан., Е.Н. Бушуев / Вестник ИГЭУ. Вып. 5, 2017, С.10–15.
13. Захаров С. Л. Современные проблемы очистки водных растворов обратным осмосом / С. Л. Захаров, А. Х. Володин. // Ползуновский вестник. – 2015. – № 1. – с. 15-17.
14. Когановский А. М. Очистка и использование сточных вод в промышленном водоснабжении / А. М. Когановский, Н. А. Клименко, Т. М. Левченко. М.: Химия, 2018. - 288 с.
15. Кудинов А. А. Энергосбережение в котельных установках ТЭС и систем теплоснабжения: Монография/Кудинов А.А., Зиганшина С.К. - Москва: НИЦ ИНФРА-М, 2016. - 320 с.
16. Кулагин В.А., Турутин Б.Ф., Матюшенко А.И., Кулагина Т.А. Физика атмосферы и гидрофизика. Красноярск: ИПЦ КГТУ, 2016 – с. 498
17. Крылов И. О., Луговская И. Г., Коровушкин В. В., Макеев Д. Б. Влияние термической обработки на сорбционные и каталитические свойства шунгитовых пород // Экология и промышленность России. 2018 – № 10 – С.24 – 27.

18. Лекомцев В. Р. Обзор основных методов обезжелезивания воды / В. Р. Лекомцев. — Текст: непосредственный // Молодой ученый. — 2017. — № 29 (163). — С. 17-20.
19. Лупандина Н.С., Кирюшина Н.Ю., Свергузова Ж.А., Ельников Д.А. Использование производственных отходов для очистки сточных вод // Экология и промышленность России. 2018 – № 5 – С. 38 – 41.
20. Марченко Л.А., Боковикова Т.Н., Белоголов Е.А., Марченко А.А. Новый неорганический сорбент для очистки сточных вод // Экология и промышленность России. 2017 – №1 – С. 57 – 59.
21. Мирошников В.В. Петин. - Материалы Всероссийской научно-практической конференции с международным участием «Повышение эффективности производства и использования энергии в условиях Сибири. - Иркутск: ИрГТУ, 2015.-659 с.-С. 305-310.
22. Никифоров А. Ф. Теоретические основы сорбционных процессов очистки воды: учебное пособие / А. Ф. Никифоров, А. С. Кутергин, А. В. Воронина. – Екатеринбург: УрФУ, 2014. – 100 с.
23. Николаева Г.И. Баромембранные процессы и аппараты: учебное пособие /Под ред. Николаева Г.И. – Улан-Удэ: Изд-во ВСГТУ, 2007– с. 11–27
24. Обобщение опытов предварительной очистки воды на ТЭС / В.Н. Виноградов., А.В. Жадан., Б.А. Смирнов [и др.] // Вестник ИГЭУ. Вып. 1 – 2011 – с.10–16.
25. Пантелеев А.А., Рябчиков Б.Е., Жадан А.В. Проектные решения водоподготовительных установок на основе мембранных технологий / А.А. Пантелеев, Б.Е. Рябчиков, А.В. Жадан и др. // Теплоэнергетика. – 2017. – № 7. – С. 30–36.
26. Патент №2132721 Российская Федерация, МПК В 01 D 61/46, С 02 F 1/469. Многосекционный электродиализатор/ Переев А.В.; патентообладатель: Переев А.В., заявл. 98102329/25, 07.10.1999
27. Патент №2132721 Российская Федерация, МПК С02F 1/48, С 02 F 1/469. Многосекционный электродиализатор/ Семенов А.С.;

патентообладатель: Общество с ограниченной ответственностью "ОРТОС",
заявл. 2002101601/15, 24.01.2017.

28. Патент №2715164 Российская Федерация, C02F1/469. Способ электродиализного обессоливания раствора электролита/ Богославский А. А.;
патентообладатель: Богославский А. А., заявл. 93466829/25, 18.06.2019.

29. Реховская Е. О. Повышение качества многоступенчатого процесса очистки воды / Е. О. Реховская, А. С. Макарова. — Текст: непосредственный // Молодой ученый. — 2016. — № 20 (124). — С. 467-470.

30. Свалова К. В. Механический способ очистки сточных вод горных предприятий с помощью фильтров на основе волокнистых полимерных материалов / К. В. Свалова. —// Молодой ученый. — 2013. — № 1 (48). — С. 56-58.

31. Свиридов А.В., Ганебных Е.В., Елизаров В.А. Алюмосиликатные сорбенты в технологиях очистки воды // Экология и промышленность России. 2019 – № 11 – С. 28 – 30.

32. Технология очистки сточных вод: учебное пособие/ А. Б. Ярошевский [и др.]. – Казань: Казанский национальный исследовательский технологический университет, 2016. – 84 с.

33. Технология очистки сточных вод: учебное пособие / А. П. Карманов, И. Н. Полина. – Вологда: "Инфра-Инженерия", 2018. – 212 с.

34. Филатова Е. В. Сточные воды от теплоэнергетических станций и их очистка / Е. В. Филатова, Д. А. Курганова, Е. О. Реховская. // Молодой ученый. — 2019. — № 51 (289). — С. 318-321.

35. Ходырев Б.Н., Кривчевцов А.Л., Соколюк А.А. Исследование процессов окисления органических веществ в теплоносителе ТЭС и АЭС // Теплоэнергетика. – 2018. – № 7. – С. 11–16.

36. Шитова В. О. Особенности очистки сточных вод от двухвалентных металлов высоконапорным обратным осмосом. // Успехи в химии и химической технологии. –2016. – № 2 (151) том 28. – С. 8-11.

37. Яничева Н. Ю. Синтетический иванюкит - перспективный ионообменный материал. / Н. Ю. Яничева, Г. О. Калашникова. // Вестник Мурманского государственного технического университета. – 2014. – № 1. – С. 106-111.
38. Alberti G., Casciola M., Capitani D., Don-nadio A., Narducci R., Pica M., Sganappa M. // *Elec-trochimicaActa*. - 2017. - 52, N 28. - P. 8125-8132.
39. Azizov U.M., Hadzhieva U.A., Madzhitova D.U., Hudojberdiev O. I. / Standardization of a dry extract “Urostim” // *Pharmaceutical magazine*. –Tashkent, – 2017.– No. 2.– P. 51–54.
40. Azizov U.M., Hadzhieva U.A., Madzhitova D.U., Hudojberdiev O.I. / Creation and working out of the technology of “Urostim” diuretic agent on the basis of a combination of local herbs // *Pharmaceutical magazine*. – 2017.– No. 3.– P. 98–102.
41. Balzar B. (1999) Voight-Function Model in Diffraction Line-Broadening Analysis. Defect and Microstructure Analysis from Diffraction. New York, Oxford University Press, 2018, p. 94–126.
42. Kondratyuk E.V., Lebedev I.A., Komarova L.F. Wastewater treatment from lead ions on modified basalt sorbents. *Polzunovsky messenger. General chemistry and ecology*. № 2-1, 2016. - p. 375- 380.
43. Kulagina T.A. Physics of atmosphere and hydro physics. Krasnoyarsk: CPI KSTU – 2016 – p. 498.
44. Cruz D. C., Oliveira J. S., Alvarenga M. C. S., Lavall R. L., de Oliveira C. R. Quality Improvement of Ceramic Bricks by Incorporation of Sludge from Water Treatment Units. *The Journal of Engineering and Exact Sciences*, 2 (2), 2016, 42–56. <https://doi.org/10.18540/jcecvl2iss2pp042-056>.
45. Eshkurbonov FB [et al.] Synthesis and proper-ties of new ion-exchange resins // *Universum: Chemis-try and Biology: electron. scientific journals* 2018. No. 5 (47).

46. Netpradit S., Thiravetyan P., Towprayoon S. Evaluation of metal hydroxide sludge for reactive dye adsorption in a fixed-bed column system // Water Res. 2016 – V. 38 – P. 71–78.

47. Netpradit S., Thiravetyan P., Towprayoon S. Adsorption of three azo reactive dyes by metal hydroxide sludge: effect of temperature, pH and electrolytes // J. Colloid Int. Sci. 2016 – V. 270 – P. 255 – 261.

48. Orazova S.S., Belov V.M., Evstigneev V.V. Ef-ficiency of using natural sorbents of Eastern Kazakh-stan in water purification from heavy metal ions (Cu^{2+}) // Bulletin of Tomsk Polytechnic University, № 2, 2017. P. 150-152.

49. Ortiz N.M., Pires A.F., Bressiani J.C. Use of steel convertor slag as nickel adsorbent to wastewater treatment // Waste Manage. 2017 – V. 21 – P. 631 – 635.

Аппарат обратного осмоса с рулонными элементами. Чертеж общего вида

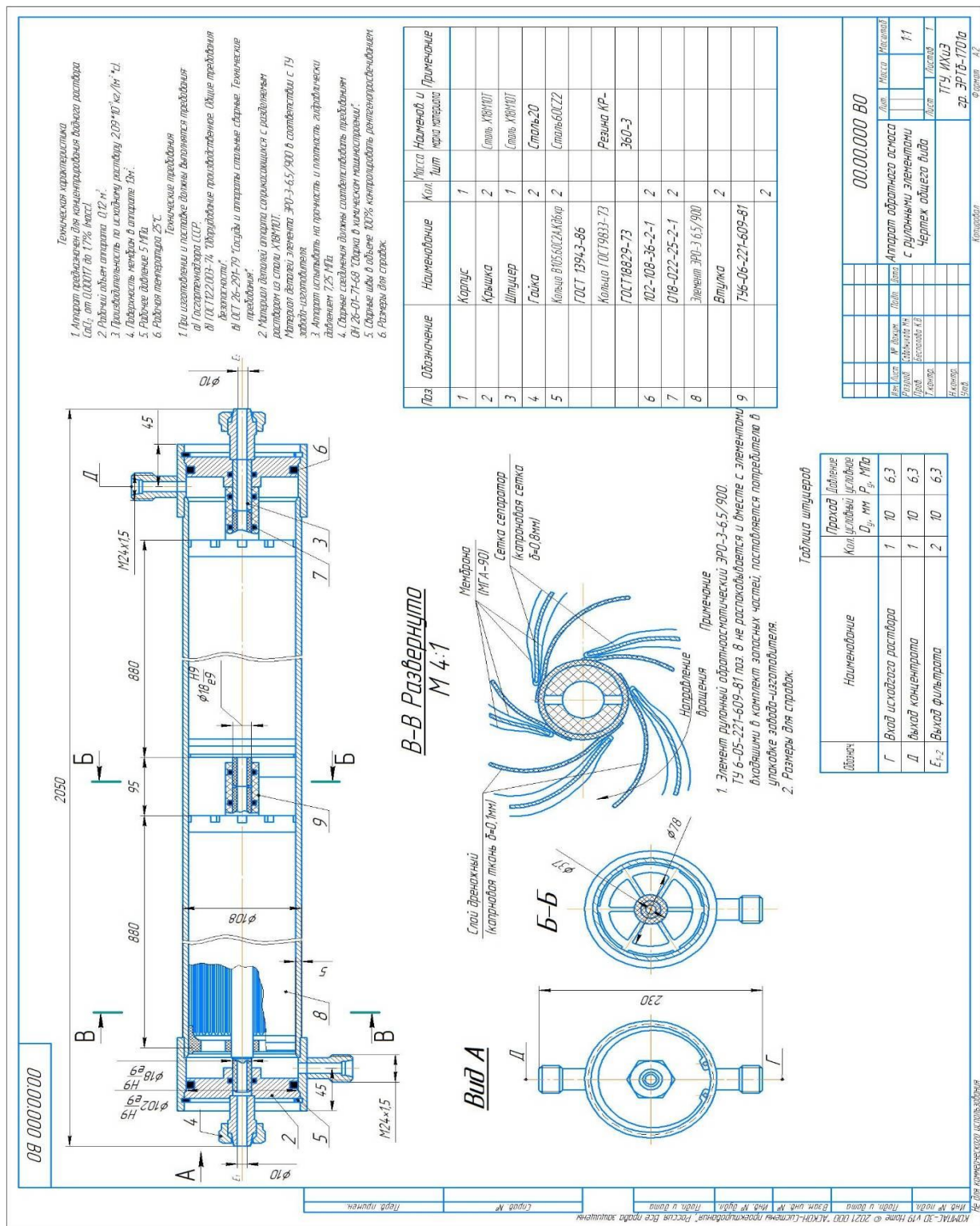


Рисунок А.1 - Чертеж общего вида аппарат обратного осмоса с рулонными элементами