

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
ВОЛОГОДСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ

Кафедра водоснабжения и водоотведения

ОБЕССОЛИВАНИЕ ВОДЫ

**Учебно-методическое пособие по выполнению
курсового проекта**

Факультет экологии

Направление подготовки 08.03.01 – «Строительство»

Профиль подготовки – «Водоснабжение и водоотведение»

ВОЛОГДА
2016

Обессоливание воды: учебно-методическое пособие по выполнению курсового проекта / сост.: Е.А. Латышева, Е.А. Мезенева, С.В. Колобова. – Вологда, ВоГУ, 2016. – 56 с.

В пособии рассматриваются вопросы обработки воды. Приводятся методы и технологические схемы обессоливания воды, пример расчета.

Предназначено для студентов очной и заочной форм обучения, обучающихся по направлению подготовки 08.03.01 – «Строительство», профиль подготовки: «Водоснабжение и водоотведение», программа подготовки: академический и прикладной бакалавриат.

Утверждено редакционно-издательским советом ВоГУ

Составители: Е.А. Латышева, ассистент,
Е.А. Мезенева, канд. техн. наук, доцент,
С.В. Колобова, ст. преподаватель

Рецензент: С.М. Чудновский, канд. техн. наук,
доцент кафедры комплексного использования
и охраны природных ресурсов

ВВЕДЕНИЕ

Водоподготовкой называют процесс обработки воды из природного источника с целью улучшения ее качества в соответствии с требованиями потребителей. В процессе водоподготовки происходит выделение из воды грубодисперсных и коллоидных примесей, содержащихся в ней солей, тем самым предотвращается отложение накипи, унос солей паром, коррозия металлов, а также загрязнение обрабатываемых материалов при использовании воды в технологических процессах [1].

Водоподготовка осуществляется для нужд коммунального хозяйства (в том числе при подготовке воды питьевого качества), а также практически для всех отраслей промышленности (теплоэнергетика, пищевая промышленность, целлюлозно-бумажное производство, химическая промышленность, металлургия и т.д.).

В результате антропогенного влияния на окружающую среду, появления новых отраслей промышленности и новых технологий, совершенствования существующих технологических процессов в настоящее время возрастают и требования по подготовке воды, используемой различными потребителями.

Для оценки качества питьевых вод применяют различные способы, предполагающие изучение гидрохимических, микробиологических и других показателей. Требования к качеству воды для питьевых целей приводятся в Сан-ПиН 2.1.4.1074-01. «Питьевая вода. Гигиенические требования к качеству воды централизованных систем питьевого водоснабжения. Контроль качества».

Для технологических процессов некоторых промышленных предприятий требования к качеству воды еще более высокие, чем к воде питьевого качества.

В частности, глубоко обессоленная вода широко используется предприятиями электронной и радиотехнической промышленности, для промывки некоторых видов продукции.

Обессоливание воды – это уменьшение содержания в ней растворенных солей. Этот процесс называют также деионизацией, или деминерализацией.

Состав сооружений для обессоливания воды, расходуемой на технологические нужды предприятий, зависит от качества воды в источнике, требований к качеству воды со стороны потребителя, а также объемов водопотребления.

В ходе освоения дисциплины «Технология очистки природных вод» студенты направления 08.03.01 «Строительство», профиль «Водоснабжение и водоотведение» согласно учебному плану выполняют курсовой проект по обессоливанию воды ионообменным способом.

1. ПОКАЗАТЕЛИ КАЧЕСТВА ПРИРОДНОЙ ВОДЫ

1.1 Классификация природных вод и их примесей

Состав природных вод, концентрации и физико-химические свойства содержащихся в них примесей являются основополагающими при оценке пригодности воды для использования ее различными категориями потребителей [5].

Классификация систем водоснабжения по целевому назначению:

- Для хозяйственно-питьевых целей;
- Для пищевой промышленности;
- Для орошения полей;
- Для сельскохозяйственных нужд;
- Для паросилового хозяйства;
- Для охлаждения производственного оборудования;
- Для технологических целей предприятия;
- и т.д.

Для целей хозяйственно-питьевого водоснабжения используются:

- Поверхностные источники: реки, озера, водохранилища, каналы, моря, ледники;
- Подземные источники: различные типы подземных вод (артезианские, грунтовые, верховодка, подрусловые и родники).

Источниками промышленного водоснабжения чаще всего являются поверхностные воды.

1.2 Показатели качества воды

Технология очистки воды в значительной степени определяется физико-химическими и биологическими показателями ее качества и требуемой степени очистки.

Качественная и количественная характеристики содержащихся в воде примесей определяют возможность ее использования для хозяйственно-питьевых и производственных нужд, а также оптимальные методы ее кондиционирования.

Обычно, оценка качества воды основывается на физических, химических, бактериологических показателях.

К физическим показателям относятся: цветность, мутность, запах, привкус, температура, сухой и прокаленный остаток.

К химическим показателям относятся: жесткость, щелочность, содержание ионов и водородный фактор pH.

К бактериологическим показателям относят: загрязненность источника кишечной палочкой, содержание токсичных, радиоактивных элементов, бактериальная загрязненность.

Дополнительные требования предъявляются в зависимости от присутствия в воде других микроорганизмов.

Цветность воды обуславливается в основном наличием в ней коллоидально растворенных органических соединений, в частности гумусовых веществ, придающих воде желтый и бурый оттенки. Для большинства производственных процессов цветность воды не нормируется. В некоторых случаях содержание органических примесей, обуславливающих цветность, ограничивается. Цветность измеряется в градусах платино-кобальтовой шкалы.

Цветность воды, подвигающейся умягчению и обессоливанию на ионитовых фильтрах, не должна превышать 30 град. Еще более жесткие требования по этому показателю предъявляются к воде, расходуемой для подпитки паровых высокого давления.

Мутность, определяемая сравнением мутности исследуемой воды с мутностью стандартных суспензий, характеризует содержание высокодисперсных взвешенных и коллоидных примесей.

Содержание взвешенных веществ характеризует количество примесей минерального и органического происхождения, имеющих размер более 100 нм.

Температура воды для производственных нужд определяется заданием и зависит от характера технологического процесса.

Сухой остаток (СО), получаемый при просушивании остатка пробы профильтрованной воды при 105°C, и **прокаленный остаток (ПСО)**, получающийся при прокаливании сухого остатка, ориентировочно характеризуют содержание растворенных минеральных веществ.

СО ориентировочно можно определить по формуле

$$CO = \sum [Me^{m+}] + \sum [A_c^{p-}] + 0,5 \cdot [HCO_3^-] + 1,4 \cdot [Fe] + [SiO_2] + C_{орг.пр.},$$

где $[Me^{m+}]$ – концентрация каждого катиона (за исключением Fe), мг/л; $[A_c^{p-}]$ – концентрация каждого из анионита (за исключением HCO_3^- и SiO_3^{2-}), мг/л; $[SiO_2]$ – концентрация кремнекислоты в форме, мг/л; $[HCO_3^-]$ – концентрация бикарбонат ионов, мг/л; $[Fe]$ – суммарная концентрация ионов железа, мг/л; $C_{орг.пр.}$ – содержание органических примесей, мг/л.

ПСО определяется из выражения

$$PCO = \sum [Me^{m+}] + \sum [A_c^{p-}] + 0,13 \cdot [HCO_3^-] + 1,4 \cdot [Fe] + [SiO_2].$$

Величины СО и ПСО, характеризующие общее солесодержание Р, нормируются для воды оборотных систем водоснабжения (не более 2000 мг/л), питательной и питьевой воды парогенераторов, воды, используемой для изготовления ионообменных материалов, и т.д.

Жесткость воды – совокупность свойств воды, обусловленная наличием в ней преимущественно катионов Ca^{2+} (кальциевая жесткость воды) и Mg^{2+} (магниева жесткость воды), одним из возможных источников которых может являться горная порода (известняки, доломиты), которая растворяется в результате контакта с природной водой. Сумма концентраций Ca^{2+} и Mg^{2+} называется общей жесткостью воды.

$$Ж_{общ} = \frac{[Ca^{2+}]}{20,04} + \frac{[Mg^{2+}]}{12,16}.$$

Общая жесткость включает карбонатную жесткость, обусловленную содержанием в воде гидрокарбонатов кальция и магния, и некарбонатную, обусловленную содержанием в воде сульфатов и хлоридов кальция и магния. Карбонатную жесткость можно снизить кипячением, поэтому такую жесткость называют временной. Некарбонатная жесткость не уменьшается при кипячении, поэтому ее называют постоянной.

Наличие в воде катионов Ca^{2+} и Mg^{2+} придает ей жесткость и создает условия для отложения их солей на внутренней поверхности трубопроводов и аппаратов. Особенно строго регламентируется содержание солей жесткости в питательной воде парогенераторов с давлением от 2,4 до 4,0 МПа, жесткость воды не должна превышать 0,003-0,005 мг-экв/л, для прямоточных парогенераторов – соответственно не более 0,0005 мг-экв/л.

Щелочность

Под общей щелочностью подразумевается сумма содержащихся в воде гидроксильных ионов (OH^-) и анионов слабых кислот (карбонатов, гидрокарбонатов, силикатов, боратов, сульфитов, гидросульфитов, сульфидов, гидросульфидов, анионов гуминовых кислот, фосфатов), которые в свою очередь, гидролизуясь, образуют гидроксильные ионы. Поскольку в большинстве природных вод преобладают карбонаты, то обычно различают лишь гидрокарбонатную и карбонатную щелочность.

В редких случаях, при $pH > 8,5$ возникает гидратная щелочность. Щелочность определяется количеством сильной кислоты, необходимой для нейтрализации 1 $дм^3$ воды. Щелочность большинства природных вод определяется только гидрокарбонатами кальция и магния, pH этих вод не превышает 8,3.

Определение щелочности полезно при дозировании химических веществ, необходимых при обработке вод для водоснабжения. Вместе со значениями pH щелочность воды служит для расчета содержания карбонатов и баланса угольной кислоты в воде.

Водородный показатель pH

Он показывает концентрацию свободных ионов водорода в воде. Величина pH определяется количественным соотношением в воде ионов H^+ и OH^- , образующихся при диссоциации воды. Если в воде пониженное содержание свободных ионов водорода ($pH > 7$) по сравнению с ионами OH^- , то вода будет иметь щелочную реакцию, а при повышенном содержании ионов H^+ ($pH < 7$)- кислотную. В идеально чистой дистиллированной воде эти ионы будут уравнивать друг друга. В таких случаях вода нейтральна и $pH = 7$. При растворении в воде различных химических веществ этот баланс может быть нарушен, что приводит к изменению уровня pH .

2. ТРЕБОВАНИЯ К КАЧЕСТВУ ТЕХНИЧЕСКОЙ ВОДЫ

Вода, используемая в прямоточных и оборотных системах водоснабжения, должна удовлетворять требованиям к ее качеству, которые зависят, в свою очередь, от технологии основных и вспомогательных производств и конструктивных особенностей аппаратов, установок и сооружений, в которых она присутствует и потребляется.

Так, в оборотной и добавочной воде систем охлаждения основными ионами, которые могут приводить к отложениям солей, являются: анионы – бикарбонаты, карбонаты, гидроокиси, фосфаты, сульфаты; катионы – кальций, магний, алюминий, железо, цинк. Требования к качеству такой воды приведены в таблице 2.1 [4].

Таблица 2.1.

Требования к качеству оборотной воды систем охлаждения

Показатели качества воды	Оборотная вода	Добавочная вода систем охлаждения
Температура охлаждающей воды, °С	25-30	До 25
Запах, баллы	До 3	До 3
Цветность, град	Не нормируется	-
Жесткость, ммоль/л:		
Общая	До 7	1-2
Карбонатная	До 3	0,5-0,8
Щелочность, ммоль/л	2-4	0,5-1,0
Общее солесодержание, мг/л	800-1200	150-250
Окисляемость перманганатная, мг О ₂ /л	До 10	1-5
БПК, мг О ₂ /л	5-10	1-5
ХПК, мг О ₂ /л	До 70	15-30
Содержание, мг/л:		
Взвешенных веществ	10-20	2-4 (желательно отсутствие)
Масел и смолообразующих веществ	отсутствие	отсутствие
Хлоридов	150-300	30-70
Сульфатов	350-500	70-120
Фосфора (в пересчете на Р ₂ О ₅)	До 5	До 1
Азота (общего)	До 150	До 30-35
ПАВ	отсутствие	отсутствие
Ионов тяжелых металлов	отсутствие	отсутствие
Остаточного активного хлора	1	1
рН	6,5-8,5	6,5-8,5

Высокие требования предъявляются к питательной энергетической воде. Они тем жестче, чем выше давление в парогенераторе (табл. 2.2).

К технологической воде, непосредственно контактирующей с сырьем, продукцией, отходящими газами и другими материальными потоками производства, каждое производство предъявляет свои специфические требования. К числу производств, в которых высокое качество технологической воды может быть обеспечено путем предварительной подготовки (частичное или полное обессоливание, умягчение, обезжелезивание и т.д.), относятся химическая промышленность, в том числе производства технических фосфатов, аммиачной воды, пигментов, хлорорганических продуктов, лаков и красок, синтетических жирных кислот, органических красителей, химических волокон и пластмасс, а также химико-фотографическая, целлюлозно-бумажная, легкая, машиностроительная, электронная и электротехническая промышленности.

Таблица 2.2

Нормативные требования к качеству энергетической воды

Показатели качества воды	Для испарителей	Для питания барабанных котлов с давлением пара, МПа			Для питания прямоточных парогенераторов с параметрами пара	
		≤ 4	4-10	> 10	докритическими	сверхкритическими
Содержание эфирорастворимых веществ, мг/л	1	1	0,3	0,3	0,3	0,3
Запах, баллы	0	0	0	0	0	0
pH	6,5-9,5	9,1	9,1	9,1	9,5*/9,5	9,5*/9,5
Жесткость общая, моль/л	30	10	5	3	0,5	0,2
Содержание, мкг/л						
SiO ₂	-	-	80	40**/120	15	15
SO ₄ ²⁻	-	2000	-	2000	2000	-
NH ₃	0	1000	1000	1000	800*/3000	800*/3000
N ₂ H ₄ (своб.)	0	60	60	60	60	60
NO ₂ ⁻	0	20	20	20	0	0
Fe (общ.)	0	100-200	50-100	20-30	20	10
Cu ²⁺	0	10-20	10-20	5	5	5
Na ⁺	-	-	-	-	-	-
O ₂	30	30	20	20	10	10

* В числителе – при наличии в пароводяной смеси медьсодержащих сплавов, в знаменателе – при их отсутствии;

* В числителе – для КЭС (конденсационных тепловых электростанций) и отопительных ТЭЦ, в знаменателе – для ТЭЦ с производственным отбором пара.

3. МЕТОДЫ ОБЕССОЛИВАНИЯ ВОДЫ

Обессоливание воды означает уменьшение содержания в ней растворенных солей. Этот процесс называют также деионизацией, или деминерализацией. Для морских и засоленных (солончатых) вод такой процесс называют опреснением [8].

Для многих процессов в теплоэнергетике, химии, электронике требуется вода, содержащая минимальные количества солей, вплоть до сверхчистой, которая практически их не содержит.

Способы обессоливания: термический; ионообменный; мембранные; обратный осмос; электродиализ; комбинированные.

Для опреснения засоленных вод используется термический метод, обратный осмос и электродиализ. Потребление при ионном обмене реагентов и объем отходов пропорциональны солесодержанию очищаемой воды, и поэтому его применение считается экономически оправданным при содержании солей до 2 г/л.

Термический метод позволяет обессолить воду с любым солесодержанием.

Во всем мире для опреснения морской воды наибольшее распространение получили установки обратного осмоса. Они обеспечивают получение воды с заданным высоким качеством. Лидирующее положение этого метода укрепляется по мере продолжающегося прогресса в технике изготовления мембран и дополнительного оборудования.

Для получения глубокообессоленной (деионизированной) воды используется как чисто ионообменная технология, так и ее комбинация с различными методами очистки, включающая обратный осмос. Термический метод, который ранее был обязателен для получения апирогенной воды для медицинских целей, и здесь уступил место обратному осмосу с УФ-облучением.

3.1 Термические методы обработки воды

Старейшим методом получения обессоленной воды (дистиллята) является термический метод – перегонка, дистилляция, выпарка.

Основой процесса является перевод воды в паровую фазу с последующей ее конденсацией. Для испарения воды требуется подвести, а при конденсации пара – отвести тепло фазового перехода. При образовании пара в него наряду с молекулами воды переходят и молекулы растворенных веществ в соответствии с их летучестью.

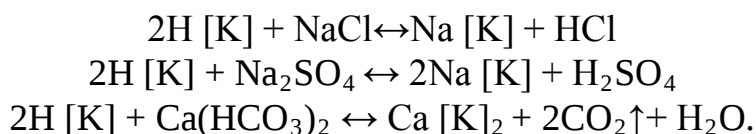
Важнейшим преимуществом данного метода являются минимальные количества используемых реагентов и объем отходов, которые могут быть получены в виде твердых солей.

По характеру использования дистилляционные установки подразделяются на одноступенчатые, многоступенчатые и термокомпрессионные.

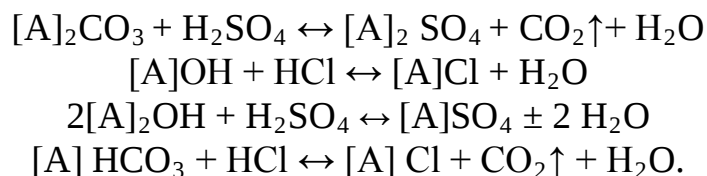
Наибольший интерес представляет использование выпарных установок в сочетании с ионообменными и реагентными схемами. В этих условиях возможно оптимизировать расход реагентов, тепла и решить как экономические, так и экологические проблемы.

3.2 Обессоливание воды ионным обменом

Ионообменный метод опреснения и обессоливания основан на последовательном фильтровании воды через Н-катионитовые, а затем OH^- -, CO_3^{2-} - или HCO_3^- -анионитовый фильтр. В Н-катионитовом фильтре содержащиеся в воде катионы, главным образом Ca^{2+} , Mg^{2+} и Na^{2+} , обмениваются на H^+ -катионы:



При пропускании воды после Н-катионитовых фильтров через OH^- -анионитовые фильтры анионы образовавшихся кислот обмениваются на ионы OH^- :



Образующийся в процессе разложения гидрокарбонатов CO_2 (при прохождении воды через Н-катионитовый фильтр) удаляется в дегазаторе или разбрызгивании воды в градирне. В качестве анионитов применяют ионообменные смолы. Аниониты характеризуются теми же показателями, что и катиониты.

При проектировании технологии химического обессоливания учитывают, что наличие в Н-катионированной воде свободной углекислоты, более сильной, чем кремниевая, уменьшает кремнеемкость анионита и вызывает более ранний пропуск ионов HSiO_3^- в фильтрат. Поэтому перед поступлением Н-катионированной воды на слой сильноосновного анионита из нее необходимо возможно более полно удалить CO_2 , для чего в схему включается декарбонизатор. Еще сильнее снижает кремнеемкость анионита наличие в Н-катионированной воде ионов Na^+ , так как помимо истощения анионита анионами, уравнивающими эти катионы, увеличивается концентрация в фильтрате противоионов (OH^-), что резко ухудшает глубину обескремнивания воды. С учетом приведенных фактов схемы обессоливания создаются, как правило, в виде двухступенчатых, содержащих основное оборудование, приведенное на рисунке 3.1 [13].

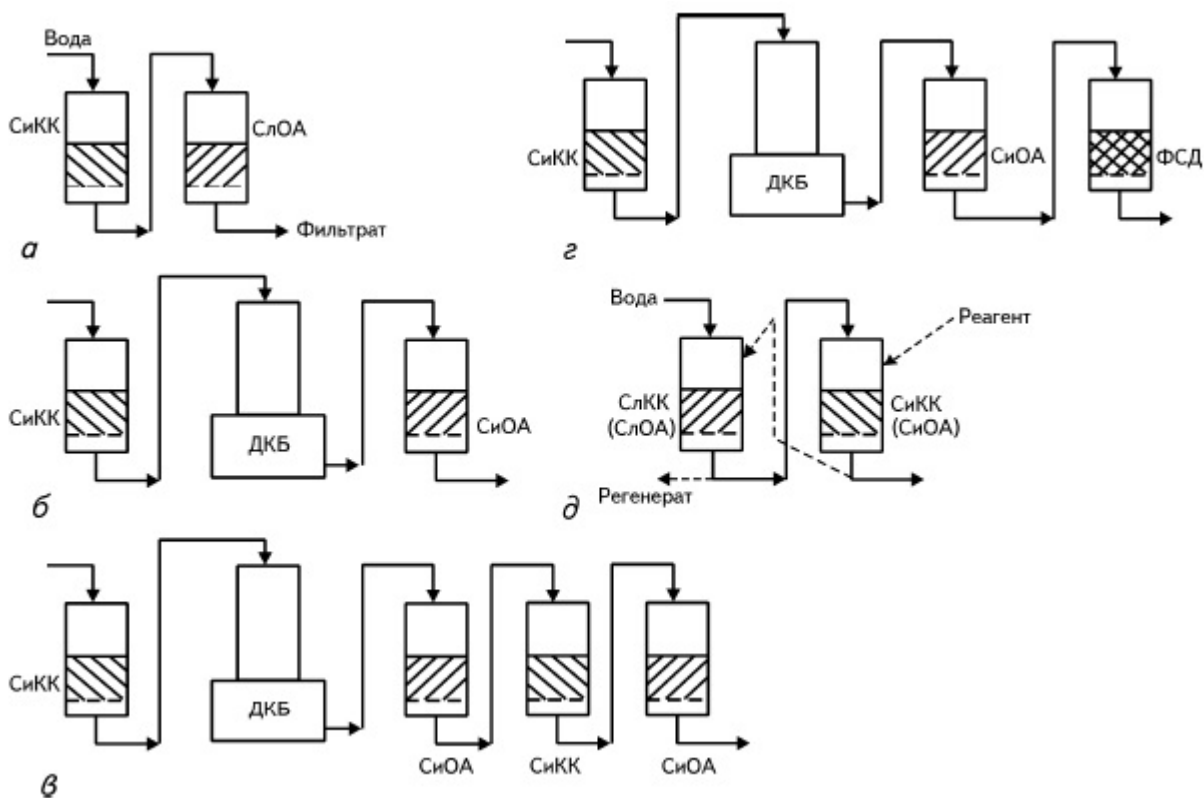


Рис. 3.1. Основные технологические схемы ионитного обессоливания воды:
 а – обессоливание на сильнокислотном катионите СиКК и слабоосновном анионите СлОА;
 б – на СиКК и сильноосновном анионите СиОА с декарбонизатором ДКБ;
 в – глубокое двухступенчатое обессоливание; г – обессоливание с фильтром смешанного действия – ФСД (СиКК+СиОА); д – последовательное включение слабо- и сильнодиссоциированных ионитов

Установки двухступенчатого химического обессоливания надежны в работе. Они обеспечивают высокое качество обработанной воды, отвечающее эксплуатационным нормам питательной воды барабанных котлов сверхвысокого давления.

Для очистки добавочной воды для прямоточных котлов и ядерных реакторов применяются трехступенчатые схемы химического обессоливания, в которых в качестве третьей ступени используются фильтры смешанного действия (ФСД). Загрузка ФСД состоит из смеси (от 2, 1 до 1, 2) сильнокислотного катионита в Н-форме и сильноосновного анионита в ОН-форме. Переходящие в раствор в процессах ионного обмена на чередующихся зернах катионита и анионита ионы H^+ и OH^- образуют воду, выводя из зоны ионного обмена противоионы, способствуя этим углублению степени обессоливания воды до остаточной удельной электропроводимости менее 0,2 мкСм/см. Недостаток этой технологии заключается в необходимости тщательно перемешивать и разделять (при регенерации) составные части смешанной загрузки.

3.3. Обратный осмос и нанофильтрация

Извлечение растворенных веществ из воды может производиться мембранными методами [3].

Уровень обессоливания определяется селективностью мембран.

Методом нанофильтрации можно достигнуть частичного обессоливания, удалив соли жесткости вместе с двухзарядными анионами и частично – однозарядные катионы натрия и калия и анионы хлора.

Более глубокое обессоливание обеспечивает низконапорный обратный осмос. Максимальная эффективность по всем компонентам обеспечивается обратноосмотическими мембранами, работающими при высоком давлении. Суммарная степень обессоливания зависит от катионного и анионного состава воды и ориентировочно составляет: для нанофильтрации 50-70%, для низконапорного обратного осмоса 80-95%, для высоконапорного 98-99% [2].

Для обеспечения нормальной эксплуатации обратноосмотических и нанофильтрационных установок необходимо, чтобы вода, подаваемая на мембраны, соответствовала определенным нормам, а именно содержать:

- менее 0,56 мг/л взвешенных веществ;
- менее 2-3 мгО₂/л коллоидных загрязнений;
- свободного хлора менее 0,1 мг/л для композитных полиакриламидных мембран и менее 0,6-1,0 мг/л для ацетатцеллюлозных;
- малорастворимые соли (железа, кальция, магния, стронция) в концентрациях, не вызывающих их отложение на мембранах;
- микробиологические загрязнения должны отсутствовать;
- температура подаваемой воды не должна превышать 35-45°C;
- pH исходной воды должен находиться в пределах 3,5-7,2 для ацетатцеллюлозных мембран и 2,5-11,0 для полиакриламидных.

Для обеспечения указанных требований необходимо обеспечить предочистку воды перед ее подачей на мембранную установку. Она включает в себя узлы: механической фильтрации-обезжелезивания, дехлорирования, умягчения и дозирования ингибитора, обеззараживания ультрафиолетом.

Важным аспектом при расчете мембранных установок является учет температуры питающей воды.

4. ВЫБОР СХЕМЫ ОБЕССОЛИВАНИЯ

При опреснении воды солесодержание должно быть снижено до величины, делающей воду пригодной для питьевых целей ($P \leq 1000$ мг/л). Обессоливание должно обеспечивать более полное удаление растворенных солей до величин, установленных технологическими требованиями.

Данные о рекомендуемых областях применения различных методов опреснения и их эффективности приведены в таблице 4.1

Целесообразные пределы применения основных методов опреснения воды

Способ опреснения	Солесодержание воды, мг/л		Технологическая схема (аппаратура)
	исходной	опресненной	
Дистилляция	Более 10000	0,5-50	Многоступенчатые установки адиабатного испарения
Электродиализ	1500-15000 ($J_{\text{общ}} \leq 40$ мг-экв/л $\text{Ц} \leq 20$ Град $\text{Fe}_{\text{общ}} \leq 0,5$ мг/л)	≤ 500	Электродиализная установка, фильтры с активированным углем
Ионный обмен	До 2000-3000 ($M \leq 8$ мг/л $\text{Ц} \leq 30$ Град. Перманганатная окисляемость $\text{O}_2 \leq 7$ мг/л)	0,1-20	Н-катионитовые фильтры, дегазатор, анионитовые фильтры, барьерные Na-катионитовые фильтры
Обратный осмос	До 4000	10-1000	Фильтропрессы аппараты
Замораживание	Более 5000	300-1000	

Для обессоливания воды применяют ионообменный метод, многоступенчатая дистилляция и электродиализ в многокамерных аппаратах с ионитовым наполнителем.

Выбор метода обессоливания должен основываться на экономическом сравнении ионитового и испарительного обессоливания. Ионитовое обессоливание обычно предпочтительнее других методов при общем солесодержании менее 800-1000 мг/л.

Частичное обессоливание на одноступенчатых ионообменных установках, состоящих из катионитовых фильтров, загруженных средне- или сильнокислотным катионитом, и анионитовых фильтров, загруженных слабоосновным анионитом, позволяет снизить общее солесодержание до 2-10 мг/л. При этом на катионитовых фильтрах задерживается большая часть катионов, а на анионитовых фильтрах со слабоосновным анионитом – анионы сильных кислот.

II ступень катионитовых и анионитовых фильтров предназначена для дообессоливания вод, причем анионитовые фильтры II ступени загружаются сильноосновным анионитом, который при отсутствии углекислоты, удаленной в дегазаторе, и анионов сильных кислот способен задерживать анионы кремниевой кислоты. Еще более глубокое обессоливание ($P \leq 0,02-0,05$ мл/л) достигается на трехступенчатых ионообменных установках.

Применение ионообменных фильтров смешанного действия в качестве II ступени при двухступенчатой схеме и III ступени при трёхступенчатой схеме позволяет получить более обессоленную воду, однако связано со значительным перерасходом реагентов.

Таблица 4.2

Условия применения технологических схем обессоливания ионным обменом [4]

Схема ионного обессоливания воды	Исходная вода					Обработанная вода	
	Общее содержание, мг/л	$SO_4^{2-} + Cl^-$, мг-экв/л	Взвешенные вещества, мг/л	Цветность, град	Перманганатная окисляемость, мгO ₂ /л	Общее содержание, мг/л	Кремнекислота, мг/л
Одноступенчатая: Н- катионитовый фильтр, анионитовый фильтр со слабоосновным анионитом, дегазатор	1500-2000	Не более 5	Не более 8	Не более 30	Не более 7	Не более 20	Не снижается
Двухступенчатая: Н-катионитовый фильтр Ист., анионитовый фильтр со слабоосновным анионитом Ист., Н-катионитовый фильтр Ист., анионитовый фильтр с сильноосновным анионитом Ист.	1500-2000	Не более 5	Не более 8	Не более 30	Не более 7	Не более 0,5	Не более 0,1
Трехступенчатая: дополнительно к двухступенчатой схеме фильтр со смешанной загрузкой из высококислотного катионита и высокоосновного анионита (ФСД)	1500-2000	Не более 5	Не более 8	Не более 30	Не более 7	Не более 0,1	Не более 0,02

Основные технологические схемы ионообменного обессоливания воды:

- a) $H_I - Д - Б - A_I$;
- b) $H_I - H_{II} - Д - Б - н - A_I$;
- c) $H_I - H_{II} - Д - Б - н - A_{II}$;
- d) $H_I - Д - Б - н - A_I - A_{II}$;
- e) $H_I - A_I - H_{II} - Д - Б - н - A_{II}$;
- f) $H_I - A_I - H_{II} - Д - Б - н - A_{II} - H_{III} - A_{III}$;
- g) $H_I - Д - Б - н - A_I - ФСД$;
- h) $H_I - A_I - H_{II} - Д - Б - н - A_{II} - ФСД$.

где H_I, H_{II}, H_{III} – водород-катионитовые фильтры I, II, III ступени; Д – декарбонизатор; Б – промежуточный бак; н – насос; A_I, A_{II}, A_{III} – анионитовые фильтры I ступени (со слабоосновным анионитом), II и III ступеней (с сильноосновным анионитом); ФСД – фильтр смешанного действия.

В таблице 4.2 приведена эффективность рассмотренных технологических схем обессоливания воды.

5. ПРИМЕР РАСЧЕТА УСТАНОВКИ ДЛЯ ОБЕССОЛИВАНИЯ ВОДЫ

5.1. Выбор схемы водоподготовки

Расчёт обессоливающих установок заключается в определении и расчёте объёма ионита, площади фильтров, необходимой высоты загрузки в фильтрах, числа фильтров, расхода воды на собственные нужды, расхода кислоты и щёлочи для регенерации ионитов, вспомогательного оборудования (баки для кислот и щелочей, мерники, дозирующие устройства, насосы), потерь напора в фильтрующей загрузке и трубопроводах. Производится расчёт складского хозяйства, необходимого для хранения катионитов, анионитов, кислот, щелочей и другого необходимого имущества, оборудования и материалов [6].

Расчёт начинается с оборудования, расположенного в "хвосте" установки, что даёт возможность учесть дополнительную нагрузку на предыдущую ступень, связанную с расходами воды на собственные нужды рассчитываемой ступени.

Проанализировав исходные данные и требования к качеству обрабатываемой воды, принимаем двухступенчатую схему обессоливания воды:

$$M - H_I - A_I - H_{II} - Д - Б - н - A_{II}.$$

Предусматриваем установку сооружений в следующем порядке:

M – механические фильтры;

H_I – водород-катионитовые фильтры первой ступени;

A_I – анионитовые фильтры первой ступени;

H_{II} – водород-катионитовые фильтры второй ступени;

Д – декарбонизатор;

Б – промежуточный бак;

Н – насос;

А_{II} -анионитовый фильтр второй ступени;

Солесодержание воды, обработанной по данной схеме, должно быть не более 0,5 мг/л, а содержание кремнекислоты не более 0,1 мг/л, что отвечает заданным требованиям к качеству обрабатываемой воды.

5.2. Определение дозы коагулянта и изменение солевого состава после коагуляции.

Дозу коагулянта D_k , мг/л в расчете на $Al_2(SO_4)_3$, $FeCl_3$, $Fe_2(SO_4)_3$ (по безводному веществу) принимаем при обработке мутных вод – по таблице 5.1.

Таблица 5.1

Мутность воды, мг/л	Доза безводного коагулянта для обработки мутных вод, мг/л
До 100	25 – 35
100 – 200	30 – 40
200 – 400	35 – 45
400 – 600	45 – 50
600 – 800	50 – 60
800 – 1000	60 – 70
1000 – 1500	70 – 80

По таблице подбираем соответствующую дозу коагулянта D_k , мг/л,

При обработке цветных вод – по формуле:

$$D_k = 4 \cdot \sqrt{C}, \text{ мг/л}, \quad (5.1)$$

где C – цветность обрабатываемой воды, градплатино-кобальтовой шкалы.

Принимаем к расчету большую дозу. Определяем дозу щелочи, необходимой для процесса хлопьеобразования по формуле:

$$D_{\kappa} = e_{\kappa} \left(\frac{D_k}{E_k} - \text{Щ}_o \right) + 1, \text{ мг/л}, \quad (5.2)$$

где $\kappa_{\text{щ}}$ – эквивалентный вес щелочи, для извести 28;

e_k – эквивалентный вес коагулянта, для сернокислого алюминия 57,00;

Щ_o – щелочность исходной воды при $\text{pH} < 8,5$.

$$\text{Щ}_o = \frac{[HCO_3]}{61,02}, \text{ ммоль/л}.$$

Знак минус говорит о том, что подщелачивание не требуется.

Общее солесодержание определяем:

$$P_0 = \sum K_0 + \sum A_0, \quad (5.3)$$

где $\sum K_0$ – сумма катионов, $\sum A_0$ – сумма анионов.

Содержание свободной углекислоты в исходной воде $[CO_2]_0$ до коагуляции определяется по номограмме (рисунок 5.1).

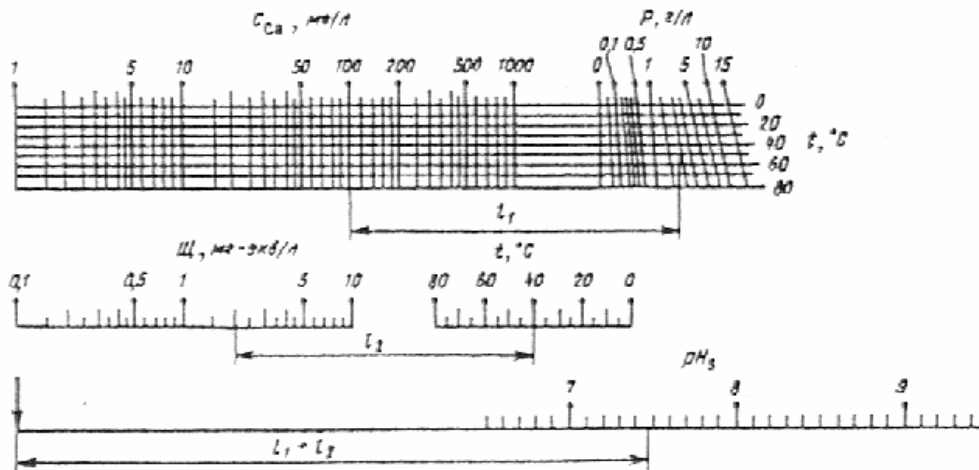


Рис. 5.1. Номограмма для определения pH насыщения воды карбонатом кальция (pHs)
(Пример. Дано: $C_{Ca} = 100$ мг/л; $Щ = 2$ мг-экв/л; $P = 3$ г/л; $t = 40$ °C.
Ответ: pHs = 7,47)

$$[CO_2]_0 = 50 \text{ мг/л при pH} = 6,2$$

$$[CO_2]_0 = 30 \text{ мг/л при pH} = 6,9$$

При коагуляции изменяется щелочность воды. Щелочность воды после коагуляции определяется по формуле 5.4:

$$Щ_k = Щ_0 - \frac{D_k}{e_k}, \text{ ммоль / л.} \quad (5.4)$$

Изменение содержания свободной углекислоты после коагуляции определяется по формуле 5.5:

$$(CO_2)_{cv} = (CO_2)_0 + 44 \cdot \frac{D_k}{e_k}, \text{ мг / л,} \quad (5.5)$$

где $(CO_2)_0$ — концентрация двуокиси углерода в исходной воде до коагулирования, мг/л.

При известном значении $(CO_2)_{cv}$ по номограмме (рисунок 5.2) определяется величина pH воды после обработки коагулянтном

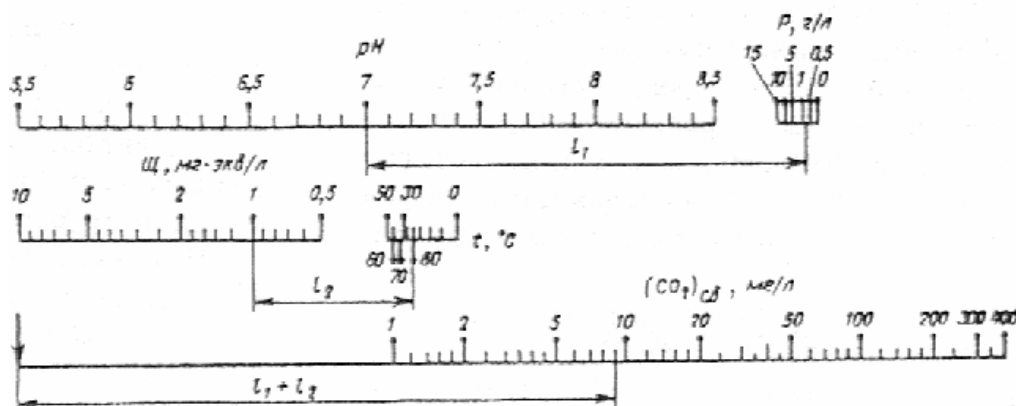


Рис. 5.2. Номограмма для определения концентрации свободной двуокиси углерода в природной воде (или pH)
(Пример. Дано: pH = 7, $P = 1$ г/л; $Щ = 1$ мг-экв/л; $t = 80$ °C.

Ответ: $(CO_2)_{св} = 9,1$ мг/л)

$$pH = 5,5...6,5$$

Определяем изменение солесодержания после коагулирования

$$[HCO_3^-]_к = Щ_к \cdot 61,02, мг / л, \quad (5.6)$$

где $Щ_к$ – щелочность воды после коагуляции, мг-экв/л.

$$[SO_4^{2-}]_к = [SO_4^{2-}]_0 + 48,03 \cdot \frac{Д_к}{e_к}, мг / л, \quad (5.7)$$

где $[SO_4^{2-}]_0$ – содержание в исходной воде, мг/л.

Общее солесодержание после коагуляции определяем по формуле:

$$P_к = P_0 + [HCO_3^-]_к - [HCO_3^-]_0 + [SO_4^{2-}]_к - [SO_4^{2-}]_0, мг / л. \quad (5.8)$$

Определяем содержание взвешенных веществ после коагуляции по формуле:

$$M_к = M_0 + K_к \cdot Д_к + 0,25 \cdot Ц + B_л, мг / л, \quad (5.9)$$

где M_0 – исходное содержание взвешенных веществ, мг/л;

$K_к$ – коэффициент для очищенного коагулянта, принимаем 0,5.

5.3. Расчет анионитовых фильтров второй ступени.

Количество кремниевой кислоты, подлежащей удалению, определяем:

$$\frac{[SiO_3^{2-}]_0}{38,04}, ммоль / л.$$

Определяем полную ионообменную способность анионита. Подбираем анионит (Приложение 3).

Тогда рабочая обменная способность определится по формуле:

$$E_{раб}^{АП} = a_э^{АП} \cdot E_{полн}^{АП} - 0,8 \cdot q_{отм}^{АП} \cdot [SiO_3^{2-}] ммоль / м^3, \quad (5.10)$$

где $a_э^{АП}$ – коэффициент эффективности регенерации анионита для II ступени, принимаем 1;

$E_{полн}^{АП}$ – солевая ионообменная способность анионита, ммоль / м³;

$q_{отм}^{АП}$ – удельный расход на отмывку 1 м³ анионита, принимаем 10 м³ на 1 м³ анионита;

$[SiO_3^{2-}]$ – содержание кремниевой кислоты после 1 ступени.

Регенерируются 1 и 2 ступени одновременно.

Принимаем число регенераций $n=2$.

Определяем расчетную скорость фильтрования по формуле:

$$V_{\text{раб}}^{AII} = \frac{E_{\text{раб}}^{AII} \cdot H^{AII}}{T^{AII} \cdot [SiO_3^{2-}]_I + 0,04 \cdot E_{\text{раб}}^{AII} \cdot d_{AII}^2 \cdot \ln \left[\frac{[SiO_3^{2-}]_I}{[SiO_3^{2-}]_{II}} \right]}, \text{ м/час}, \quad (5.11)$$

где H^{AII} – высота слоя анионита, принимаем 1,5 м;
 d_{AII} – средний диаметр зерен анионита, принимаем 1 мм;
 T^{AII} – продолжительность между регенерациями, ч.

$$T^{AII} = T^{AI} = \frac{24}{n} - t_p, \quad (5.12)$$

t_p – общая продолжительность регенерации, ч;

$$t_p = t_{\text{взр}} + t_{\text{рег}} + t_{\text{отм}}, \text{ ч}, \quad (5.13)$$

$t_{\text{взр}}$ – время на взрыхление, принимаем 0,25 ч;

$t_{\text{рег}}$ – время регенерации, принимаем 1,5 ч;

$t_{\text{отм}}$ – время на отмывку, принимаем 3 ч.

Определим площадь фильтрования согласно формуле 5.14

$$F_1 = \frac{24 \cdot Q^{AII}}{n_p \cdot T \cdot V_{\text{раб}}^{AII}}, \text{ м}^2, \quad (5.14)$$

где Q^{AII} – производительность анионитовых фильтров первой ступени, включая расход воды на собственные нужды последующих ступеней установки, м³/сут;

n_p – число регенераций анионитовых фильтров первой ступени в сутки;

$V_{\text{раб}}^{AII}$ – расчетная скорость фильтрования, м/ч;

T_1 – продолжительность работы каждого фильтра между регенерациями, ч.

Так как на собственные нужды катионитовых и анионитовых фильтров второй ступени расходуется частично обессоленная после анионитовых фильтров I ступени вода, то количество воды, поступающее на катионитовые фильтры II ступени Q^{kII} и на анионитовые фильтры II ступени Q^{AII} , равно $Q_{\text{эф}}$, т. е. $Q^{kII} - Q^{AII} = Q_{\text{эф}}$.

Принимаем к установке фильтр (Приложение 4).

Принимаем 3 фильтра рабочих и 1 – резервный.

Фактическую скорость определяем по формуле:

$$V_{\phi} = \frac{Q_{\text{час}}}{F_{\text{общ}}^{AII}}, \text{ м/ч}. \quad (5.15)$$

Форсированная скорость будет равна

$$V_{\phi} = \frac{Q_{\text{час}}}{F_{\phi}}, \text{ м/ч}. \quad (5.16)$$

Для подачи воды на анионитовые установки устанавливают центробежные насосы производительностью _____ м³/ч.

Потери напора в фильтре принимаем _____ м. Запас напора принимаем _____ м и необходимый напор на выходе _____ м.

Принимаем к установке насос марки (Приложение 5).

5.4. Расчет катионитовых фильтров второй ступени.

Расчетная скорость фильтрования II ступени принимается до 50 м/ч, тогда площадь фильтрования катионитовых фильтров II ступени определится по формуле:

$$F^{KII} = \frac{Q_{эф}^{KII}}{V^{KII}}, \text{ м}^2, \quad (5.17)$$

где $Q_{эф}^{k11}$ – часовой расход воды, подаваемый на катионитовые фильтры II ступени, м³/ч.

Принимаем рабочий и резервный фильтр диаметром _____ мм. Площадь одного фильтра f , м² (Приложение 4). Высота слоя загрузки h , м; площадь рабочих катионитовых фильтров II ступени F^{k11} , м².

Определим количество регенераций Н-катионитовых фильтров всутки по формуле:

$$n^{KII} = \frac{24 \cdot Q_{эф}^{KII} \cdot ([Na^+]_I + [Ca^{2+}]_I + [Mg^{2+}]_I)}{E_{раб}^{KII} \cdot W_k^{KII}}, \quad (5.18)$$

где $[Na^+]_I$ – количество натрия, подлежащего задержанию после Н-катионитовых фильтров I ступени. Для расчета принимаем $[Na^+] = 0,1$ ммоль/л; $[Ca^{2+}] + [Mg^{2+}] = 0,02$ ммоль/л;

W_k^{k11} – объем загрузки в рабочих катионитовых фильтрах II ступени.

$$W_k^{KII} = F^{KII} \cdot h = 1,5 \cdot 3,56 = 5,34 \text{ м}^3;$$

$E_{раб}^{k11}$ – рабочая обменная способность катионитов, определяем по формуле:

$$E_{раб}^{KII} = a_{э}^{KII} \cdot E_{полн}^{KII} - 0,5 \cdot q_{отм}^{KII} \cdot ([Na^+]_I + [Ca^{2+}]_I + [Mg^{2+}]_I), \text{ гмоль} / \text{ м}^3, \quad (5.19)$$

$a_{э}^{k11}$ – коэффициент эффективности регенерации, принимаем 0,85;

$E_{полн}^{k11}$ – полная обменная способность для катионита, принимаем 400-500 гмоль/м³;

$q_{отм}^{k11}$ – удельный расход отмывочной воды (частично обессоленной после анионитовых фильтров I ступени), 10 м³ на 1 м³ катионита.

Продолжительность простоя фильтров во время регенерации составляет 2,5...3 ч.

Определяем время работы фильтра между регенерациями по формуле:

$$T^{KII} = \frac{24}{n^{KII}} - t^{KII}, \text{ час}, \quad (5.20)$$

где t^{k11} – время регенерации, ч.

Скорость фильтрования при нормальном режиме:

$$T^{KII} = \frac{Q_{\text{фас}}}{F^{KII}}, \text{ м/час}.$$

Рекомендуемый предел $V_{\text{ф}}^{k11} = 60$ м/ч.

5.5. Определение расходов реагентов и воды на собственные нужды катионитовых и анионитовых фильтров II ступени.

Определяем расход едкого натра, необходимого для регенерации анионитовых фильтров II ступени:

$$Q_{\text{NaOH}}^{AII} = \frac{24 \cdot Q_{\text{эф}}^{AII} \cdot q_{\text{NaOH}}^{AII} \cdot [\text{SiO}_3^{2-}]_{\text{I}}}{1000}, \text{ кг/сут}, \quad (5.21)$$

где q_{NaOH}^{A11} – удельный расход NaOH, принимаем 500 г/моль поглощенного SiO_3^{2-} .

Расход частично обессоленной воды после анионитовых фильтров I ступени для приготовления 4%-гораствора NaOH определяем по формуле:

$$S_{\text{р-р}}^{AII} = \frac{Q_{\text{NaOH}}^{KII} \cdot 96}{4 \cdot 1000}, \text{ м}^3/\text{сут}. \quad (5.22)$$

Расход воды на взрыхление анионитовых фильтров II ступени:

$$S_{\text{вз}}^{AII} = 0,06 \cdot n^{AII} \cdot F^{AII} \cdot q_{\text{вз}}^{AII} \cdot t_{\text{вз}}^{AII}, \text{ м}^3/\text{сут}, \quad (5.23)$$

где $q_{\text{вз}}^{A11}$ – интенсивность подачи воды для взрыхления, 4 л/с·м²;

$t_{\text{вз}}^{A11}$ – продолжительность взрыхления, принимаем 15 мин.;

F^{A11} – общая площадь рабочих фильтров.

Для взрыхления анионитовых фильтров II ступени используется вторая половина отмывочной воды этих же фильтров. Емкость бака для взрыхления анионитовых фильтров II ступени принимается из расчета хранения запаса воды на 2 взрыхления:

$$W_{\text{вз}}^{AII} = 0,06 \cdot n^{AII} \cdot f^{AII} \cdot q_{\text{вз}}^{AII} \cdot t_{\text{вз}}^{AII}, \text{ м}^3. \quad (5.24)$$

Секундный расход для взрыхления одного фильтра:

$$Q_{\text{вз}}^{AII} = q_{\text{вз}}^{AII} \cdot t_{\text{ва}}^{AII}, \text{ л/с}. \quad (5.25)$$

К установке для взрыхления принимаем насос (Приложение 5).

Бак для взрыхления принимаем с размерами: высота – 4,0 м; длина – 5 м; ширина – 3 м.

Для отмывки анионитовых фильтров II ступени используется частично обессоленная вода, и расход воды составит:

$$S_{\text{отм}}^{AII} = n^{AII} \cdot W^{AII} \cdot q_{\text{отм}}^{AII}, \text{ м}^3/\text{сут}. \quad (5.26)$$

Определяем количество серной кислоты для регенерации катионитовых фильтров II ступени по формуле:

$$G_{H_2SO_4}^{KII} = \frac{24 \cdot Q_{эф}^{KII} \cdot q_{уд}^{KII} \cdot \{[Na^+]_I + [Ca^{2+}]_I + [Mg^{2+}]_I\}}{1000}, \text{ кг / сут}, \quad (5.27)$$

где $q_{уд}^{K11}$ – удельный расход H_2SO_4 , 100 г/моль поглощенных катионов.

Регенерация производится 1% раствором кислоты. Определим количество воды для приготовления раствора H_2SO_4 . Используемая вода частично обессоленная.

$$S_{p-p}^{KII} = \frac{Q_{H_2SO_4}^{KII} \cdot 99}{1 \cdot 1000}, \text{ кг / сут}. \quad (5.28)$$

Расход воды на взрыхление катионитовых фильтров II ступени

$$S_{вз}^{KII} = 0,06 \cdot n^{KII} \cdot F^{KII} \cdot q_{вз}^{KII} \cdot t_{вз}^{KII}, \text{ м}^3 / \text{сут}. \quad (5.29)$$

где $q_{вз}^{K11}$ – интенсивность взрыхления, 4 л/с · м²;

$t_{вз}^{K11}$ – время взрыхления, 15 мин.

Емкость баков для взрыхления принимаем из расчета хранения запаса воды на 2 взрыхления:

$$W_{вз}^{KII} = 0,06 \cdot 2 \cdot f^{KII} \cdot q_{вз}^{KII} \cdot t_{вз}^{KII}, \text{ м}^3. \quad (5.30)$$

К установке для взрыхления катионитовых фильтров II ступени принимаем насос (Приложение 5). Бак имеет размеры: высота = 3 м, длина = 3 м, ширина = 2,5 м.

Рекомендуется для взрыхления использовать часть воды после отмывки фильтров. Отмывка катионитовых фильтров II ступени проводится частично обессоленной водой. Расход воды на отмывку определяется по формуле:

$$S_{отм}^{KII} = n^{KII} \cdot W^{KII} \cdot q_{отм}^{KII}, \text{ м}^3 / \text{сут}, \quad (5.31)$$

где W^{K11} – объем катионита в фильтрах, м³;

$q_{отм}^{K11}$ – удельный расход воды на отмывку, принимаемый 10 м³/м³ катионита.

Количество воды, расходуемой на собственные нужды II ступени, находим по формуле:

$$S_{с.н.}^{II} = S_{p-p}^{API} + S_{отм}^{API} + S_{з-з}^{KII} + S_{отм}^{KII}, \text{ м}^3 / \text{сут}. \quad (5.32)$$

5.6. Расчет анионитовых фильтров I ступени.

Расход воды, пропускаемой через I ступень, определяем по формуле:

$$S_I^I = S_{с.н.}^{II} + 24 \cdot Q_{эф}, \text{ м}^3 / \text{сут}, \quad (5.33)$$

где $S_{с.н.}^{II}$ – расход воды на собственные нужды II ступени, м³/сут,

$Q_{эф}$, – часовая производительность станции, $м^3/ч$.

Определим рабочую обменную способность анионита

$$E_{раб}^{AI} = a_3^{AI} \cdot E^{AI} - 0,8 \cdot q_{отм}^{AI} \cdot \left\{ [Cl^-]_k + [SO_4^{2-}]_k \right\}, ммоль / м^3, \quad (5.34)$$

где a_3^{AI} – коэффициент эффективности регенерации, принимаем 0,9;

$[Cl^-]_k + [SO_4^{2-}]_I$ – содержание хлоридов и сульфатов в воде, поступающей на анионитовые фильтры I ступени после коагулирования;

E^{AI} – полная обменная способность анионитов, принимаем анионит (Приложение 3), $E_{Cl}^{AI} = 600$ гмоль/ $м^3$ по Cl^- и $E_{SO_4}^{AI} = 700$ гмоль/ $м^3$ по SO_4^{2-} ;

$$E^{AI} = \frac{[Cl^-]_k \cdot E_{Cl}^{AI} + [SO_4^{2-}]_k \cdot E_{SO_4}^{AI}}{[Cl^-]_k + [SO_4^{2-}]_k}, ммоль / м^3; \quad (5.35)$$

$$[Cl^-]_k = \frac{65,9}{35,46} = 1,86; \quad [SO_4^{2-}]_k = \frac{142,6}{48,03} = 2,98,$$

$q_{отм}^{AI}$ – удельный расход воды на отмывку анионита, принимаем $10 м^3/м^3$ анионита.

Расчетная скорость фильтрования определяется по формуле (в $м/ч$):

$$V_{ф.р.}^{AI} = \frac{E_{раб}^{AI} \cdot H^{AI}}{T^{AI} \cdot \left\{ [Cl^-]_k + [SO_4^{2-}]_k \right\} + 0,03 \cdot E_{раб}^{AI} \cdot d_{AI}^2 \cdot \ln \frac{\left\{ [Cl^-]_k + [SO_4^{2-}]_k \right\}}{\left\{ [Cl^-]_I + [SO_4^{2-}]_I \right\}}}, \quad (5.36)$$

где H^{AI} – высота слоя анионита в фильтре, принимаем 2,5м;

T^{AI} – продолжительность работы анионитовых фильтров между регенерациями, 7,25 ч;

d_{AI} – крупность зерен анионита, 1 мм;

$[Cl^-]_I + [SO_4^{2-}]_I$ – соединение сильных кислот после анионитовых фильтров I ступени, 0,01 ммоль/л.

$$6 < V_{ф.р.}^{AI} < 30 м/ч$$

Находим площадь фильтрования по формуле:

$$f^{AI} = \frac{S_I^I}{n^{AI} \cdot T^{AI} \cdot V_{ф.р.}^{AI}}, м^2. \quad (5.37)$$

Принимаем рабочие и резервные фильтры (Приложение 4) диаметр d , мм; $H_{общ}$, мм; $H_{загр}$, м; $f_{ф}$, $м^2$.

Расход 100% едкого натрия для регенерации фильтров определяем по формуле:

$$G_{NaOH}^{AI} = \frac{q_{уд.NaOH}^{AI} \cdot (S_I^I + S_{3-3}^{AI}) \cdot \{[Cl^-]_k + [SO_4^{2-}]_k\}}{1000}, м^3 / сут, \quad (5.38)$$

где $q_{уд.NaOH}^{AI}$ – удельный расход NaOH, 70 г/гмоль.

При приготовлении 4%-го раствора NaOH для регенерации анионитов I ступени расход частично обессоленной воды равен

$$S_{p-p}^{AI} = \frac{G_{NaOH}^{AI} \cdot 96}{4 \cdot 1000}, м^3 / сут. \quad (5.39)$$

Общее количество воды, подаваемое на анионитовые фильтры I ступени:

$$S_{сум}^{AI} = S_I^{AI} + S_{p-p}^{AI}, м^3 / сут. \quad (5.40)$$

Проверим скорость фильтрования при нормальном режиме:

$$V^{AI} = \frac{S_{сум}^{AI}}{24} \cdot F^{AI}, м / час, \quad (5.41)$$

должно выполняться условие $V^{AI} \leq 30 м / час$.

Скорость при форсированном режиме будет равна:

$$V_{форс}^{AI} = \frac{S_{сум}^{AI}}{24} \cdot F_1, м / час, \quad (5.42)$$

где F_1 – сумма площадей фильтров, за вычетом 1 на регенерацию:

Отмывка анионитовых фильтров I ступени производится водой после Н-катионитовых фильтров I ступени. Отсюда расход Н-катионитовой воды на отмывку определяется по формуле:

$$S_{отм}^{AI} = W^{AI} \cdot q_{1}^{AI}, м^3 / сут, \quad (5.43)$$

где q^{AI} – удельный расход на отмывку анионитовых фильтров 1 ступени, принимаем $10 м^3 / м^3$ анионита;

W^{AI} – объем анионита, $м^3$.

Расход воды на взрыхление определяем по формуле:

$$S_{вз}^{AI} = 0,06 \cdot n^{AI} \cdot F^{AI} \cdot q_{вз}^{AI} \cdot t_{вз}^{AI}, м^3 / сут, \quad (5.44)$$

где $q_{вз}^{AI}$ – интенсивность взрыхления, $4 л/с \cdot м^2$; $t_{вз}^{AI}$ – продолжительность взрыхления, 15 мин; F^{AI} – общая площадь фильтров, $м^2$; n^{AI} – количество регенераций – 2.

Взрыхление анионитовых фильтров I ступени производится водой, использованной для отмывки фильтров. 1 часть – сбрасывается в сток, а расход воды, необходимый для взрыхления собирается в специальные баки. Емкость бака принимается с учетом хранения запаса воды на 2 взрыхления и определяется по формуле:

$$W_{\text{вз}}^{AI} = 0,06 \cdot 2 \cdot f^{AI} \cdot q_{\text{вз}}^{AI} \cdot t_{\text{вз}}^{AI}, \text{ м}^3, \quad (5.45)$$

где f^{AI} – площадь одного фильтра, м^2 .

NaOH поступает в бочках в твердом виде, его растворяют в специальных баках до концентрации 42%. Приготовленный едкий раствор насосом марки Х-3/40 перекачивается в цистерну-хранилище, откуда компрессором выдавливается в мерник. Далее насосом-дозатором марки (Приложение 7) раствор подается в трубопровод для подачи в анионитовые фильтры. Объем бака для растворения NaOH рассчитывается на приготовление суточного количества раствора:

$$W_{\text{бака}}^{\text{NaOH}} = \frac{(G_{\text{NaOH}}^{AI} + G_{\text{NaOH}}^{AII}) \cdot 100}{P_{\text{NaOH}} \cdot \rho_{\text{NaOH}}}, \text{ м}^3, \quad (5.46)$$

где P_{NaOH} – концентрация раствора, 42%;

ρ_{NaOH} – плотность раствора, принимаем 1450.

Принимаем к установке бак с размерами: высота – 1,0 м; длина – 2,0 м; ширина – 1,0 м.

5.7. Расчет катионитовых фильтров I ступени.

Суточная производительность катионитовых фильтров I ступени определяется по формуле:

$$S^{KI} = S_{\text{сум}}^{AI} + S_{\text{отм}}^{AI}, \text{ м}^3 / \text{сут}. \quad (5.47)$$

Находим расчетную обменную способность катионита, рекомендуется использовать катионит марки КУ-2 с $E_{\text{полн}} = 750 \text{ гмоль/м}^3$;

$$E_{\text{раб}}^{KI} = a_{\text{э}}^{KI} \cdot E_{\text{полн}}^{KI} - 0,5 \cdot q_{\text{отм}}^{KI} \cdot \sum [K]_{\text{ф}}, \text{ гмоль/м}^3, \quad (5.48)$$

где $a_{\text{э}}^{KI}$ – коэффициент эффективности регенерации, принимаем 0,68;

$E_{\text{полн}}^{KI}$ – полная обменная способность, гмоль/м^3 ;

$q_{\text{отм}}^{KI}$ – удельный расход отмывочной воды, принимаем $5 \text{ м}^3/\text{м}^3$;

$\sum [K]_{\text{ф}}$ – содержание катионов в отмывочной воде, рекомендуется использовать воду, осветленную после механических фильтров;

$\sum [K]_{\text{ф}} = \sum [K]_0$, ммоль/л .

Объем катионита в фильтр

$$W^{KI} = \frac{S^{KI} \cdot \sum [K]_0}{n^{KI} \cdot E_{\text{раб}}^{KI}}, \text{ м}^3, \quad (5.49)$$

где n^{KI} – число регенераций каждого фильтра в сутки, принимаем $n^{KI}=1$.

Высота слоя загрузки $h=2,5\text{м}$, следовательно, суммарная площадь фильтров будет равна:

$$F^{KI} = \frac{W^{KI}}{h}, m^2. \quad (5.50)$$

К установке принимаем $m=3$ рабочих фильтров и 1 резервный фильтр (Приложение 4). Площадь одного фильтра f, m^2 .

Объем загрузки в рабочих фильтрах

$$W^{KI} = \frac{F^{KI}}{h}, m^3. \quad (5.51)$$

Определяем скорость фильтрования при нормальном режиме:

$$V^{KI} = \frac{S^{KI}}{24 \cdot F^{KI}}, m^3, \quad (5.52)$$

должно выполняться условие < 25 м/час.

Расход осветленной воды на отмывку катионитовых фильтров I ступени определяется по формуле:

$$S_{отм}^{KI} = n^{KI} \cdot W^{KI} \cdot q_{отм}^{KI}, m^3 / сут, \quad (5.53)$$

где $q_{отм}^{KI}$ – удельный расход на отмывку, принимаем $5 m^3 / m^3$

Определяем расход воды на взрыхление:

$$S_{отм}^{KI} = 0,06 \cdot n^{KI} \cdot F^{KI} \cdot q_{вз}^{KI} \cdot t_{вз}^{KI}, m^3 / сут, \quad (5.54)$$

где $q_{вз}^{KI}$ – интенсивность взрыхления, принимаем $4 л/с \cdot m^2$;

$t_{вз}^{KI}$ – продолжительность взрыхления, принимаем 15 мин;

F^{KI} – общая площадь фильтров, m^2 ;

n^{KI} – количество регенераций.

Первые порции воды сбрасываются в сток, а необходимый объем на взрыхление собирается в специальных баках.

Емкость баков для взрыхления принимается из расчета хранения запаса воды на 2 взрыхления по формуле:

$$W_{вз}^{KI} = 0,06 \cdot 2 \cdot f^{KI} \cdot q_{вз}^{KI} \cdot t_{вз}^{KI}, m^3. \quad (5.55)$$

Принимаем к установке 1 бак с размерами: длина – 5,5 м, ширина – 3 м, высота – 4,0 м.

Расход 100%-й серной кислоты на регенерацию катионитовых фильтров I ступени определяется по формуле:

$$G_{H_2SO_4}^{KI} = \frac{n^{KI} \cdot W^{KI} \cdot E_{раб}^{KI} \cdot q_{уд}^{KI}}{1000}, кг / сут, \quad (5.56)$$

где $q_{уд}^{KI}$ – удельный расход H_2SO_4 , принимаем 50.

Расход осветленной воды для приготовления 1,5%-го раствора (количеством воды, содержащимся в крепкой серной кислоте, пренебрегаем)

$$S_p^{KI} = \frac{G_{H_2SO_4}^{KI} \cdot 98,5}{1,5 \cdot 1000}, \text{м}^3 / \text{сут}.$$

Серная кислота (содержание моногидрата 94%) поступает на станцию в железнодорожных цистернах. Перелив кислоты в стационарные цистерны осуществляется с помощью сифонной установки, заряженной вакуум-насосом. Из цистерны серная кислота с помощью компрессора выдавливается в мерники, откуда насосами-дозаторами подается в трубопроводы, по которым направляется в катионитовые фильтры I и II ступени.

Общее количество серной кислоты, подаваемое на катионитовые фильтры I и II ступени, равно

$$G_{H_2SO_4} = G_{H_2SO_4}^{KI} + G_{H_2SO_4}^{KII}, \text{кг} / \text{сут}. \quad (5.57)$$

Объем стационарной цистерны определяется, исходя из расчетов продолжительности хранения серной кислоты $T_{xp}^{H_2SO_4} = 30$ суток по формуле

$$W_{\text{цист}}^{H_2SO_4} = \frac{G_{H_2SO_4}^{KI} \cdot 100 \cdot T_{xp}^{H_2SO_4}}{P_{H_2SO_4} \cdot \rho_{H_2SO_4}}, \text{м}^3, \quad (5.58)$$

где $P_{H_2SO_4}$ – концентрация серной кислоты, 94%;

$\rho_{H_2SO_4}$ – плотность серной кислоты при концентрации 94%.

Принимаем к установке 1 бак (цистерну) для хранения серной кислоты (Приложение 8) ВНХ-32.

Часовой расход концентрированной серной кислоты для регенерации Н-катионитового фильтра первой ступени равен

$$Q_{H_2SO_4}^{KI} = \frac{G_{H_2SO_4} \cdot 100}{P_{H_2SO_4} \cdot \rho_{H_2SO_4} \cdot n^{KI} \cdot m^{KI} \cdot t_2^{KI}}, \text{м}^3 / \text{час}, \quad (5.59)$$

где t_2^{KI} – продолжительность подачи регенерационного раствора, определяемая по формуле:

$$t_2^{KI} = \frac{W_{H_2SO_4}^{KI}}{V_{\text{рег}}^{KI}} \cdot f^{KI}, \text{час}; \quad (5.60)$$

$V_{\text{рег}}^{KI}$ – скорость пропуска регенерационного раствора, принимаем 10 м/ч;

f^{KI} – площадь одного фильтра, м²; $W_{H_2SO_4}^{KI}$ – объем регенерационного раствора на регенерацию одного фильтра, определяется по формуле:

$$W_{H_2SO_4}^{KI} = \frac{G_{H_2SO_4} \cdot 100}{P_{H_2SO_4} \cdot \rho_{H_2SO_4} \cdot n^{KI} \cdot m^{KI}}, \text{м}^3; \quad (5.61)$$

где $G_{H_2SO_4}^{KI}$ – количество серной кислоты для 1 ступени, кг/сут;

n^{KI} – число регенераций, принимаем 1;

m^{KI} – количество рабочих фильтров;

$\rho_{H_2SO_4}$ – концентрация регенерационного раствора 1,5%;

$\rho_{H_2SO_4}$ – плотность серной кислоты при концентрации 1,5%, 1085 кг/м³.

Согласно (Приложению 7) подбираем количество и марку насосов-дозаторов.

Аналогично расчет ведется для катионитовых фильтров II ступени.

Принимаем к установке насос – дозатор марки (Приложение 7).

5.8. Расчет декарбонизатора.

Расчетное количество воды, поступающей на декарбонизатор после катионитовых фильтров II ступени

$$S_{эф} = Q_{эф} \cdot 24, \text{ м}^3 / \text{сут};$$

$$S_{эф} = 100 \cdot 24 = 2400, \text{ м}^3 / \text{сут}.$$

Декарбонизатор загружается насадкой из колец Рашига, размеры колец: диаметр 25 мм, высота 25 мм, толщина стенки 3 мм.

Количество CO_2 , удаленного в декарбонизаторе:

$$G_{CO_2} = \frac{Q_{эф} \cdot \{[CO_2]_{вх} - [CO_2]_{вых}\}}{1000}, \text{ кг / час}, \quad (5.62)$$

где $[CO_2]_{вх}$ – содержание CO_2 в воде, поступающей на декарбонизатор,

$$[CO_2]_{вх} = [CO_2]_K + 44 \cdot \text{Щ}_K \text{ мг/л};$$

$[CO_2]_{вых}$ – содержание CO_2 в декарбонизованной воде, мг/л.

Необходимая поверхность колец Рашига определяется:

$$F_{кол} = \frac{G_{CO_2}}{K_{ж} \cdot \Delta C_{ср}}, \text{ м}^2, \quad (5.63)$$

где $K_{ж}$ – коэффициент дисорбции, принимаем 0,51 м/ч;

$\Delta C_{ср}$ – средняя движущая сила дисорбции, принимаем 0,0325 кг/м³.

Поверхность 1 м³ насадки из колец Рашига в составляет в м³ (Приложение 9), тогда объем насадки $W_{нас} = \frac{F_{кол}}{b}$, м³.

При плотности орошения $q_{ор} = 60 \text{ м}^3/\text{ч}$ на 1 м² площади декарбонизатора его площадь равна

$$F_{кол} = \frac{Q_{эф}}{q_{ор}}, \text{ м}^2. \quad (5.64)$$

К установке принимаем один декарбонизатор (Приложение 10).

Высота слоя насадки определяется по формуле:

$$h_{сл} = W_{нас} / F_d, \text{ м} (< 4 \text{ м}). \quad (5.65)$$

5.9. Расчет механических напорных фильтров

Общее количество осветленной воды, которое должно быть получено от механических фильтров (полезная производительность) без учета воды, расходуемой на приготовление раствора коагулянта, определяется по формуле:

$$S_{\text{эф.м}} = S_{\text{с.п}}^{KI} + S_{\text{отм}}^{KI} + S_{\text{р-р}}^{KI} \text{ м}^3/\text{ч}. \quad (5.66)$$

Во избежание увеличения содержания кремниевой кислоты в воде, поступающей на ионообменные фильтры, скорые напорные фильтры загружаются малозольным термостойким дробленным антрацитом крупностью 0,7-1,5 мм.

Расчетная скорость фильтрования при нормальном режиме, не должна превышать 4-5 м/ч. Для восстановления фильтрующей способности применяется промывка фильтров обратным током воды с интенсивностью 15 л/с·м² в течение 7 минут ($t_1 = 0,117$ ч).

Высокие требования к качеству фильтрата обуславливают необходимость сброса первого фильтрата в течение 10 мин ($t_2 = 0,167$ ч).

Общее время простоя фильтра в связи с промывкой принято равным, $t_3 = 0,33$ ч.

Площадь фильтрования определяется по формуле:

$$F_{\text{м.ф}} = \frac{S_{\text{эф.м}}}{T \cdot V_{\text{р.н.}} - 3,6 \cdot n \cdot \omega \cdot t_1 - n \cdot t_2 \cdot V_{\text{р.н.}} - n \cdot t_3 \cdot V_{\text{р.н.}}}, \text{ м}^2, \quad (5.67)$$

где $V_{\text{р.н.}}$ – скорость фильтрования, м/ч;

T – время работы станции, 24 ч;

n – число промывок каждого фильтра в сутки, 2-3;

ω – интенсивность промывки, 15 л/с·м²;

t_1 – время промывки, 0,117 ч;

t_2 – время простоя, 0,33 ч;

t_3 – сброс первого фильтрата, 0,167 ч.

Расход воды на промывку одного фильтра:

$$q_{\text{пром}} = 3,6 \cdot f \cdot \omega \cdot t_1, \frac{\text{м}^3}{\text{час}}. \quad (5.68)$$

Принимаем к установке 1 бак с размерами: высота, м; длина, м; ширина, м.

Потребный напор ориентировочно принят равным 22 м вод. ст. (2200 гПа), к установке принимаем насос марки (Приложение 4).

Суточный расход воды на промывку:

$$S_{\text{пром}} = n \cdot t \cdot q_{\text{пром}}, \text{ м}^3/\text{ч}. \quad (5.69)$$

Суточное количество воды при сбросе первого фильтрата:

$$S_{\phi 1} = n \cdot t \cdot V_{\text{р.н.}} \cdot t, \text{ м}^3/\text{ч}. \quad (5.70)$$

Суточное поступление промывочной воды и первого фильтрата на сооружения для их обработки:

$$Q = S_{\text{пром}} + S_{\text{ф1}}, \text{ м}^3/\text{ч}. \quad (5.71)$$

Суточное количество исходной воды определяется по формуле:

$$S_{\text{исх}} = S_{\text{эф.м}} + 0,1(S_{\text{пром}} + S_{\text{ф1}}), \text{ м}^3/\text{ч}. \quad (5.72)$$

Количество воды, возвращаемой после сооружений по обработке воды, равно:

$$S_{\text{возв}} = 0,9(S_{\text{пром}} + S_{\text{ф1}}), \text{ м}^3/\text{ч}. \quad (5.73)$$

6. ОБЪЕМ И СОДЕРЖАНИЕ КУРСОВОГО ПРОЕКТА

Курсовой проект выполняется при изучении дисциплины «Технология очистки природных вод». При выполнении курсового проекта необходимо за-проектировать систему обессоливания воды для нужд котельной. Исходные данные для проектирования представлены приложениях 1 и 2.

Курсовой проект состоит из пояснительной записки объемом 30 страниц печатного текста и одного чертежа формата А1.

Содержание расчетно-пояснительной записки

Введение

1. Характеристика качества исходной воды
2. Выбор метода и схемы водоподготовки
3. Расчет установки для обессоливания воды

- 3.1 Определение дозы коагулянта и изменение солевого состава после коагуляции

- 3.2 Расчет ионообменных фильтров

- 3.3 Расчет декорбанизатора

- 3.4 Расчет механических фильтров

Заключение

Список литературных источников

В графической части проекта приводится балансовая схема, выполняемая без масштаба, пример оформления в приложении 11.

ВОЛОГОДСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ

Кафедра Водоснабжение и Водоотведения

Задание на курсовое проектирование по дисциплине
«Технология очистки природных вод»

Вариант № _____

Студенту _____ Группы _____

1. Источник водоснабжения _____
2. Полезная производительность _____
3. Напор на выходе из установки _____
4. Данные анализов исходной воды:
 - Содержание взвешенных веществ _____
 - Цветность _____
 - Окисляемость _____
 - Ca^{2+} _____
 - Mg^{2+} _____
 - Na^{+} _____
 - HCO_3^{-} _____
 - Cl^{-} _____
 - SO_4^{2-} _____
 - SiO_3^{2-} _____
 - pH _____
 - среднечасовая температура _____
5. Требования к качеству воды:
 - Кремниевая кислота _____
 - Железо общее _____
 - Свободная углекислота _____
 - pH _____
 - общая жесткость _____
 - общее солесодержание _____

Дата выдачи _____

Дата защиты _____

Руководитель _____ //

Приложение 2

Наименование	Номер варианта																		
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
Источник водоснабжения	Река	Река	Река	Озеро	В/хр	Река	Река	Озеро	В/хр	Река	Река	Река	Река	Озеро	В/хр	Река	Река	Река	Озеро
Полезная производительность, м³/ч	100	200	250	300	150	200	250	300	100	150	200	250	300	350	400	100	150	200	250
Напор на выходе из установки, м	25	20	30	35	40	20	25	30	35	40	20	25	30	35	40	20	25	30	35
Данные анализов исходной воды:																			
- Взвешенные вещества, мг/л	350	60	800	520	650	250	160	80	200	180	150	2000	170	1200	250	150	300	60	50
- Цветность, град.	120	80	40	50	70	85	60	150	35	45	90	35	65	30	60	70	65	80	100
- Окисляемость, мг/л	26,5	12,5	5,5	4,8	7,84	8,16	15,1	15,0	3,5	6,7	7,2	4,55	8,5	4,5	10,5	8,5	17,5	13,5	1,5
- Ca²⁺, мг/л	66,7	13,4	232,4	24,1	65,9	63,2	60,12	110,6	110,6	104	70,74	136	28,1	80,16	90	54	60	35,5	36,6
- Mg²⁺, мг/л	16,7	2,5	9,72	6,1	10,21	11,3	43,2	14,6	33,32	27,97	22,25	50,4	17,0	97,63	8,5	32,0	53,0	8,5	9,5
- Na⁺, мг/л	38,9	1,68	9,6	31,7	21,1	32,9	97,2	63,6	151,2	41,04	52,56	24,96	36,48	228	250,8	92,82	156,7	5,52	7,44
- HCO₃, мг/л	146	48,8	353	79,3	143,4	149,5	433,2	237,9	231,8	366,1	244,1	317,4	164,7	40,7	134,2	189,2	231,8	128,1	133
- Cl⁻, мг/л	110	3,0	11,2	11,0	39,2	48,62	89,2	36,1	182,0	53,5	53,5	120	34,0	369,2	440,0	100,0	214	0,7	3,6
- SO₄²⁻, мг/л	49	4,2	32,1	67,7	77,34	78,97	125,5	105,7	291,3	81,5	103,5	166	30,7	20,35	50	156	197	28	16,5
- SiO₃²⁻, мг/л	4	9	4,5	5	8	2,5	4,5	6,0	3,0	1,5	4,5	4,0	5,6	6,0	3,0	6,0	8,0	0,6	0,7
- pH, мг/л	6,8	7,1	7,5	7,2	7,4	7,2	7,3	6,9	7,4	7,2	7,1	7,5	7,2	7,6	7,2	7,1	7,3	7,2	7,4
- Температура, °С	8	9	7	6	10	8	9	7	6	10	8	9	7	6	10	8	9	7	6
Требования к качеству воды:																			
- кремниевая кислота, мг/л	0,1																		
- общее железо, мг/л	0,05																		
- свободная углекислота, мг/л	0,1																		
- pH,	8,5																		
- общая жесткость, мг/л	0,07																		
- общее солесодержание, мг/л	0,5																		

Технологические и физико-химические характеристики отечественных ионитов и зарубежных аналогов приведены в таблицах 1, 2, 3, 4

Таблица 1

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ КАРБОКСИЛЬНЫХ КАТИОНИТОВ

Марка катионита	Массовая доля влаги, %	Насыпная масса, т/м ³	Динамическая обменная емкость, г-экв/м ³	Удельный расход воды на отмывку, м ³ /м ³	Осмотическая стабильность, %
Судьфоуголь КМ-4П	29-40	0,82	250-300	3	-
опытно-промышленная партия	45	0,80	900-1100	5	99-100
Амберлит IRC-76	54-58	0,75	940	3	100
Дауэко CCR-2	42-48	0,78	960	3	74
Тульсион	-	0,76	870	5	99
СХО-12					
Вофатит СА-20	45-55	0,75-0,85	570	10	-
Варион КСО	43-47	0,75-0,85	1600	10	81
ДПЗ	-	-	2900	10	88

Таблица 2

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ СИЛЬНОКИСЛОТНЫХ КАТИОНИТОВ

Марка катионита	Массовая доля влаги, %	Насыпная масса, т/м ³	Динамическая обменная емкость, г-экв/м ³	Удельный расход воды на отмывку, м ³ /м ³	Осмотическая стабильность, %
КУ-2-8	50-60	0,80	400-500	8,0	95-96
КУ-2-8н	50-60	0,80	400-440	7,0	97-99
КУ-23	55-70	0,70	350-420	5,0	92-94
Варион KS	45-50	0,80	385-440	8,0	95
Вофатит KPS	45-50	0,80	440-460	6,0	92
Амберлит IR-120	44-48	0,80	500-530	8,0	94
Тульсион Т-42	45-50	0,85	410-430	8,0	82
0017	45-55	0,75-0,85	470	9,0	98

П р и м е ч а н и е. Товарная форма отечественных катионитов – водородно-натриевая, зарубежных катионитов – натриевая.

Таблица 3

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ПОКАЗАТЕЛИ СЛАБОУСНОВНЫХ АНИОНИТОВ

Марка ионита	Насыпная масса, т/м ³	Массовая доля влаги, %	Динамическая обменная емкость** г-экв/м ³	Расход воды на отмывку, м ³ /м ³	Осмотическая стабильность, %	Стойкость к отрицательному воздействию природных органических веществ*
АН-31	-	5	1300-1500	9,0	85	2
Вофатит АД-41(42)	0,65	45-50	900-1200	8,0	95	5

Марка ионита	Насыпная масса, т/м ³	Массовая доля влаги, %	Динамическая обменная емкость** г-экв/м ³	Расход воды на отмывку, м ³ /м ³	Осмотическая стабильность, %	Стойкость к отрицательному воздействию природных органических веществ*
Тульсион А-2хМР	0,65	50-60	745	9,0	97	3
Дауэкс MWA-1	0,64	50-60	840-960	6,0	98	3
Амберлит IRA-945	0,65	50-60	900-1000	7,0	96	5
Амберлит IRA-67	0,65-0,75	56-62	1200	15,0	99	5
Д-301	0,62-0,72	50-60	870	8,0	99	3
Леватит МР-64	0,60-0,70	66	990	5,0	99	5
Леватит АР-49	0,60-0,70	63	1100	8,0	99	5

П р и м е ч а н и я. Товарная форма слабоосновных анионитов при поставке – гидроксильная (кроме анионита АН-31 и анионитов типа Леватит МР-64, АР-49).

* Условная оценка стойкости к отрицательному воздействию природных органических веществ, содержащихся в природных водах, по пятибалльной системе: 2 – наихудшая оценка; 5 – наилучшая оценка (на основании результатов сравнительного исследования ВТИ).

** Динамическая обменная емкость определена по раствору соляной кислоты.

Таблица 4

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ПОКАЗАТЕЛИ СИЛЬНООСНОВНЫХ АНИОНИТОВ

Марка ионита	Насыпная масса, т/м ³	Массовая доля влаги, %	Динамическая обменная емкость.г-экв/м ³	Расход воды на отмывку, м ³ /м ³	Осмотическая стабильность, %
Сильноосновные аниониты (тип 1)					
АВ-17-8	0,70	35-50	690-700	10,0	85-92,5
АМ-8	0,70	30-60	700-720	10,0	98
АВ-17П	-	40-60	525	11,0	98
Вофатит SBW	0,70	40-60	540	10,0	90
Варион АТ-660	0,70-0,74	40-60	700	10,0	91
Дауэкс SBR-(P)	0,65	55-60	720	10,0	97
Дауэкс 11	0,70	50-60	720	10,0	-
Дауэкс MSA-1	0,68	50-60	490	9,0	98
Амберлит IRA-400	0,71	45	650-700	10,0	93
Тульсион А-72(МП)	0,68-0,71	50-60	620-710	6,0	-
Сильноосновные аниониты (тип 2)					
Варион АД	0,7-0,74	40-60	850-900	13,0	92
			700-800*	8,0	
Варион АДМ	0,65-0,7	45-54	900-1000	13,0	100
			850-900*	7,0	
Акриловые аниониты смешаннойосновности					
Амберлит IRA-458	0,72	57-62	840	10,0	100
			750*	10,0	
Амберлит IRA-478	0,71	57-63	430	16,0	99
			1020*	15,0	

П р и м е ч а н и я. Товарная форма анионитов – хлоридная.

Для всех анионитов указана динамическая обменная емкость по раствору хлористого натрия; для сильноосновных анионитов типа 2 и акриловых анионитов с пометкой* указана динамическая емкость по раствору соляной кислоты.

Таблица 1

НОМЕНКЛАТУРА И ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА ФИЛЬТРОВ ФИПа I

Тип фильтра	Диаметр, мм	Произво- дитель- ность, м ³ /час	Давление рабочее, МПа	Высота, мм	Масса, кг	Объем фильтрую- щей загруз- ки, м ³
ФИПа I-1,0-0,6	1000	24	0,6	3780	787	1,57
ФИПа I-1,4-0,6	1400	46	0,6	4440	1687	3,11
ФИПа I-1,5-0,6	1500	40	0,6	3785	1710	3,53
ФИПа I-2,0-0,6	2000	80	0,6	4910	3240	7,89
ФИПа I-2,6-0,6	2600	130	0,6	4910	4700	13,25
ФИПа I-3,0-0,6	3000	180	0,6	5170	5580	17,75
ФИПа I-3,4-0,6	3400	220	0,6	5490	6480	20,8

Таблица 2

НОМЕНКЛАТУРА И ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА ФИЛЬТРОВ ФИПа II

Тип фильтра	Диа- метр, мм	Произво- дитель- ность, м ³ /час	Давление рабочее, МПа	Высота, мм	Масса, кг	Объем фильтрую- щей загруз- ки, м ³
ФИПа II-1,0-0,6	1000	40	0,6	2745	974	1,2
ФИПа II-1,4-0,6	1400	92	0,6	3320	1665	2,3
ФИПа II-1,5-0,6	1500	100	0,6	3314	1590	2,66
ФИПа II-2,0-0,6	2000	150	0,6	4033	2596	4,73
ФИПа II-2,6-0,6	2600	250	0,6	3805	4270	7,95
ФИПа II-3,0-0,6	3000	350	0,6	4180	5650	10,6
ФИПа II-3,4-0,6	3400	390	0,6	4500	8740	11,6

**Технические характеристики центробежных насосов,
наиболее часто используемых для перекачки водных сред [12]**

Таблица 1

ОПИСАНИЕ НАСОСОВ, ИСПОЛЗУЕМЫХ ДЛЯ ПЕРЕКАЧКИ ВОДЫ

ОПИСАНИЕ	СТРУКТУРА УСЛОВНОГО ОБОЗНАЧЕНИЯ
Насосы центробежные консольные типа К предназначены для перекачивания технической воды (кроме морской), а также других жидкостей, сходных с водой по плотности, вязкости, химической активности с температурой -10 до +105°C (для насосов 1К 50, 1К 65 до +85°C), pH = 6...9, с содержанием твердых включений, не более 1% по массе, размером не более 0,2 мм	Пример: 1К 80-50-200а К – консольный 1 – модернизированный 80 – диаметр входного патрубка, мм 50 – диаметр выходного патрубка, мм 200 – номинальный диаметр рабочего колеса, мм («а», «б», «в» – уменьшенный диаметр рабочего колеса; «л», «м» – увеличенный диаметр рабочего колеса)
Насосы химические, центробежные, одноступенчатые, консольные типа Х предназначены для перекачивания нейтральных и химически активных жидкостей с объемной концентрацией твердых включений не более 0,1%, размер частиц не более 0,2 мм, плотность не более 1850 кг/м³. Пределы температуры перекачиваемой жидкости от -40°C до +120°C	Пример: Х50-32-125а/4 Х – насос серии «Х» 50 – диаметр всасывающего патрубка, мм 32 – диаметр выходного патрубка насоса, мм 125 – диаметр колеса по нормальному ряду стандарта ISO2858-75, мм А – обозначение рабочего колеса уменьшенного диаметра, мм; /4 – частота вращения 1450 об/мин;
Насосы центробежные консольные ЦНКИртыш предназначены для водоснабжения, подачи холодной и горячей воды без абразивных веществ в системах отопления, установках холодной и охлаждающей воды, а также для орошения и установок пожаротушения. Насосы могут перекачивать питьевую и техническую, морскую, горячую воду и водогликолевые смеси. Диапазон гидравлических характеристик – напор от 3,5 до 100 м и расход до 1850 м³/ч	Пример: ЦНК 125/200-110/2 ЦНК – Центробежный Насос Консольный с общепромышленным электродвигателем 125 – номинальный диаметр выходного патрубка 200 – условный диаметр рабочего колеса 110 – номинальная мощность электродвигателя кВт /2 – 2-полюсный электродвигатель 2900 об/мин /4 – 4-полюсный электродвигатель 1450 об/мин

ОСНОВНЫЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ НАСОСОВ

Марка (типоразмер) насоса	Производи- тельность Q, м ³ /час	Напор Н, м	Мощность эл/двигателя N, кВт
<i>Насосы центробежные, консольные (серия насоса: К)</i>			
К 50-32-125	12,5	20	2,2
К 50-32-125а	11,2	16	1,5
К 50-32-160	12,5	32	3
К 50-32-160а	11,5	28	2,2
К 50-32-160б	10,8	24	2,2
К 50-32-200	12,5	50	5,5
К 50-32-200а	11,7	44	4
К 50-32-200б	10,8	38	4
К 50-32-250	12,5	80	11
К 50-32-250а	11,6	70	7,5
К 50-32-125/4	6,3	5	0,55
К 50-32-125а/4	5,6	4	0,55
К 50-32-160/4	6,3	8	0,55
К 50-32-160а/4	5,9	7	0,55
К 50-32-160б/4	5,4	6	0,55
К 50-32-200/4	6,3	12,5	0,75
К 50-32-200а/4	5,9	11	0,75
К 50-32-200б/4	5	9,5	0,75
К 50-32-250/4	6,3	20	1,5
К 50-32-250а/4	5,9	17,5	1,5
1К 65-50-160	25	32	5,5
1К 80-65-160	50	32	9,1
1К 80-50-200	50	50	18,5
1К 100-65-200	100	50	30
1К 100-65-250	100	80	45
1К 100-80-160	100	32	18,5
1К 150-125-250	200	32	37
<i>Насосы химические, центробежные, одноступенчатые, консольные (серия насоса Х)</i>			
Х 50-32-125	12,5	20	4
Х 65-50-125	25	20	5,5
Х 80-50-160	50	32	18,5
Х 65-50-160	25	32	11
Х 80-65-160	50	32	18,5
Х 100-80-160	100	32	37
Х 150-125-315	200	32	5,5
Х200-150-315	315	32	75
Х80-50-200	50	50	30
Х100-65-200	100	50	55
Х150-125-400	200	50	110
Х100-65-250	100	80	90
Х80-50-250	50	80	55

Марка (типоразмер) насоса	Производи- тельность Q, м ³ /час	Напор Н, м	Мощность эл/двигателя N, кВт
Насосы центробежные, консольные (серия насоса: ИРТЫШ)			
Иртыш ЦНК 32/125-1,5/2	23	12	1,5
Иртыш ЦНК 32/160-4/2	25	31,5	4
Иртыш ЦНК 32/200-11/2	28	53	11
Иртыш ЦНК 40/125-2,2/2	40,5	10,2	2,2
Иртыш ЦНК 40/160-7,5/2	50	37	7,5
Иртыш ЦНК 50/125-3/2	68	11	3
Иртыш ЦНК 50/160-7,5/2	77	25	7,5
Иртыш ЦНК 50/200-15/2	70	44	15
Иртыш ЦНК 50/200-22/2	80	59	22
Иртыш ЦНК 50/250-30/2	67	70	30
Иртыш ЦНК 65/125-5,5/2	107	13	5,5
Иртыш ЦНК 65/160-11/2	125	20	11
Иртыш ЦНК 65/200-4/4	60	14,8	4
Иртыш ЦНК 65/200-30/2	120	59	30
Иртыш ЦНК 65/250-45/2	125	82	45
Иртыш ЦНК 80/160-1,5/4	96	4,4	1,5
Иртыш ЦНК 80/160-15/2	195	16,5	15
Иртыш ЦНК 80/160-30/2	220	31	30
Иртыш ЦНК 80/200-5,5/4	100	14,52	5,5
Иртыш ЦНК 80/200-37/2	190	51,5	37
Иртыш ЦНК 80/250-7,5/4	91	18	7,5
Иртыш ЦНК 80/250-55/2	190	71	55
Иртыш ЦНК 80/315- 18,5/4	130	36,3	18,5
Иртыш ЦНК 100/160-3/4	127	5,7	3
Иртыш ЦНК 100/160-22/2	277	21	22
Иртыш ЦНК 100/200- 5,5/4	137	10,7	5,5
Иртыш ЦНК 100/200-45/2	260	44	45
Иртыш ЦНК 100/200-75/2	310	54	75
Иртыш ЦНК 100/250-15/4	160	21,2	15
Иртыш ЦНК 100/315-22/4	172	28,2	22
Иртыш ЦНК 125/200- 7,5/4	240	8	7,5
Иртыш ЦНК 125/200-75/2	480	43	75
Иртыш ЦНК 125/250-15/4	270	15,5	15
Иртыш ЦНК 125/315-22/4	242	25	22
Иртыш ЦНК 125/315-37/4	285	34	37
Иртыш ЦНК 150/200-11/4	345	9,3	11
Иртыш ЦНК 150/250- 18,5/4	385	13	18,5
Иртыш ЦНК 150/250-30/4	435	18,2	30
Иртыш ЦНК 150/315-45/4	430	31,5	45

Характеристики насосов-дозаторов серии НД [6]

Тип (марка) насоса-дозатора	Подача при номинальном режиме, л/час	Предельное давление, кгс/с ²	Минимальная подача, л/час	Диаметр присоединительных патрубков, мм	Мощность электродвигателя, кВт	Масса с электродвигателем, кг
НД 2,5 25/100	25	250	6	10	1,1	96
НД 2,5 40/160	40	160	10	10	1,1	94
НД 2,5 100/250	100	250	25	10	1,1	185
НД 2,5 63/100	63	100	16	10	1,1	95
НД 2,5 100/63	100	63	20	25	1,1	95
НД 2,5 400/16	400	16	100	25	1,1	102
НД 2,5 630/10	630	10	160	32	1,1	102
НД 2,5 1000/10	1000	10	25	32	2,2	134
НД 2,5 1600/10	1600	10	400	32	2,2	224
НД 2,5 2500/10	2500	10	600	40	3,0	250

Примечание:

1) Насосы-дозаторы серии НД представляют собой горизонтальные одноплунжерные насосы простого действия, предназначенные для подачи реагентов на водоочистных установках.

2) Условное обозначение насосов-дозаторов

Пример: НД 2,5 100/250

2,5 – категория точности дозирования; 100 – подача, л/час; 250 – напор, кгс/с²

Баки для хранения серной кислоты [6]

Показатель	БНХ-16	БНХ-32
Диаметр, мм	2000	2600
Длина, мм	5400	6384
Объем, м ³	16	32
Масса, кг	3840	4874
Давление, МПа	0,6	0,6

Баки-вытеснители для крепкой серной кислоты [6]

Показатель	БНВ-0,5	БНВ-1,6
Диаметр, мм	800	1000
Высота, мм	1430	2565
Объем, м ³	0,5	1,6
Масса, кг	273	628

Характеристика колец Рашига [6]

Размер колец, мм	Количество колец в 1 м ³ насадки при беспорядочной загрузке	Поверхность насадки, м ² /м ³	Масса колец, кг/м ³
25×25×3	53200	204	532
35×35×4	20200	140	505
55×50×5	6000	87,5	530

Технические характеристики декарбонизаторов для подкисления или Н- катионированной воды с температурой 20-30°C [6]

Производительность, м ³ /час	Диаметр корпуса, мм	Площадь поперечного сечения, м ²	Расход воздуха, м ³ /час при уд. расходе 25 м ³ /м ³ воды	Карбонатная жесткость обрабатываемой воды Ж _к , мг-экв/л			
				4-5		6-8	
				Масса загрузочного декарбонизатора, кг	Шифр декарбонизатора	Масса загрузочного декарбонизатора, кг	Шифр декарбонизатора
15	565	0,25	375	860 (920)	Б-230 (Б-240)	975 (1030)	Б-250 (Б-260)
25	730	0,417	625	1270 (1360)	Б-231 (Б-241)	1450 (1540)	Б-251 (Б-261)
50	1030	0,833	1030	2250 (2410)	Б-232 (Б-242)	2580 (2740)	Б-252 (Б-262)
75	1260	1,25	1880	3300 (3520)	Б-233 (Б-243)	3760 (4000)	Б-253 (Б-263)
100	1460	1,67	2500	4260 (4570)	Б-234 (Б-244)	4880 (5100)	Б-254 (Б-264)
125	1630	2,08	3100	5370 (5770)	Б-235 (Б-245)	6160 (6550)	Б-255 (Б-265)
150	1790	2,5	3750	6550 (7000)	Б-236 (Б-246)	7470 (7950)	Б-256 (Б-266)
200	2060	3,33	5000	8400 (9000)	Б-237 (Б-247)	9610 (12825)	Б-257 (Б-267)
250	2315	4,17	6250	10600 (10350)	Б-238 (Б-248)	12160 (12825)	Б-258 (Б-268)
300	2520	5,0	7500	12500 (13400)	Б-239 (Б-249)	14270 (15180)	Б-259 (Б-269)

Пример расчета установки для обессоливания воды [6]

5.1 Выбор схемы водоподготовки

Проанализировав исходные данные и требования к качеству обрабатываемой воды, принимаем двухступенчатую схему обессоливания воды:

$$M - H_I - A_I - H_{II} - D - B - H - A_{II}.$$

Солесодержание воды, обработанной по данной схеме, должно быть не более 0,5 мг/л, а содержание кремнекислоты не более 0,1 мг/л, что отвечает заданным требованиям к качеству обрабатываемой воды.

5.2 Определение дозы коагулянта и изменение солевого состава после коагуляции.

По таблице 5.1 подбираем соответствующую дозу коагулянта $D_k = 35$ мг/л.

При обработке цветных вод дозу определяем по формуле 5.1:

$$D_k = 4 \cdot \sqrt{120} = 43,8 \text{ мг / л.}$$

Принимаем к расчету большую дозу коагулянта $D_k = 44$ мг/л. Определяем дозу щелочи, необходимой для процесса хлопьеобразования по формуле 5.2:

$$Щ_o = \frac{[HCO_3]}{61,02} = \frac{237,9}{61,02} = 3,89 \text{ ммоль / л;}$$

$$D_k = 28 \cdot \left(\frac{44}{57} - 3,89 \right) + 1 = -86,4 \text{ мг / л.}$$

Знак минус говорит о том, что подщелачивание не требуется.

Общее солесодержание определяем по формуле 5.3:

$$P_0 = 188,8 + 379,7 = 568,5 \text{ мг/л} = 0,6 \text{ г/л.}$$

Содержание свободной углекислоты в исходной воде $[CO_2]_0$ до коагуляции определяется по номограмме (рисунок 5.1).

$$[CO_2]_0 = 50 \text{ мг/л при pH} = 6,2;$$

$$[CO_2]_0 = 30 \text{ мг/л при pH} = 6,9.$$

При коагуляции изменяется щелочность воды. Щелочность воды после коагуляции определяется по формуле 5.4:

$$Щ_k = 3,89 - \frac{44}{57} = 3,12 \text{ ммоль / л.}$$

Изменение содержания свободной углекислоты после коагуляции определяется по формуле 5.5:

$$(CO_2)_{св} = 50 + 44 \cdot \frac{44}{57} \text{ мг / л};$$

$$(CO_2)_{св} = 30 + 44 \cdot \frac{44}{57} \text{ мг / л}.$$

При известном значении $(CO_2)_{св}$ по номограмме (рисунок 5.2) определяется величина pH воды после обработки коагулянтном

$$pH = 5,5...6,5.$$

Определяем изменение солесодержания после коагулирования по формулам 5.6 и 5.7:

$$[HCO_3^-]_к = 3,12 \cdot 61,02 = 190,4 \text{ мг / л};$$

$$[SO_4^{2-}]_к = 105,7 + 48,03 \cdot \frac{44}{57} = 142,6 \text{ мг / л}.$$

Общее солесодержание после коагуляции определяем по формуле 5.8:

$$P_к = 568,5 + 190,4 - 237,9 + 142,6 - 105,7 = 557,9 \text{ мг/л}.$$

Определяем содержание взвешенных веществ после коагуляции по формуле 5.9:

$$M_k = 80 + 0,5 \cdot 44 + 0,25 \cdot 120 = 131,9 \text{ мг / л}.$$

5.3 Расчет анионитовых фильтров второй ступени.

Количество кремниевой кислоты, подлежащей удалению, определяем:

$$\frac{[SiO_3^{2-}]_0}{38,04} = \frac{6}{38,04} = 0,16 \text{ ммоль / л}.$$

Определяем полную ионообменную способность анионита. Принимаем сильноосновной анионит АВ-17-8 с кремнеемкостью $0,5 \text{ гмоль/м}^3$ при истощении до "проскока" в фильтрат $[SiO_3^{2-}] = 420 \text{ гмоль/м}^3$ (Приложение 3). Минимальное остаточное содержание кремниевой кислоты в фильтрате $0,05 \text{ мг/л}$.

$$E_{полн} = 420 \text{ ммоль / м}^3.$$

Тогда рабочая обменная способность определится по формуле 5.10:

$$E_{раб}^{АИ} = 1 \cdot 420 - 0,8 \cdot 10 \cdot 0,16 = 418,72 \text{ ммоль / м}^3$$

Регенерируются 1 и 2 ступени одновременно.

Принимаем число регенераций $n=2$.

Определяем общую продолжительность регенерации по формуле 5.13:

$$t_p = 0,25 + 1,5 + 3 = 4,75 \text{ час},$$

$t_{вар}$ – время на взрыхление, принимаем $0,25 \text{ ч}$; $t_{рег}$ – время регенерации, принимаем $1,5 \text{ ч}$; $t_{отм}$ – время на отмывку, принимаем 3 ч .

Определяем продолжительность между регенерациями по формуле 5.12:

$$T^{AII} = T^{AI} = \frac{24}{2} - 4,75 = 7,25 \text{ час.}$$

Определяем расчетную скорость фильтрования по формуле 5.11:

$$V_{\text{раб}}^{AII} = \frac{418,72 \cdot 1,5}{7,25 \cdot 0,16 + 0,04 \cdot 418,72 \cdot \ln \frac{0,16}{0,003}} = 9,4 \text{ м / час,}$$

где H^{AII} – высота слоя анионита, принимаем 1,5 м;

d_{AII} – средний диаметр зерен анионита, принимаем 1 мм;

T^{AII} – продолжительность между регенерациями, ч.

Определим площадь фильтрования согласно формуле 5.14:

$$F_1 = \frac{24 \cdot 100}{2 \cdot 7,25 \cdot 9,4} = 18,2 \text{ м}^2.$$

Принимаем к установке фильтр ионитный II ступени типа ФИПа 11-3,0-0,6, диаметр – 3000 мм; $F=7,1 \text{ м}^2$; высота общая – 3775 мм, высота ионита – 1,5 м, объем фильтра общий $V - 17,0 \text{ м}^3$; объем ионитного слоя – $9,4 \text{ м}^3$; масса металла $m - 5,6$; масса нагрузочная – 36 т.

Принимаем 3 фильтра рабочих и 1 резервный. Тогда общая площадь фильтров

$$F_{\text{общ}}^{AII} = 7,1 \cdot 3 = 21,3 \text{ м}^2.$$

Объем загрузки во всех фильтрах (рабочих)

$$W^{AII} = 9,4 \cdot 3 = 28,2 \text{ м}^3.$$

Фактическую скорость определяем по формуле 5.15:

$$V_{\phi} = \frac{100}{21,3} = 4,7 \text{ м / ч.}$$

Форсированная скорость по формуле 5.16 будет равна

$$V_{\phi} = \frac{100}{14,2} = 7,04 \text{ м / ч.}$$

Для подачи воды на анионитовые установки устанавливают центробежные насосы производительностью $300 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Потери напора в фильтре принимаем 5 м. Запас напора принимаем 3 м и необходимый напор на выходе 25 м.

Принимаем к установке насос марки К-290/30 (Приложение 5).

5.4. Расчет катионитовых фильтров второй ступени.

Расчетная скорость фильтрования II ступени принимается до 50 м/ч, тогда площадь фильтрования катионитовых фильтров II ступени определится по формуле 5.17:

$$F^{KII} = \frac{100}{50} = 2 \text{ м}^2.$$

Принимаем $m=2$ рабочих и 1 резервный фильтр диаметром 1500 мм. Площадь одного фильтра $f=1,78 \text{ м}^2$ (Приложение 4). Высота слоя загрузки $h=1,5 \text{ м}$; площадь рабочих катионитовых фильтров II ступени $F^{k11}=3,56 \text{ м}^2$.

Определим количество регенераций Н-катионитовых фильтров в сутки по формуле 5.18:

Для расчета принимаем $[Na^+] = 0,1 \text{ ммоль/л}$; $[Ca^{2+}] + [Mg^{2+}] = 0,02 \text{ ммоль/л}$;

$$W_k^{KII} = 1,5 \cdot 3,56 = 5,34 \text{ м}^3.$$

$E_{\text{раб}}^{k11}$ – рабочая обменная способность катионитов, определяем по формуле 5.19:

$$E_{\text{раб}}^{KII} = 0,85 \cdot 500 - 0,5 \cdot 10 \cdot (0,1 + 0,02) = 424,4 \text{ гмоль} / \text{м}^3.$$

a_z^{k11} – коэффициент эффективности регенерации, принимаем 0,85;

$E_{\text{полн}}^{k11}$ – полная обменная способность для катионита, принимаем 400–500 гмоль/м³;

$q_{\text{отм}}^{k11}$ – удельный расход отмывочной воды (частично обессоленной после анионитовых фильтров I ступени), 10 м³ на 1 м³ катионита.

$$n^{KII} = \frac{24 \cdot 100 \cdot (0,1 + 0,02)}{424,4 \cdot 5,34} = 0,13.$$

Продолжительность простоя фильтров во время регенерации составляет 2,5...3 ч.

Определяем время работы фильтра между регенерациями по формуле 5.20:

$$T^{KII} = \frac{24}{0,13} - 3 = 181,6 \text{ час} = 7,6 \text{ сут}.$$

Скорость фильтрования при нормальном режиме:

$$T^{KII} = \frac{100}{3,56} = 28 \text{ м} / \text{час}.$$

Скорость фильтрования при регенерации одного из фильтров:

$$V^{KII} = \frac{100}{1,78} = 56,2 \text{ м} / \text{час}.$$

Рекомендуемый предел $V_{\phi}^{k11} = 60$ м/ч.

5.5. Определение расходов реагентов и воды на собственные нужды катионитовых и анионитовых фильтров II ступени.

Определяем расход едкого натра, необходимого для регенерации анионитовых фильтров II ступени по формуле 5.21:

q_{NaOH}^{A11} – удельный расход NaOH принимаем 500 г/ммоль поглощенного SiO_3^{2-} .

$$Q_{NaOH}^{AII} = \frac{24 \cdot 100 \cdot 0,16 \cdot 500}{1000} = 192 \text{ кг / сут.}$$

Расход частично обессоленной воды после анионитовых фильтров II ступени для приготовления 4%-го раствора NaOH определяем по формуле 5.22:

$$S_{p-p}^{AII} = \frac{192 \cdot 96}{4 \cdot 1000} = 4,61 \text{ м}^3 / \text{сут.}$$

Расход воды на взрыхление анионитовых фильтров II ступени по формуле 5.23:

$q_{вз}^{A11}$ – интенсивность подачи воды для взрыхления, 4 л/с·м²;

$t_{вз}^{A11}$ – продолжительность взрыхления, принимаем 15 мин.;

F^{A11} – общая площадь рабочих фильтров.

$$S_{вз}^{AII} = 0,06 \cdot 2 \cdot 21,3 \cdot 4 \cdot 15 = 153,36 \text{ м}^3 / \text{сут.}$$

Для взрыхления анионитовых фильтров II ступени используется вторая половина отмывочной воды этих же фильтров. Емкость бака для взрыхления анионитовых фильтров II ступени принимается из расчета хранения запаса воды на 2 взрыхления (формула 5.24):

$$W_{вз}^{AII} = 0,06 \cdot 2 \cdot 7,1 \cdot 4 \cdot 15 = 51,12 \text{ м}^3.$$

Секундный расход для взрыхления одного фильтра по формуле 5.25:

$$Q_{вз}^{AII} = 4 \cdot 7,1 = 28,1 \text{ л / с.}$$

К установке для взрыхления принимаем насос марки К-16Q/30а (Приложение 5).

Бак для взрыхления принимаем с размерами: высота – 4,0 м; длина – 5 м; ширина – 3 м.

Для отмывки анионитовых фильтров II ступени используется частично обессоленная вода, и расход воды составит формула 5.26:

$$S_{отм}^{AII} = 2 \cdot 28,2 \cdot 10 = 564 \text{ м}^3 / \text{сут.}$$

Определяем количество серной кислоты для регенерации катионитовых фильтров II ступени по формуле 5.27:

где $q_{уд}^{K11}$ – удельный расход H_2SO_4 , 100 г/моль поглощенных катионов.

$$G_{H_2SO_4}^{KII} = \frac{24 \cdot 100 \cdot 100 \cdot 0,12}{1000} = 28,8 \text{ кг / сут.}$$

Регенерация производится 1% раствором кислоты. Определим количество воды для приготовления раствора H_2SO_4 . Используемая вода, частично обессоленная, по формуле 5.28:

$$S_{p-p}^{KII} = \frac{28,8 \cdot 99}{1 \cdot 1000} = 2,85 \text{ кг / сут.}$$

Расход воды на взрыхление катионитовых фильтров II ступени по формуле 5.29:

$q_{вз}^{K11}$ – интенсивность взрыхления, 4 л/с · м²;

$t_{вз}^{K11}$ – время взрыхления, 15 мин.

$$S_{вз}^{KII} = 0,06 \cdot 0,13 \cdot 3,56 \cdot 4 \cdot 15 = 1,67 \text{ м}^3 / \text{сут.}$$

Емкость баков для взрыхления принимаем из расчета хранения запаса воды на 2 взрыхления по формуле 5.30:

$$W_{вз}^{KII} = 0,06 \cdot 2 \cdot 1,78 \cdot 4 \cdot 15 = 12,8 \text{ м}^3.$$

К установке для взрыхления катионитовых фильтров II ступени принимаем насос марки К-20/30а (Приложение 4). Бак имеет размеры: высота = 3 м, длина = 3 м, ширина = 2,5 м.

Рекомендуется для взрыхления использовать часть воды после отмывки фильтров. Отмывка катионитовых фильтров II ступени проводится частично обессоленной водой. Расход воды на отмывку определяется по формуле:

$q_{отм}^{K11}$ – удельный расход воды на отмывку, принимаемый 10 м³/м³ катионита.

$$S_{отм}^{KII} = 0,13 \cdot 5,34 \cdot 10 = 6,94 \text{ м}^3 / \text{сут.}$$

Количество воды, расходуемой на собственные нужды II ступени, находим по формуле 5.33:

$$S_{с.н.}^{II} = 4,61 + 564 + 2,85 + 6,94 = 578,4 \text{ м}^3 / \text{сут.}$$

5.6 Расчет анионитовых фильтров I ступени.

Расход воды, пропускаемой через I ступень, определяем по формуле 5.33:

$$S_I^I = 578,4 + 24 \cdot 100 = 2978,4 \text{ м}^3 / \text{сут.}$$

Определим рабочую обменную способность анионита по формулам 5.34 и 5.35:

a_3^{AI} – коэффициент эффективности регенерации, принимаем 0,9;

$[Cl^-]_K + [SO_4^{2-}]_I$ – содержание хлоридов и сульфатов в воде, поступающей на анионитовые фильтры I ступени после коагулирования;

E^{AI} – полная обменная способность анионитов, принимаем

анионит АМ-2Ф, $E_{Cl}^{AI} = 600$ гмоль/м³ по Cl^-

и $E_{SO_4}^{AI} = 700$ гмоль/м³ по SO_4^{2-} ;

$$[Cl^-]_k = \frac{65,9}{35,46} = 1,86; [SO_4^{2-}] = \frac{142,6}{35,46} = 2,98;$$

$$E^{AI} = \frac{1,86 \cdot 500 + 2,89 \cdot 700}{1,86 + 2,98} = 623,7 \text{ гмоль} / \text{м}^3.$$

$q_{отм}^{AI}$ – удельный расход воды на отмывку анионита, принимаем 10 м³/м³ анионита.

Подставляем значения в формулу 5.35:

$$E_{раб}^{AI} = 0,9 \cdot 623,7 - 0,8 \cdot 10 \cdot (1,86 + 2,98) = 522,61 \text{ ммоль} / \text{м}^3.$$

Расчетная скорость фильтрования определяется по формуле 5.37 (в м/ч):

H^{AI} – высота слоя анионита в фильтре, принимаем 2,5 м;

T^{AI} – продолжительность работы анионитовых фильтров между регенерациями, 7,25 ч;

d_{AI} – крупность зерен анионита, 1 мм;

$[Cl^-]_I + [SO_4^{2-}]_I$ – соединение сильных кислот после анионитовых фильтров I ступени, 0,01 ммоль/л.

Подставляем значения в формулу 5.36:

$$V_{ф.р.}^{AI} = \frac{522,61 \cdot 2,5}{7,25 \cdot 4,84 + 0,03 \cdot 522,61 \cdot 1^2 \cdot \ln \frac{(4,84)}{(0,01)}} = 9,89 \text{ м} / \text{ч};$$

$$6 < 9,89 \text{ м/ч} < 30 \text{ м/ч}.$$

Находим площадь фильтрования по формуле 5.37:

$$f^{AI} = \frac{2978,4}{2 \cdot 7,25 \cdot 9,9} = 20,7 \text{ м}^2.$$

Принимаем $m=3$ рабочих фильтра и 1 резервный фильтр типа ФИПа 1-3,4-0,6 диаметром 3400 мм; $H_{общ} = 4600$ мм; $H_{загр} = 2,5$ м; $f_{\phi} = 9,1$ м² (Приложение 6).

Площадь рабочих анионитовых фильтров фактически будет равна:

$$F^{AII} = 3 \cdot 9,1 = 27,3 \text{ м}^2.$$

Объем загрузки в рабочих фильтрах составляет:

$$W^{AII} = 27,3 \cdot 2,5 = 68,25 \text{ м}^3.$$

Расход 100% едкого натрия для регенерации фильтров определяем по формуле 5.39:

Подставляем формулу 5.38 в формулу 5.39, тогда:

$$G_{NaOH}^{AI} = \frac{70 \cdot (2978,4 + 4,6)}{1000} = 1010,6 \text{ м}^3 / \text{сут.}$$

$$S_{p-p}^{AI} = \frac{1010,6 \cdot 96}{4 \cdot 1000} = 24,3 \text{ м}^3 / \text{сут.}$$

Общее количество воды, подаваемое на анионитовые фильтры I ступени по формуле 5.40:

$$S_{\text{сум}}^{AI} = 2978,4 + 24,3 = 3002,7 \text{ м}^3 / \text{сут.}$$

Проверим скорость фильтрования при нормальном режиме по формуле 5.41:

$$V^{AI} = \frac{3002,7}{24} \cdot 27,3 = 4,6 \text{ м} / \text{час};$$

$$4,6 \text{ м} / \text{час} \leq 30 \text{ м} / \text{час},$$

что вполне допустимо.

Скорость при форсированном режиме определяем по формуле 5.42:

$$V_{\text{форс}}^{AI} = \frac{3002,7}{24} \cdot 18,2 = 6,9 \text{ м} / \text{час}.$$

Отмывка анионитовых фильтров I ступени производится водой после Н-катионитовых фильтров I ступени. Отсюда расход Н-катионитовой воды на отмывку определяется по формуле 5.43:

$$S_{\text{отм}}^{AI} = 68,25 \cdot 10 = 682,5 \text{ м}^3 / \text{сут.}$$

Расход воды на взрыхление определяем по формуле 5.44:

$$S_{\text{вз}}^{AI} = 0,06 \cdot 4 \cdot 15 \cdot 27,3 \cdot 2 = 196,56 \text{ м}^3 / \text{сут.}$$

Взрыхление анионитовых фильтров I ступени производится водой, использованной для отмывки фильтров. 1 часть – сбрасывается в сток, а расход воды, необходимый для взрыхления, собирается в специальные баки. Емкость бака принимается с учетом хранения запаса воды на 2 взрыхления и определяется по формуле 5.45:

$$W_{\text{вз}}^{AI} = 0,06 \cdot 2 \cdot 9,1 \cdot 4 \cdot 15 = 65,52 \text{ м}^3.$$

NaOH поступает в бочках в твердом виде, его растворяют в специальных баках до концентрации 42%. Приготовленный едкий раствор насосом марки Х-3/40 перекачивается в цистерну-хранилище, откуда компрессором выдавливается в мерник. Далее насосом-дозатором марки КД-40/25 (Приложение 5) раствор подается в трубопровод для подачи в анионитовые фильтры. Объем

бака для растворения NaOH рассчитывается на приготовление суточного количества раствора по формуле 5.46:

$$W_{бака}^{NaOH} = \frac{(1010,6 + 192) \cdot 100}{42 \cdot 1450} = 1,9 \text{ м}^3.$$

Принимаем к установке бак с размерами: высота – 1,0 м; длина – 2,0 м; ширина – 1,0 м.

5.7 Расчет катионитовых фильтров I ступени.

Суточная производительность катионитовых фильтров I ступени определяется по формуле 5.47:

$$S^{KI} = 3002,7 + 682,5 = 3685,2 \text{ м}^3 / \text{сут}.$$

Находим расчетную обменную способность катионита, рекомендуется использовать катионит марки КУ-2 с $E_{полн} = 750 \text{ гмоль/м}^3$ (Приложение 3);

Подставляем значения в формулу 5.48:

$$E_{раб}^{KI} = 0,68 \cdot 750 - 0,5 \cdot 5 \cdot 7,99 = 490,03 \text{ гмоль / м}^3.$$

Объем катионита в фильтр определяем по формуле 5.49:

$$W^{KI} = \frac{3685,2 \cdot 7,99}{1 \cdot 490,03} = 60,1 \text{ м}^3.$$

Высота слоя загрузки $h=2,5 \text{ м}$, следовательно суммарная площадь фильтров будет определяться по формуле 5.50:

$$F^{KI} = \frac{60,1}{2,5} = 24,04 \text{ м}^2.$$

К установке принимаем $m=3$ рабочих фильтров и 1 резервный фильтр типа ФИПа 1-3,4-6,6 с высотой загрузки 2,5 м. Площадь одного фильтра $f=9,1 \text{ м}^2$ (Приложение 6).

Площадь рабочих фильтров

$$F^{KI} = 3 \cdot 9,1 = 27,3 \text{ м}^2.$$

Объем загрузки в рабочих фильтрах по формуле 5.51:

$$W^{KI} = 27,3 \cdot 2,5 = 68,25 \text{ м}^3.$$

Определяем скорость фильтрования при нормальном режиме по формуле 5.52:

$$V^{KI} = \frac{3685,2}{24 \cdot 27,3} = 5,6 \text{ м / час}.$$

$$5,6 \text{ м/ч} < 25 \text{ м/ч}.$$

Скорость при форсированном режиме

$$V_{\text{форс}}^{KI} = \frac{3685,2}{24 \cdot 18,2} = 8,4 \text{ м / час.}$$

Расход осветленной воды на отмывку катионитовых фильтров I ступени определяется по формуле 5.53:

$$S_{\text{отм}}^{KI} = 1 \cdot 68,25 \cdot 5 = 343,75 \text{ м}^3 / \text{сут.}$$

Определяем расход воды на взрыхление по формуле 5.54:

$$W_{\text{вз}}^{KI} = 0,06 \cdot 1 \cdot 27,3 \cdot 4 \cdot 15 = 98,3 \text{ м}^3 / \text{сут.}$$

Первые порции воды сбрасываются в сток, а необходимый объем на взрыхление собирается в специальных баках.

Емкость баков для взрыхления принимается из расчета хранения запаса воды на 2 взрыхления по формуле 5.55:

$$W_{\text{вз}}^{KI} = 0,06 \cdot 2 \cdot 9,1 \cdot 4 \cdot 15 = 65,52 \text{ м}^3.$$

Принимаем к установке 1 бак с размерами: длина – 5,5 м, ширина – 3 м, высота – 4,0 м.

Расход 100%-й серной кислоты на регенерацию катионитовых фильтров I ступени определяется по формуле 5.56:

$$G_{H_2SO_4}^{KI} = \frac{1 \cdot 68,25 \cdot 490,03 \cdot 50, \text{ м}^3}{1000} = 1672,2 \text{ кг / сут.}$$

Расход осветленной воды для приготовления 1,5%-го раствора (количеством воды, содержащимся в крепкой серной кислоте, пренебрегаем)

$$S_p^{KI} = \frac{1672,2 \cdot 98,5}{1,5 \cdot 1000} = 109,8 \text{ м}^3 / \text{сут.}$$

Серная кислота (содержание моногидрата 94%) поступает на станцию в железнодорожных цистернах. Перелив кислоты в стационарные цистерны осуществляется с помощью сифонной установки, заряженной вакуум-насосом. Из цистерны серная кислота с помощью компрессора выдавливается в мерники, откуда насосами-дозаторами подается в трубопроводы, по которым направляется в катионитовые фильтры I и II ступени.

Общее количество серной кислоты, подаваемое на катионитовые фильтры I и II ступени, определяется по формуле 5.57:

$$G_{H_2SO_4} = 1672,2 + 28,8 = 1701 \text{ кг / сут.}$$

Объем стационарной цистерны определяется, исходя из расчетов продолжительности хранения серной кислоты $T_{\text{хр}}^{H_2SO_4} = 30$ суток по формуле 5.58:

$$W_{цист}^{H_2SO_4} = \frac{1701 \cdot 100 \cdot 30}{94 \cdot 1880} = 28,9 \text{ м}^3.$$

Принимаем к установке 1 бак (цистерну) для хранения серной кислоты ВНХ-32, диаметр бака – 2800 мм, длина – 6384 мм, объем – 32 м³, масса – 4874 кг, давление – 0,6 мПа.

Часовой расход концентрированной серной кислоты для регенерации Н-катионитового фильтра первой ступени определяем по формулам 5.59, 5.60, 5.61:

n^{KI} - число регенераций, принимаем 1;

m^{KI} - количество рабочих фильтров;

$P_{H_2SO_4}$ – концентрация регенерационного раствора 1,5%;

$\rho_{H_2SO_4}$ – плотность серной кислоты при концентрации 1,5%, 1085 кг/м³.

$$W_{H_2SO_4}^{KI} = \frac{1672,2 \cdot 100}{1,5 \cdot 1085 \cdot 1 \cdot 3} = 34,25 \text{ м}^3.$$

Подставляем значение в формулу 5.60:

$$t_2^{KI} = \frac{34,29}{10} \cdot 9,1 = 0,38 \text{ час.}$$

Тогда по формуле 5.59:

$$Q_{H_2SO_4}^{KI} = \frac{1672,2 \cdot 100}{94 \cdot 1880 \cdot 1 \cdot 3 \cdot 0,38} = 0,83 \text{ м}^3 / \text{час.}$$

Согласно [5] подбираем количество и марку насосов-дозаторов
Аналогично для катионитовых фильтров II ступени:

$$W_{H_2SO_4}^{KI} = \frac{28,8 \cdot 100}{0,13 \cdot 2 \cdot 1,5 \cdot 1085} = 6,8 \text{ м}^3.$$

$$t_2^{KI} = \frac{6,8}{10} \cdot 1,78 = 0,38 \text{ час.}$$

$$Q_{H_2SO_4}^{KI} = \frac{28,8 \cdot 100}{94 \cdot 1880 \cdot 0,13 \cdot 2 \cdot 0,38} = 0,16 \text{ м}^3 / \text{час.}$$

Принимаем к установке насос – дозатор марки НД – 40/25 (Приложение 5).

5.8. Расчет декарбонизатора.

Расчетное количество воды, поступающей на декарбонизатор после катионитовых фильтров II ступени

$$S_{\phi} = 100 \cdot 24 = 2400 \text{ м}^3 / \text{сут.}$$

Декарбонизатор загружается насадкой из колец Рашига, размеры колец: диаметр 25 мм, высота 25 мм, толщина стенки 3 мм (Приложение 8).

Количество CO_2 , удаленного в декарбонизаторе:

$$[CO_2]_{\text{вх}} = 83,8 + 44 \cdot 3,12 = 251,1 \text{ мг/л};$$

$$G_{CO_2} = \frac{300 \cdot (255,5 - 0,1)}{1000} = 76,62 \text{ кг / час.}$$

Необходимая поверхность колец Рашига определяется по формуле 5.62:

$$F_{\text{кол}} = \frac{22,1}{0,51 \cdot 0,0325} = 1300 \text{ м}^2.$$

Поверхность 1 м³ насадки из колец Рашига 25 х 25 х 3 мм составляет 204 м³. Тогда объем насадки $W_{\text{нас}} = \frac{F_{\text{кол}}}{204} = 7 \text{ м}^3$.

При плотности орошения $q_{\text{ор}} = 60 \text{ м}^3/\text{ч}$ на 1 м² площади декарбонизатора его площадь равна

$$F_{\text{кол}} = \frac{100}{60} = 1,7 \text{ м}^2.$$

К установке принимаем один декарбонизатор производительностью 100 м³/ч, диаметр – 1460 мм, $F=1,67 \text{ м}^2$.

Высота слоя насадки:

$$h_{\text{сл}} = 73,34 = 2,1 \text{ м} < 4 \text{ м.}$$

Для подачи воздуха для декарбонизации принимаем к установке вентилятор марки ВЦ4-75 (Е5.105-1).

5.9. Расчет механических напорных фильтров

Общее количество осветленной воды, которое должно быть получено от механических фильтров (полезная производительность) без учета воды, расходуемой на приготовление раствора коагулянта, определяется по формуле 5.63:

$$S_{\text{эф.м}} = 3685,2 + 343,75 + 109,8 = 4138,75 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Во избежание увеличения содержания кремниевой кислоты в воде, поступающей на ионообменные фильтры, скорые напорные фильтры загружаются малозольным термостойким дробленым антрацитом крупностью 0,7-1,5 мм.

Расчетная скорость фильтрования при нормальном режиме не должна превышать 4-5 м/ч. Для восстановления фильтрующей способности применяется промывка фильтров обратным током воды с интенсивностью 15 л/с·м² в течение 7 минут ($t_1 = 0,117 \text{ ч}$).

Высокие требования к качеству фильтрата обуславливают необходимость сброса первого фильтрата в течение 10 мин ($t_2 = 0,167 \text{ ч}$).

Общее время простоя фильтра в связи с промывной принято равным, $t_3 = 0,33 \text{ ч}$.

Площадь фильтрования определяется по формуле 5.64:

$$F_{\text{м.ф}} = \frac{4138,75}{24 \cdot 5 - 3,6 \cdot 3 \cdot 15 \cdot 0,117 - 3 \cdot 0,33 \cdot 5 - 3 \cdot 0,167 \cdot 5} = 44,22 \text{ м}^2.$$

Принимаем к установке $m = 5$ рабочих и 1 резервный фильтр марки Ф0В-3,4-0,6, диаметр – 3,4 м; площадь $f = 9,1 \text{ м}^2$, объем – 36 м^3 ; общая высота – 4,465 м; высота загрузки – 2,5 м.

Расход воды на промывку одного фильтра:

$$q_{\text{пром}} = 3,6 \cdot f \cdot \omega \cdot t_1 = 3,6 \cdot 9,1 \cdot 15 \cdot 0,117 = 57,5 \text{ м}^3.$$

Запас воды на 2 промывки хранится в баке объемом:

$$W_6 = 57,5 \cdot 2 = 115 \text{ м}^3.$$

Принимаем к установке 1 бак с размерами: высота – 6 м; длина 7 м; ширина – 3 м. Промывка производится промывными насосами. Производительность промывного насоса равна:

$$Q_{\text{пр.н}} = 3,6 \cdot f \cdot \omega = 3,6 \cdot 9,1 \cdot 15 = 491,4 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Потребный напор ориентировочно принят равным 22 м вод. ст. (2200 гПа). К установке принимаем 2 рабочих насоса марки К- 290/30 и 1 резервный.

Суточный расход воды на промывку:

$$S_{\text{пром}} = 3 \cdot 5 \cdot 57,5 = 862,5 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Суточное количество воды при сбросе первого фильтрата:

$$S_{\text{ф1}} = 3 \cdot 5 \cdot 5 \cdot 0,167 = 12,5 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Суточное поступление промывочной воды и первого фильтрата на сооружения для их обработки:

$$Q = 862,5 + 12,5 = 875 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Суточное количество исходной воды:

$$S_{\text{исх}} = 4183 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Количество воды, возвращаемой после сооружений по обработке воды, равно:

$$S_{\text{возв}} = 787,5 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. СП 31.13330.2012. Водоснабжение и наружные сети: утв. приказом Министерства регионального развития Российской Федерации 29.12.2011. – Актуализированная версия СНиП 2.04.02.-84*; введ. 01.01.2013. – Москва: Минрегион России, 2012. – 123 с.
2. Громогласов, А.А. Водоподготовка: Процессы и аппараты: учеб.пособие для вузов/ А.А.Громогласов, А.С.Копилов, А.П.Пильщиков; под ред. О.И. Мартыновой. – Москва: Энергоатомиздат, 1990. – 272 с.
3. Кострикин, Ю.М. Водоподготовка и водный режим энергообъектов низкого и среднего давления: справочник / Ю.М. Кострикин, И.А. Мещерский, О.В. Коровина. – Москва: Энергоатомиздат, 1990. – 254 с.
4. Сомов, М.А. Водоснабжение: учебник для вузов: в 3 т. / М.Г. Журба, Ж.М. Говорова. – Москва: АСВ, 2008. – Т. 2. – 544 с.
5. Николадзе, Г.И. Технология очистки природных вод: учебник для вузов/ Г.И. Николадзе. – Москва: Высш. шк., 1987. – 479 с.
6. Технология очистки природных вод: метод.указания к выполнению курсового проекта «Обессоливание воды» для студентов специальности «Водоснабжение и водоотведение» / сост. Е.А. Мезенева. – Вологда: ВПИ, 1995. – 42 с.
7. Горбачев, Е. А. Проектирование очистных сооружений водопровода из поверхностных источников: учеб.пособие для вузов по специальности "Водоснабжение и водоотведение" / Е. А. Горбачев. – 2-е изд., доп. и перераб. – Москва: АСВ, 2004. – 240 с.
8. Журба, М. Г. Водоснабжение : проектирование систем и сооружений: учеб.пособие для вузов по специальности "Водоснабжение и водоотведение" направления "Строительство": в 3 т. Т. 2: Очистка и кондиционирование природных вод / М. Г. Журба, Л. И. Соколов, Ж. М. Говорова ; науч.-метод. рук. и общ. ред. М. Г. Журбы. – 2-е изд., доп. и перераб. – Москва: АСВ, 2004. – 493, [1] с.
9. Водозаборно-очистные сооружения и устройства: учеб.пособие для вузов по специальности "Водоснабжение, водоотведение и строит. системы охраны водных ресурсов"/ под ред. М. Г. Журбы. – Москва: Астрель: АСТ, 2003. – 569 с.
10. Водоснабжение. Водоотведение. Оборудование и технологии: [справочник] / [гл. ред. С. А. Грачев]. – Москва: Стройинформ, 2006. – 455 с.
11. Насосы консольные типа К, 1К, 2К [Электронный ресурс]: – Режим доступа: http://www.agrovodcom.ru/konsol_pump.php
12. Насосы центробежные секционные тип ЦНС и агрегаты на их основе [Электронный ресурс]: – Режим доступа: <http://www.gidromashina.ru/images/pdf/cns.pdf>
13. Обессоливание воды ионным методом [Электронный ресурс]: – Режим доступа: http://www.medfilter.ru/r6_52.html

СОДЕРЖАНИЕ

Введение	3
1. Показатели качества природной воды	4
2. Требования по допустимому содержанию примесей и солей	7
3. Методы обессоливания воды	9
4. Выбор схемы обессоливания.....	12
5. Расчет установки для обессоливания воды	15
6. Объем и содержание курсового проекта	30
Приложения	31
Список литературы.....	55

ОБЕССОЛИВАНИЕ ВОДЫ

Учебно-методическое пособие по выполнению курсового проекта

Оригинал-макет – О.М. Ванчугова

Подписано в печать 21.12.2015 г. Формат 60 × 84/16.

Усл. п. л. 3,5. Тираж экз. Заказ № .

РИО ВоГУ. 160000, г. Вологда, ул. С. Орлова, 6.