

Министерство образования Республики Беларусь  
Учреждение образования  
«Полоцкий государственный университет»

Д. П. Комаровский  
О. Н. Сильванович

# **РАСЧЕТ БАЛАНСОВОЙ СХЕМЫ И СТАНЦИИ УМЯГЧЕНИЯ ВОДЫ ПРОМЫШЛЕННОГО ПРЕДПРИЯТИЯ**

Учебно-методическое пособие к выполнению курсового проекта  
для студентов специальности 1-70 04 03  
«Водоснабжение, водоотведение и охрана водных ресурсов»

Новополоцк  
ПГУ  
2015

УДК 628.1(075.8)

Одобрено и рекомендовано к изданию методической комиссией  
инженерно-технологического факультета (протокол № 6 от 09.09.2015)

Кафедра трубопроводного транспорта, водоснабжения и гидравлики

**РЕЦЕНЗЕНТЫ:**

канд. техн. наук, доц. кафедры трубопроводного транспорта,  
водоснабжения и гидравлики В. Д. ЮЩЕНКО;  
ст. преп. кафедры трубопроводного транспорта,  
водоснабжения и гидравлики Т. В. КОЗИЦИН

© Комаровский Д. П., Сильванович О.Н., 2015  
© Полоцкий государственный университет, 2015

## ВВЕДЕНИЕ

Непрерывное развитие промышленности и совершенствование технологии производства самых различных видов продукции в значительной степени зависят от количества и качества потребляемой воды. Наряду с ростом потребления неосветленной природной воды для охлаждения оборудования, все большее число предприятий нуждается в воде высокого качества. Такие водоемкие отрасли промышленности, как производство синтетических волокон, хлопчатобумажных и шерстяных тканей, требуют значительного количества фильтрованной и умягченной воды. Глубоко обессоленная вода широко используется предприятиями электронной и радиотехнической промышленности для промывки некоторых видов продукции.

Состав сооружений для очистки воды, расходуемой на технологические нужды предприятий, зависит от качества воды в источнике, требований к качеству воды со стороны потребителей и масштабов водопотребления.

Задачи расчета и проектирования комплекса водоочистных сооружений промышленных предприятий включают:

а) выбор методов и технологической схемы очистки воды, определение состава сооружений, обеспечивающих необходимый эффект улучшения качества воды при минимальной величине приведенных затрат на строительство и эксплуатацию;

б) технологические и гидравлические расчеты элементов и узлов водоочистных сооружений;

в) проектирование комплекса водоочистных сооружений и конструирование их отдельных элементов;

г) определение основных экономических показателей сооружений.

Выбор технологической схемы и состава сооружений для осветления воды должен производиться на основе анализа исходных данных, в которые входят показатели качества исходной воды, требования по допустимому содержанию примесей в обрабатываемой воде, полезная производительность сооружений по обработке воды.

Требования к воде, используемой на промышленных предприятиях с различными технологическими процессами, могут существенно отличаться друг от друга.

В таких случаях исходная вода подвергается различным способам очистки.

Иногда решение этой задачи достигается объединением нескольких потоков, наиболее близких друг к другу по качеству воды.

При отсутствии достаточных данных в задании на проектирование следует обратиться к специальной технической литературе, в которой описаны основные производственные процессы, указаны цели водопотребления, удельные расходы и требования к качеству используемой воды.

Выбор окончательной схемы водоподготовки должен обосновываться технико-экономическим сравнением различных вариантов технического решения.

Цель данного курсового проекта – привить студентам практические навыки по расчету водохозяйственного баланса и построению балансовой схемы водопотребления промышленного предприятия, а также по технологическому расчету станции умягчения воды для собственных нужд промышленного предприятия.

# 1 СОСТАВ И ОБЪЕМ КУРСОВОГО ПРОЕКТА

При выполнении курсового проекта требуется:

- разработать принципиальную схему технического водоснабжения промышленного предприятия;
- определить расчетные расходы воды в целом по промышленному предприятию и составить баланс водопотребления и водоотведения по его цехам;
- выполнить расчеты и разработать технологическую схему установки умягчения воды с применением реагентных и катионитовых методов для нужд заводской котельной.

При этом необходимо:

- выбрать метод реагентного умягчения воды и рассчитать дозы реагентов;
- выбрать технологическую схему катионного умягчения воды;
- рассчитать количество и основные характеристики фильтрующих аппаратов;
- рассчитать расход реагентов для регенерации катионитовых фильтров;
- рассчитать расход воды на собственные нужды катионитовых фильтров;
- определить основные размеры вспомогательных сооружений;
- рассчитать сооружения предварительной очистки воды.

Курсовой проект состоит из графической части (1 лист формата А1) и сброшюрованной расчетно-пояснительной записки (30–35 с. машинописного текста, напечатанного на одной стороне листа формата А4).

В пояснительной записке должны быть отражены все этапы проектирования:

1. Разработка принципиальной и балансовой схемы водоснабжения предприятия.
2. Выбор метода реагентного умягчения воды. Определение доз реагентов.
3. Определение солевого состава воды после реагентного умягчения воды.
4. Выбор технологической схемы катионного умягчения воды.
5. Определение качества воды фильтратов после катионитовых фильтров.
6. Расчет катионитовых фильтров.

7. Определение расходов реагентов для регенерации катионитовых фильтров.
8. Определение расходов воды на собственные нужды катионитовых фильтров.
9. Расчет солевого и кислотного хозяйства.
10. Расчет вспомогательного оборудования (баки для взрыхления катионита).
11. Расчет сооружений предварительной очистки воды.

Графическая часть курсового проекта должна содержать:

1. Принципиальную схему системы технического водоснабжения промышленного предприятия (1 лист формата А4).
2. Балансовую схему водоснабжения и водоотведения (1 лист формата А4).
3. Технологическую схему станции умягчения воды с реагентным хозяйством (1 – 2 листа формата А1) (см. вклейку).

## 2 РАЗРАБОТКА ПРИНЦИПАЛЬНОЙ И БАЛАНСОВОЙ СХЕМЫ ВОДОСНАБЖЕНИЯ ПРЕДПРИЯТИЯ

При проектировании систем водоснабжения промышленного предприятия составляется водный баланс, в котором указываются расходы воды для всех категорий потребителей и потери воды. Потребители группируются по районам их расположения, напорам, качеству воды. Затем составляется схема использования воды с показанием ее потоков. Водный баланс изображается в виде эпюр потоков, т.е. расходы, поступающие к потребителям и отводимые от них, показываются в масштабе или обозначаются цифрами.

При проектировании водный баланс необходим для расчета сооружений водоснабжения, определения мощности оборудования и размеров основных сооружений (НС, водоводов, ОУ, ОС и т.п.). При эксплуатации реальный водный баланс отражается на экономической стороне работы предприятия и оказывает влияние на реальную себестоимость продукции.

Принципы составления водохозяйственного баланса промышленного предприятия заключаются в следующем:

1) количество воды в системе промышленного водоснабжения поддерживается постоянным. Убыль воды из системы возмещается добавляемой водой;

2) устанавливаются источники поступления и убыли воды;

3) определяются количественные характеристики каждого источника;

4) анализируются качественные характеристики воды источников и их возможное влияние на состав и свойства оборотной воды, эффективность работы системы водоснабжения;

5) определяются группы потребителей, требующих воду одинакового качества;

6) для уменьшения количества свежей воды, забираемой из источника, выявляется возможность последовательного использования отработавшей воды одной группы потребителей для водоснабжения другой.

При заданном равномерном режиме потребления воды на технологические нужды ( $K_{сут}$ ,  $K_{час}$ ) расчетными являются суточный и часовой расходы.

Для определения часового расхода воды на технологические нужды необходимо разработать принципиальную схему водоснабжения промышленного предприятия и составить баланс распределения воды на нем.

При разработке  $Q_{i,j}$ ,  $H_{i,j}$ ,  $Q_{i,j}$ ,  $H_{i,j}$ ,  $a_{i,j}$  принципиальной схемы водоснабжения предприятия должны быть учтены требования, предъявляемые различными потребителями (цехами) к качеству воды, ее расходам и напорам. При этом необходимо максимально предусмотреть применение оборотного и повторного использования воды. В принципиальную схему должен быть включен комплекс сооружений для обеспечения требуемого качества воды (охладители, очистные сооружения) и требуемых ее расходов и напоров (насосные станции).

Данные о расходах, напорах и потерях воды в технологических процессах приведены в задании на курсовое проектирование.

### Пример:

Для цехов № 1, 2 и 3 заданы следующие расходы воды, напоры и потери воды в технологических процессах  $a_{ij}$ .

**Цех № 1:**  $Q_{1,1} = 280 \text{ м}^3/\text{ч}$ ,  $a_{1,1} = 35\%$ ,  $H_{1,1} = 25 \text{ м}$

**Цех № 2:**  $Q_{1,2} = 185 \text{ м}^3/\text{ч}$ ,  $a_{1,2} = 20\%$ ,  $H_{1,2} = 10 \text{ м}$

$Q_{4,2} = 700 \text{ м}^3/\text{ч}$ ,  $a_{4,2} = 20\%$ ,  $H_{4,2} = 10 \text{ м}$

**Цех № 3:**  $Q_{2,3} = 550 \text{ м}^3/\text{ч}$ ,  $a_{2,3} = 13\%$ ,  $H_{2,3} = 10 \text{ м}$

$Q_{3,3} = 750 \text{ м}^3/\text{ч}$ ,  $a_{3,3} = 20\%$ ,  $H_{3,3} = 10 \text{ м}$

Здесь в подстрочнике:

Первая цифра ( $i$ ) обозначает качество воды: 1 – техническая вода, прошедшая механическую очистку на решетках и сетках; 2 – умягченная вода для оборотной системы водоснабжения; 3 – осветленная и обесцвеченная вода; 4 – техническая охлажденная вода в системе оборотного водоснабжения.

Вторая цифра ( $j$ ) обозначает цеховую принадлежность.

В ходе технологического процесса в цехе №1 используется  $280 \text{ м}^3/\text{ч}$  технической, прошедшей механическую очистку воды, безвозвратно теряется  $a_{1,1} = 35\%$  расхода, т.е.  $98 \text{ м}^3/\text{ч}$ , оставшаяся часть расхода ( $182 \text{ м}^3/\text{ч}$ ) является непригодной для повторного использования в данном цехе и поступает на очистные сооружения. Предусматриваем подпитку первого цеха из питьевого трубопровода в размере  $Q_{1,1}^{nodn} = 280 \text{ м}^3/\text{ч}$ . Требуемый свободный напор  $H_{1,1} = 25 \text{ м}$  обеспечивается насосами.

В цехе № 2 используется  $185 \text{ м}^3/\text{ч}$  питьевой воды, безвозвратно теряется  $a_{1,2} = 20\%$  расхода, т.е.  $37 \text{ м}^3/\text{ч}$ , оставшаяся часть расхода ( $148 \text{ м}^3/\text{ч}$ ) является непригодной для повторного использования в данном цехе и по-

ступает на очистные сооружения. Предусматриваем подпитку второго цеха из питьевого трубопровода в размере  $Q_{1,2}^{подп} = 185 \text{ м}^3/\text{ч}$ . Требуемый свободный напор  $H_{1,2} = 10 \text{ м}$  обеспечивается насосами.

Также в цехе № 2 используется  $700 \text{ м}^3/\text{ч}$  технической воды для охлаждения, безвозвратно теряется  $a_{4,2} = 20\%$  расхода, т.е.  $140 \text{ м}^3/\text{ч}$ , оставшаяся часть расхода ( $560 \text{ м}^3/\text{ч}$ ) поступает в оборотную систему охлаждения. При этом вода нагревается. Технологический процесс в данном случае допускает устройство оборотной системы водоснабжения при условии охлаждения нагретой воды до исходной температуры. В связи с этим в рассматриваемой схеме предусматривается оборотная система с охлаждением нагретой воды на вентиляторных градирнях. Для компенсации потерь воды в оборотном цикле, связанных с капельным уносом, испарением в градирнях и продувкой системы, предусмотрена его подпитка. Также подпитка необходима для восполнения потерь в ходе технологических процессов в цехе. Движение воды в оборотной системе будут обеспечивать насосы, развивающие требуемый напор  $H_{4,2} = 10 \text{ м}$ .

Потери воды в вентиляторных градирнях (испарение и капельный унос) определяются в соответствии с пунктом 8.2 ТКП 45-4.01-258 при температуре воздуха (по сухому термометру)  $20^\circ\text{C}$  и перепадом температуры воды на градирне  $\Delta t = 15^\circ\text{C}$ , и отсутствии в оборотной воде токсичных веществ:

1) потери на испарение при охлаждении:

$$q_{исп} = K_{исп} \Delta t q_{охл},$$

где  $K_{исп}$  – коэффициент, учитывающий долю теплоотдачи испарением в общей теплоотдаче, принимаемый для брызгальных бассейнов и градирен в зависимости от температуры воздуха (по сухому термометру) по таблице 8.2 ТКП 45-4.01-258;

$\Delta t$  – перепад температуры воды в охладителе,  $15^\circ\text{C}$ ;

$q_{охл}$  – расход оборотной воды,  $700 \text{ м}^3/\text{ч}$ .

$$q_{исп} = 0,0014 \cdot 15 \cdot 700 = 14,7 \text{ м}^3/\text{ч};$$

2) потери вследствие уноса ветром ( $0,1\%$  расхода охлаждаемой воды по таблице 8.1 ТКП 45-4.01-258:

$$P_2 = 700 \cdot 0,001 = 0,7 \text{ м}^3/\text{ч};$$

3) потери в оборотной системе водоснабжения, связанные с продувкой, определяют из уравнения солевого баланса системы при заданном коэффициенте упаривания оборотной воды, ориентировочно могут быть приняты 2 – 5% от расхода оборотной воды (вода, которая подается из питьевого или технического трубопровода, не включается):

$$q_{np} = 700 \cdot 0,02 = 14 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Таким образом, суммарные потери на градирне:

$$P_{gp} = q_{исч} + P_2 + q_{np} = 14,7 + 0,7 + 14 = 29,4 \approx 30 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Расход, который необходимо подать на градирни составит:

$$Q_{gp} = Q_{4,2} + P_{gp} = 700 + 30 = 730 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Данный расход обеспечивается поступлением оборотной части расхода охлаждаемой воды равной  $560 \text{ м}^3/\text{ч}$  и подпиткой поступающей с очистных сооружений равной  $170 \text{ м}^3/\text{ч}$ .

**В цехе № 3** используется умягченная и осветленная вода.

Умягченной воды используется  $550 \text{ м}^3/\text{ч}$ , безвозвратно теряется  $a_{2,1} = 13\%$  расхода, т.е.  $71,5 \text{ м}^3/\text{ч}$ , оставшаяся часть расхода ( $478,5 \text{ м}^3/\text{ч}$ ) поступает в оборотную систему.

Расход воды на собственные нужды станции умягчения ориентировочно принимаются 20 – 30% от расхода обрабатываемой воды:

$$q_{ум}^{с.н.} = Q_{2,3} \cdot 0,2 = 550 \cdot 0,2 = 110 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Подпитка станции умягчения будет производиться с учетом безвозвратных потерь на производстве ( $71,5 \text{ м}^3/\text{ч}$ ) и расхода станции умягчения на собственные нужды, и будет равна

$$Q_{2,3}^{подп} = 181,5 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Требуемый свободный напор  $H_{2,3} = 10 \text{ м}$  обеспечивается насосами.

Осветленной воды используется  $750 \text{ м}^3/\text{ч}$ , безвозвратно теряется  $a_{3,3} = 10\%$  расхода, т.е.  $150 \text{ м}^3/\text{ч}$ , оставшаяся часть расхода ( $600 \text{ м}^3/\text{ч}$ ) поступает в оборотную систему.

Расход воды на собственные нужды фильтровальной станции ориентировочно принимается 3 – 4% от расхода обрабатываемой воды:

$$q_{обезж}^{с.н.} = Q_{2,3} \cdot 0,03 = 750 \cdot 0,03 = 22,5 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Подпитка фильтровальной станции будет производиться с учетом безвозвратных потерь на производстве (150 м<sup>3</sup>/ч) и расхода фильтровальной станции на собственные нужды и будет равна  $Q_{3,3}^{подп} = 172,5 \text{ м}^3/\text{ч}$ .

Требуемый свободный напор  $H_{3,3} = 10 \text{ м}$  обеспечивается насосами.

Дополнительно определяем потери на очистных сооружениях для удаления масел, жиров и бактериологических загрязнений, которые можно ориентировочно принять 0,5 – 1,0% от расхода очищаемой воды.

$$\frac{1 \cdot (182 + 148)}{100} = \frac{330}{100} = 3,3 \text{ м}^3/\text{час},$$

где 182 м<sup>3</sup>/ч – расход, поступающий из первого цеха;

148 м<sup>3</sup>/ч – расход, поступающий из второго цеха.

Учитывая, что в систему охлаждения с очистных сооружений подается 170 м<sup>3</sup>/ч, получим количество сточных воды от предприятия:

$$Q_{с.в.} = 330 - 3,3 - 170 = 156,7 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

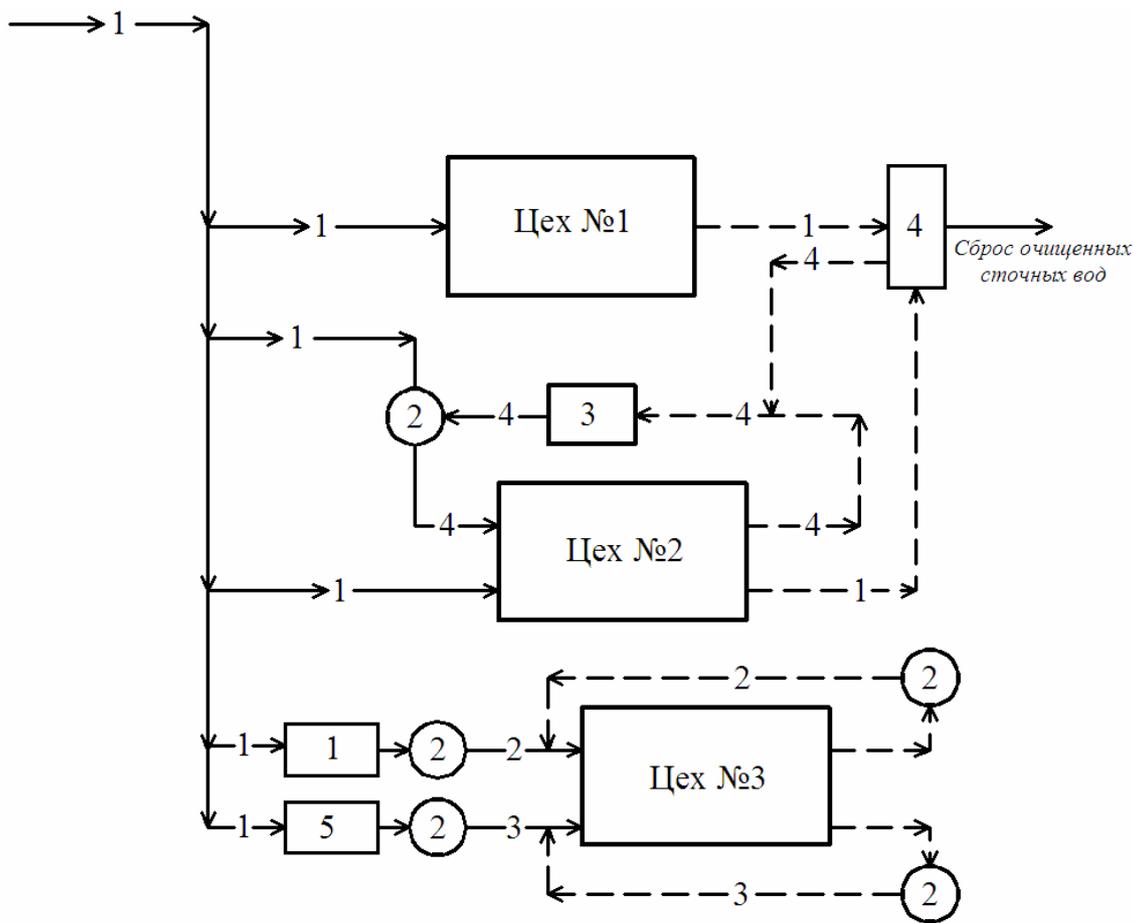
Общий расход, необходимый для подпитки предприятия составит:

$$Q^{подп} = Q_{1,1}^{подп} + Q_{1,2}^{подп} + Q_{2,3}^{подп} + Q_{3,3}^{подп} = 280 + 185 + 181,5 + 172,5 = 819 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Экономия воды рассчитывается исходя из расхода воды, который мы берем на подпитку, и расхода воды, используемого на предприятии. Экономия воды составит

$$\mathcal{E} = \frac{2465 - 819}{2465} \cdot 100\% = 67\%.$$

На рисунке 2.1 показан один из вариантов принципиальной схемы системы водоснабжения промпредприятия при исходных данных к примеру.



**Рисунок 2.1 – Принципиальная схема водоснабжения промышленного предприятия.**  
**Нумерация зданий и сооружений: 1 – станция умягчения воды; 2 – насосная станция, оборудованная различными группами насосов для перекачки соответствующих вод;**  
**3 – градирня; 4 – сооружения для удаления из воды масел, жиров и бактериологических загрязнений; 5 – фильтровальная станция.**  
**Нумерация трубопроводов для перекачки следующих видов вод:**  
**1 – техническая вода, прошедшая механическую очистку на решетках и сетках;**  
**2 – умягченной для оборотной системы водоснабжения;**  
**3 – осветленная и обесцвеченная вода;**  
**4 – техническая охлажденная вода в системе оборотного водоснабжения.**

*Примечание.* Перекачка: —————> исходной воды  
 - - - - -> отработанной воды

В соответствии с принятой принципиальной схемой (см. рис. 2.1), составляют **баланс распределения воды на промпредприятии**. Для этого определяют расходы воды, поступающие в систему в целом, в том числе к различным потребителям и сооружениям, а также отходящие от них, с учетом безвозвратных для системы водоснабжения потерь. Очевидно, что количество воды, поступающее в систему, на технологические процессы и сооруже-

ния, должно равняться (за вычетом потерь воды) соответственно количеству воды, отходящей от технологических процессов или сооружений.

Размеры потерь воды в технологических процессах  $a_{ij}$  приведены в задании на курсовое проектирование.

На рисунке 2.2 показана балансовая схема для рассматриваемого примера.

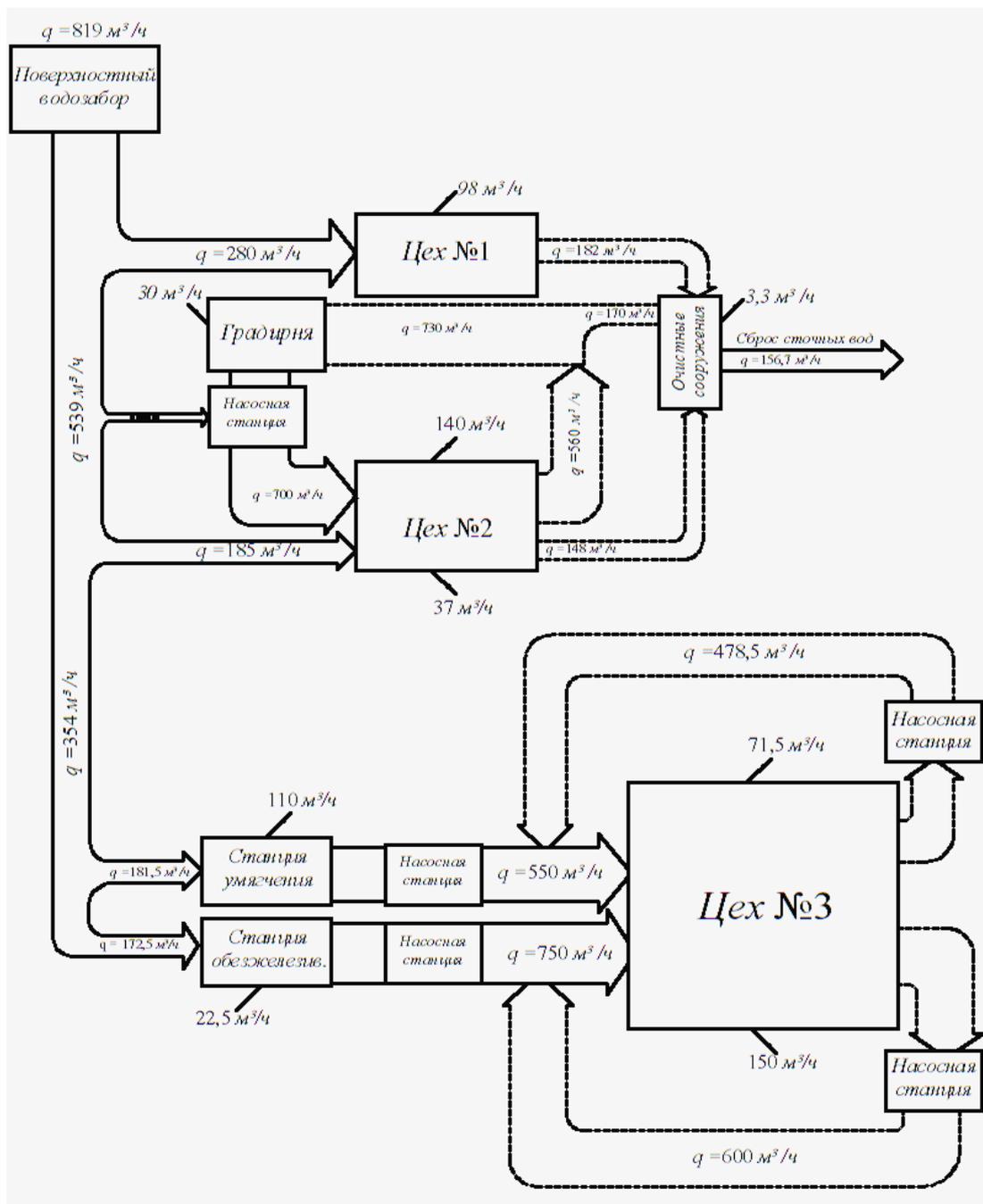


Рисунок 2.2 – Балансовая схема распределения воды в цехах промышленного предприятия

### 3 РАСЧЕТ СТАНЦИИ УМЯГЧЕНИЯ ВОДЫ

Проектирование установок по умягчению воды начинается с выбора технологической схемы и состава водоочистных сооружений. Их выбор зависит от показателей качества исходной воды, требований потребителей к обработанной воде и местных условий (наличия реагентов, площадей, условий кооперирования с другими предприятиями и т.п.).

Выбор метода умягчения следует осуществлять исходя из качества исходной воды и требований к умягченной воде согласно ТКП 45-4.01-31.

В курсовом проекте технологическая схема умягчения воды должна включать:

1. Сооружения для предварительной очистки и реагентного умягчения воды.
2. Катионитные фильтры для более глубокого умягчения воды.

#### 3.1 Предварительная очистка воды

Многообразие примесей в природной воде служит причиной того, что очистка воды организуется в несколько этапов. На начальном этапе из воды выделяются грубодисперсные и коллоидные вещества, а также снижается бикарбонатная щелочность этой воды.

Начальный этап очистки воды – предочистка – необходим для улучшения технико-экономических показателей и возможности проведения последующих этапов очистки воды. При отсутствии предочистки применение метода катионитного умягчения воды будет крайне неэффективным.

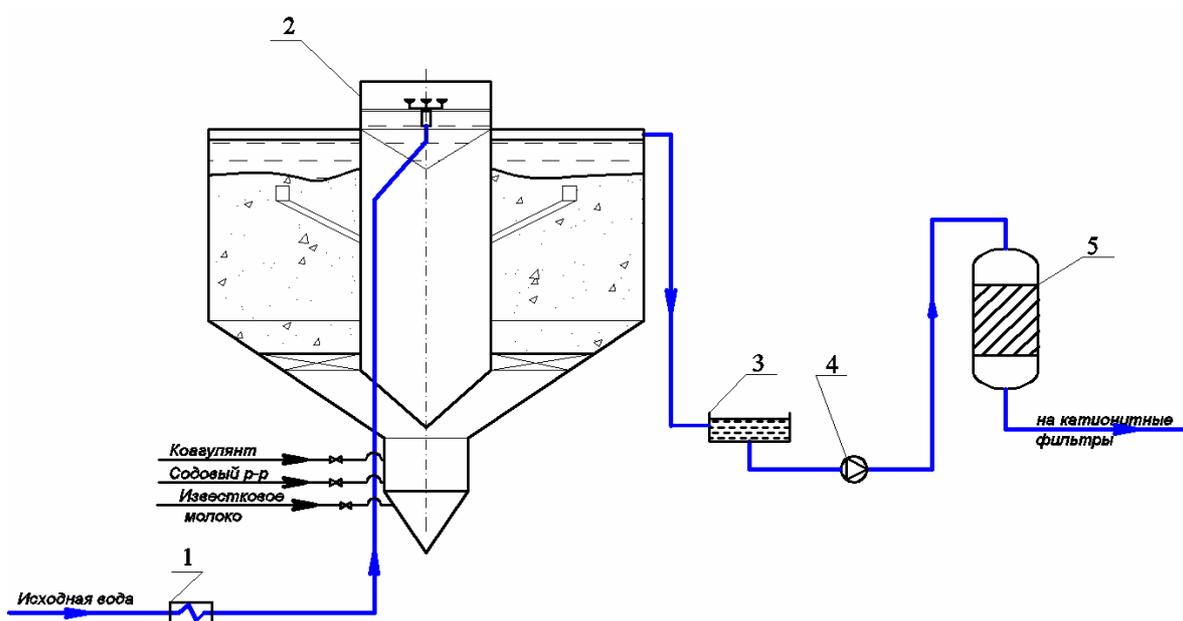
Показатели качества воды, поступающей на установки катионитного умягчения, должны удовлетворять следующим требованиям:

- взвешенные вещества – не более 3 мг/дм<sup>3</sup>;
- мутность – не более 8 мг/дм<sup>3</sup>;
- железо общее – не более 0,3 мг/дм<sup>3</sup>;
- окисляемость – не более 3 мгО<sub>2</sub>/дм<sup>3</sup>;
- цветность – не более 8 градусов;
- общая жесткость – не более 15 мг-экв/дм<sup>3</sup>.

Предварительная очистка воды может быть осуществлена в основном методами осаждения, при применении которых примеси выделяются из воды в виде осадка. Для выделения примесей в воду дозируют специальные реагенты (коагулянты, флокулянты).

Как правило, предварительную очистку совмещают с методами реагентного умягчения воды (известкование или известково-содовый) и проводят одновременно в одном аппарате – осветлителе, что целесообразно как для улучшения суммарного технологического эффекта процесса очистки воды, так и для снижения капитальных и эксплуатационных затрат. Первичное осветление воды производится в осветлителях, а окончательная очистка от мутности осуществляется при помощи процесса фильтрации, который также относится к предварительной очистке воды.

Принципиальная схема предварительной очистки воды представлена на рисунке 3.1.



**Рисунок 3.1 – Принципиальная схема предварительной очистки воды:**  
**1** – теплообменный аппарат для подогрева исходной воды; **2** – осветлитель;  
**3** – промежуточный бак; **4** – насос для подачи воды на осветлительные  
и катионитные фильтры; **5** – механический осветлительный фильтр

### 3.1.1 Реагентное умягчение воды

В задачу реагентного умягчения воды входит снижение исходной жесткости воды до 0,5 – 1,0 мг-экв/дм<sup>3</sup>. В курсовом проекте необходимо рассмотреть применение одного из методов реагентного умягчения воды: известкования или содоизвесткования. Эти методы основаны на обработке воды реагентами, анионы которых образуют с катионами Ca<sup>2+</sup> и Mg<sup>2+</sup> малорастворимые соединения: CaCO<sub>3</sub>, Mg(OH)<sub>2</sub> и т.д. с последующим их отделением в осветлителе и осветлительном фильтре.

**Известкование.** Умягчение воды известкованием рекомендуется применять при ее высокой карбонатной и низкой некарбонатной жесткости, а также в случае, когда не требуется удалять из воды соли, обуславливающие некарбонатную жесткость. В качестве реагента рекомендуется использовать известь в виде раствора или суспензии, которую подают в предварительно подогретую обрабатываемую воду.

При использовании поверхностных вод с карбонатной жесткостью более 2 мг-экв/кг совмещают известкование с коагуляцией. При этом происходит более полное удаление взвешенных и органических веществ, соединений кремния и железа.

При известковании остаточная жесткость умягченной воды может быть получена на 0,4 – 0,8 мг-экв/дм<sup>3</sup> больше некарбонатной жесткости, а остаточная щелочность может быть получена равной от 0,8 до 1,2 мг-экв/дм<sup>3</sup>.

Дозу извести  $D_u$ , мг/дм<sup>3</sup>, при известковании допускается вычислять в зависимости от соотношения концентрации в воде ионов кальция и карбонатной жесткости по следующим формулам:

– при соотношении  $\frac{[Ca^{2+}]}{20} < Ж_k$

$$D_u = 28 \cdot \left( \frac{[CO_2]}{22} + 2 \cdot Ж_k - \frac{[Ca^{2+}]}{20} + \frac{D_k}{e_k} + 0,5 \right); \quad (3.1)$$

– при соотношении  $\frac{[Ca^{2+}]}{20} > Ж_k$

$$D_u = 28 \cdot \left( \frac{[CO_2]}{22} + Ж_k + \frac{D_k}{e_k} + 0,3 \right). \quad (3.2)$$

В формулах 3.1 и 3.2:

$[CO_2]$  – концентрация в воде свободного диоксида углерода, мг/дм<sup>3</sup>, принимается согласно заданию к курсовому проекту;

$[Ca^{2+}]$  – концентрация ионов кальция, мг/дм<sup>3</sup>, принимается согласно заданию к курсовому проекту;

$Ж_k$  – карбонатная жесткость воды, мг-экв/дм<sup>3</sup>;

$D_k$  – доза коагулянта ( $\text{FeSO}_4$  или  $\text{FeCl}_3$  в пересчете на сухое вещество), мг/дм<sup>3</sup>;

$e_k$  – эквивалентная масса активного вещества коагулянта, мг-экв/дм<sup>3</sup> (для  $\text{FeSO}_4$  –  $e_k = 76$ , для  $\text{FeCl}_3$  –  $e_k = 54$ );

0,5 и 0,3 – избыток извести для обеспечения надежности обработки, мг-экв/дм<sup>3</sup>.

Выражение

$\frac{D_k}{e_k}$  следует принимать со знаком минус, если коагулянт вводится

раньше извести, и со знаком плюс, если коагулянт вводится совместно или после извести.

Предварительно дозу коагулянта следует принимать согласно п. 7.1.2 ТКП 45-4.01-31.

Количество взвеси (в пересчете на сухое вещество), мг/дм<sup>3</sup>, образующейся при известковании вычисляют по формуле

$$C = M_{\text{исх}} + \left( 50 \cdot \frac{[\text{CO}_2]}{22} + 2J_k \right) + 29 \cdot \frac{[\text{Mg}^{2+}]}{12} + Du \cdot \left( \frac{100 - m}{100} \right), \quad (3.3)$$

где  $M_{\text{исх}}$  – содержание взвешенных веществ в исходной воде, мг/дм<sup>3</sup>;

$m$  – содержание СаО в товарной извести, принимается равной 70%.

Необходимая доза коагулянта  $D_k$ , мг/дм<sup>3</sup>, определяется по формуле:

$$D_k = 3C^{\frac{1}{3}}. \quad (3.4)$$

Теоретическая глубина умягчения воды известкованием определяется растворимостью  $\text{CaCO}_3$  и  $\text{Mg}(\text{OH})_2$  и зависит от температуры ведения процесса. Практически не удается добиться получения жесткости известкованной воды ниже 1 мг-экв/кг.

**Известково-содовый** метод рекомендуется применять при  $J_{\text{нк}} > J'_k$ , а также при удалении магниевой жесткости. Содоизвесткование производят в две стадии.

Первоначально из воды следует удалить примеси органических веществ и большую часть солей, обуславливающих карбонатную жесткость,

путем дозирования солей алюминия или железа, при условиях, оптимальных для коагуляции, а также части дозы извести. На второй стадии в воду следует добавить соду и остальную часть извести.

Остаточная жесткость при известково-содовом умягчении может быть получена от 0,5 до 1,0, а щелочность – от 0,8 до 1,2 мг-экв/дм<sup>3</sup>. Меньшие значения могут быть получены при подогреве воды от 35 °С до 40 °С.

Дозу извести  $D_u$ , мг/дм<sup>3</sup>, при известково-содовом умягчении воды рекомендуется вычислять по формуле

$$D_u = 28 \cdot \left( \frac{[CO_2]}{22} + J_k + \frac{[Mg^{2+}]}{e_k} + \frac{D_k}{e_k} + 0,5 \right). \quad (3.5)$$

Предварительно дозу коагулянта следует принимать согласно п. 7.1.2 ТКП 45-4.01-31.

Содержание взвешенных веществ  $C$ , мг/дм<sup>3</sup>, образующихся при умягчении воды (в пересчете на сухое вещество), рекомендуется вычислять по формуле

$$C = M_{исх} + 50 \cdot \left( J_0 + J_k + \frac{[CO_2]}{22} + 0,5 \right) + 29 \cdot \frac{[Mg^{2+}]}{12} + D_u \cdot \left( \frac{100 - m}{100} \right). \quad (3.6)$$

Необходимая доза коагулянта  $D_k$ , мг/дм<sup>3</sup>, определяется по формуле (3.4).

Расчетная доза соды в пересчете на Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>, мг/дм<sup>3</sup>, определяется по формуле

$$D_c = 53 \cdot \left( J_{нк} + \frac{D_k}{e_k} + 1 \right), \quad (3.7)$$

где  $[Mg^{2+}]$  – концентрация ионов магния, мг/дм<sup>3</sup>, принимается согласно заданию к курсовому проекту;

$J_{нк}$  – некарбонатная жесткость воды, мг-экв/дм<sup>3</sup>.

### 3.1.2 Осветлитель и осветлительные фильтры

**Осветлители.** Процессы коагуляции и известкования осуществляются, как правило, в аппаратах, называемых осветлителями. Осветлители, в которых производится реагентная обработка воды и осуществляется ее осветление до остаточной концентрации взвешенных частиц на уровне  $10 \div 20$  мг/кг, являются основным элементом технологической схемы предварительной очистки воды.

На осветлитель подается подогретая исходная вода до заданной температуры.

Известковое молоко, раствор коагулянта и соды поступают в смеситель по радиально направленным трубопроводам. Известковое молоко вводится выше, чем исходная вода, содовый раствор – выше известкового молока, а раствор коагулянта – в верхнюю часть смесителя.

Применение осветлителей необходимо при концентрации взвешенных веществ в исходной воде  $100 \div 200$  мг/дм<sup>3</sup> и выше. Для окончательного осветления вода после осветлителей направляется на осветлительные (механические) фильтры.

**Осветлительные фильтры** предназначены для удаления из воды взвешенных примесей разной степени дисперсности.

В схемах обработки воды на ТЭС, промышленных и отопительных котельных наиболее широко представлены вертикальные однопоточные напорные механические осветлительные фильтры.

### 3.2 Катионитное умягчение воды

Для глубокого умягчения воды, после ее предварительной очистки, воду необходимо пропустить через катионитовые фильтры. Остаточная жесткость воды составляет от 0,03 до 0,05 мг-экв/дм<sup>3</sup> при одноступенчатом и до 0,01 мг-экв/дм<sup>3</sup> при двухступенчатом катионировании.

Краткая характеристика различных способов умягчения воды и условия их применения приведены в таблицах 3.1 и 3.2 [1].

Таблица 3.1 – Краткая характеристика различных способов умягчения воды и условия их применения

Способы умягчения воды	Характер процесса умягчения	Назначение способа умягчения	Условия эффективного применения способа умягчения воды			температура исходной воды в °С
			мутность исходной воды в г/м <sup>3</sup>	общая жесткость исходной воды в мг-экв/дм <sup>3</sup>	предел возможного снижения жесткости в мг-экв/дм <sup>3</sup>	
Реагентный (известково-содовый)	В воду вводятся реагенты: известь – для устранения карбонатной и магnezийной жесткости; сода – для устранения некарбонатной жесткости	Для неглубокого умягчения при необходимости одновременного осветления мутных вод поверхностных источников	До 400 – 500	5 – 35	1) без подогрева воды 0,5 – 1; 2) с подогревом воды 0,2 – 0,4 мг	1) не менее 10 – 20. 2) не менее 80 – 90
Na-катионирование одноступенчатое	Умягчаемая вода пропускается через Na-катионитовые фильтры	Для глубокого умягчения воды с значительным содержанием взвешенных веществ и цветностью не более 30°	Не более 8	До 15	0,03 – 0,05	При загрузке фильтров сульфоглелем: 30 – 40 для слабощелочной воды и 60 для нейтральной и слабокислой вод
Na-катионирование двухступенчатое	Умягчаемая вода пропускается сначала через Na-катионитовые фильтры I ступени, где жесткость снижается на 70 – 75%, а затем через Na-катионитовые фильтры II ступени	Для весьма глубокого умягчения воды с значительным содержанием взвешенных веществ и цветностью не более 30°	Не более 8	От 8 – 10 до 14	До 0,01	
H – Na-катионирование	Умягчаемая вода пропускается через H-и Na-катионитовые фильтры, а затем оба потока смешиваются	См. табл. 2	Не более 8	До 14	См. табл. 2	При загрузке фильтров сульфоглелем 30 – 40

Таблица 3.2 – Условия применения схем Н-Na-катионирования

Схемы Н-Na-катионирования	Технологический процесс	Условия наиболее эффективного применения схем				
		$J_k \cdot J_0$ при определенном значении $J_{H^*}$	остаточная щелочность умягченной воды	остаточная жесткость умягченной воды	содержание в исходной воде в мг-экв/дм <sup>3</sup>	
		3	4	5	$SO_4^{2-} + Cl^-$	$Na^+$
1	2					
Параллельное Н-Na-катионирование с дегазацией	Часть воды пропускается через Na-катионитовый фильтр, другая часть – через Н-катионитовый, после чего оба фильтра (щелочной и кислый) смешиваются, и происходит их взаимная нейтрализация. Затем вся вода поступает в дегазатор для удаления свободной углекислоты	$\geq 0,5$ при $J_H < 3,5$ мг-экв/дм <sup>3</sup>	0,3 – 0,4	0,1	$\leq 3 - 4$	Не более 1 – 2
Параллельное Н-Na-катионирование с дегазацией и доумягчением воды на Na-катионитовых фильтрах II ступени	Часть воды пропускается через Na-катионитовый фильтр, другая часть – через Н-катионитовый, после чего оба фильтра (щелочной и кислый) смешиваются, и происходит их взаимная нейтрализация. Затем вся вода поступает в дегазатор для удаления свободной углекислоты. При повышенных требованиях к умягчению воды схема дополняется Na-катионитовыми фильтрами II ступени (барьерными)		0,4	0,01	Не более 4	Не более 2
Последовательное Н-Na-катионирование с дегазацией	Часть исходной воды проходит через Н-катионитовый фильтр, смешивается с остаточной для нейтрализации кислотности фильтра и пропускается через дегазатор для удаления свободной углекислоты. Затем вся вода пропускается через Na-катионитовые фильтры I и II ступеней	$\leq 0,5$ при $J_H > 3,5$	0,3 – 0,7	$J_0$ снижается на величину, равную $J_k$ . Величина $J_k$ остается неизменной	3 – 4	

Окончание таблицы 3.2

1	2	3	4	5	6	7
Последовательное Н <sub>г</sub> -Na катионирование с «голодной» регенерацией	<p>Для умягчения вод жесткостью более 6 мг-экв/ дм<sup>3</sup> с общим солесодержанием более 700 мг/л и карбонатной жесткостью менее 50% общей</p> <p>Поток воды последовательно проходит через Н-катионитовые фильтры, регенерируемые стехиометрическим количеством кислоты, и далее – через одну или две ступени Na-катионитовых фильтров. Стехиометрический расчет режима регенерации Н-катионита позволяет устранить из воды лишь карбонатную жесткость, некарбонатная жесткость удаляется при Na-катионировании. По этой схеме отсутствуют кислые стоки. Для загрузки Н<sub>г</sub>-фильтра применяют слабокислотные катиониты (сульфоуголь).</p> <p>Для умягчения вод, содержащих до 3 г/л солей, при различной концентрации натрия, при <math>J_k = 1 \text{ мг-экв/дм}^3</math></p>		0,7	0,01		
* $J_k$ – карбонатная жесткость; $J_o$ – общая жесткость; $J_{нк}$ – некарбонатная жесткость в мг-экв/дм <sup>3</sup> .						

### 3.2.1 Технологические схемы катионитного умягчения воды и области их применения

Выбор конкретной схемы умягчения определяется требованиями, предъявляемыми к качеству обработанной воды, составом исходной воды, типом применяемых фильтров, а также условиями надежности, экономичности и минимального количества сбросов сточных вод в водоисточники.

Na-катионирование (рис. 3.2, схемы № 1 и № 2,) рекомендуется для высокоминерализованных вод с малой карбонатной щелочностью (до 0,5 мг-экв/кг). В схеме № 2 предусматривается частичное разрушение бикарбонатных солей путем ввода кислоты в трубопровод Na-катионированной воды после первой ступени умягчения, если карбонатная щелочность превышает 0,5 мг-экв/кг.

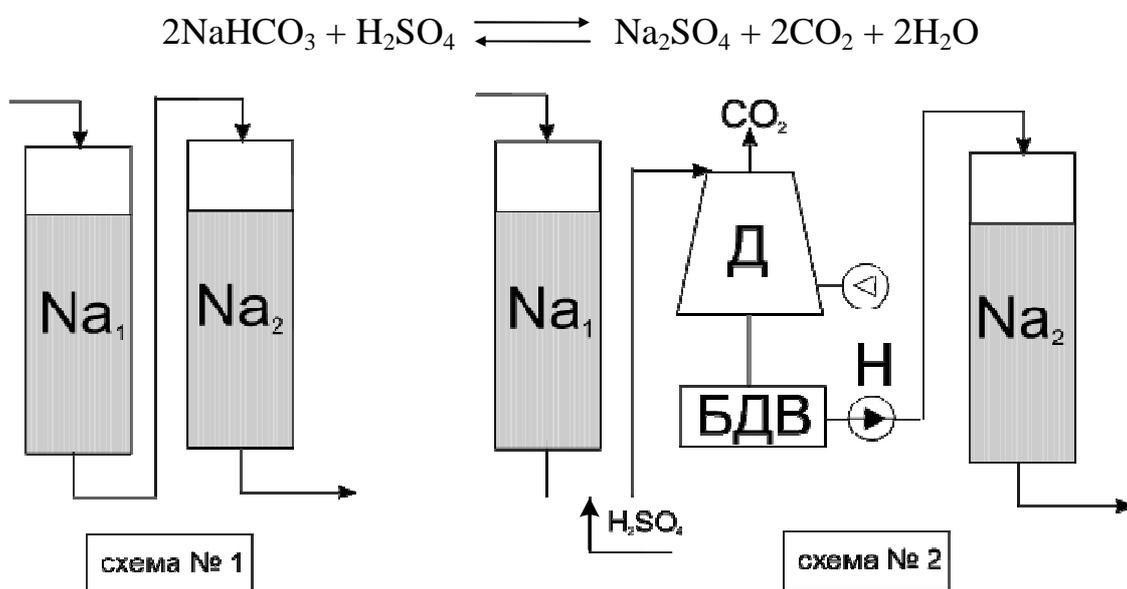


Рисунок 3.2 – Схемы Na-катионирования воды

Свободная углекислота удаляется в декарбонизаторе перед подачей воды на вторую ступень умягчения. В этом случае карбонатная щелочность исходной воды не регламентируется, остаточная жесткость умягченной воды не превышает 0,5 мг-экв/кг.

Параллельное H-Na-катионирование (рис. 3.3, схема 3) рекомендуется для природных вод с суммарной концентрацией анионов сильных кислот более 2 мг-экв/кг и  $J_k > 0,5 J_0$ . Согласно схеме, обрабатываемая вода двумя параллельными потоками поступает на H- и Na-катионитные фильтры, после чего их фильтраты смешиваются в общем трубопроводе, где щелочность Na-катионированной воды нейтрализует кислотность H-катио-

нированной воды. Заданная остаточная щелочность  $\mathit{Щ}^{ост}$  обеспечивается определенным соотношением потоков обрабатываемой воды, направляемой на Н- и Na-катионитные фильтры. Доли потоков определяют по формулам

$$X_H = \frac{C_{HCO_3^-} - \mathit{Щ}^{ост}}{C_{HCO_3^-} + C_{SO_4^{2-}} + C_{Cl^-} + C_{NO_3^-}}. \quad (3.8)$$

$$X_{Na} = 1 - X_H. \quad (3.9)$$

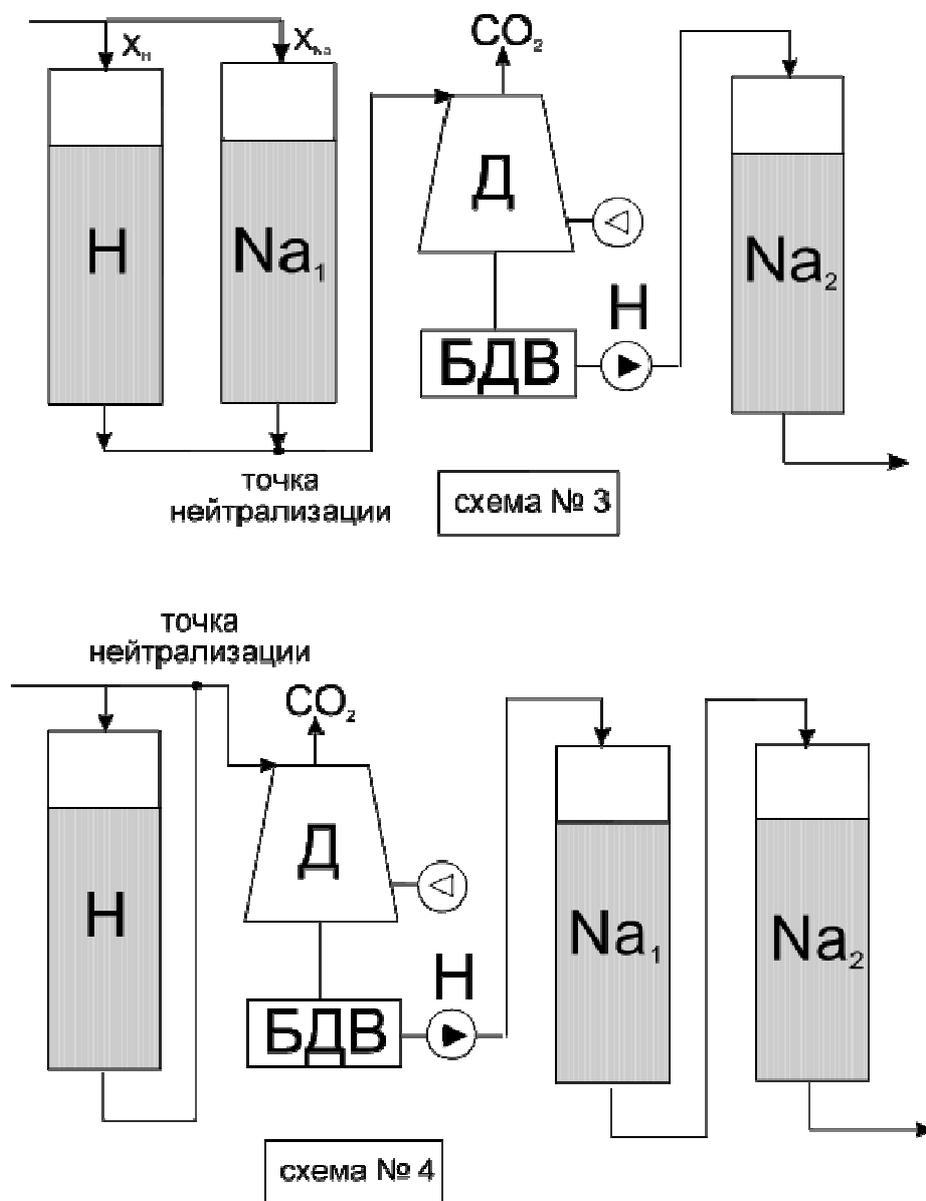


Рисунок 3.3 – Схемы Н-Na-катионирования воды

Если кроме снижения щелочности требуется глубокое умягчение воды, то в схему параллельного H-Na-катионирования дополнительно включается Na-катионитный фильтр второй ступени. Остаточная жесткость умягченной воды не превышает  $0,01$  мг-экв/дм<sup>3</sup>, а остаточная щелочность –  $0,3 \div 0,4$  мг-экв/ дм<sup>3</sup>.

Последовательное H-Na-катионирование (см. рис. 3.3, схема 4) рекомендуется для минерализованных вод с солесодержанием свыше  $1000$  г/м<sup>3</sup> при  $J_k < 0,5J_0$  и при  $\sum Na < 2$  мг-экв/дм<sup>3</sup>. Согласно схеме основной поток по приведенным выражениям (3.8, 3.9) также разбивается на два. Первый поток пропускается через H-катионитовый фильтр и его кислый фильтрат смешивается в трубопроводе со второй частью потока, происходит частичная нейтрализация сильных кислот бикарбонатными солями, находящимися в исходной воде, с образованием CO<sub>2</sub>. Этот газ удаляется в декарбонизаторе, а вода направляется на доумягчение на второй Na-катионитный фильтр, остаточная жесткость умягченной воды составляет порядка  $0,01$  мг-экв/дм<sup>3</sup>, остаточная щелочность –  $0,7$  мг-экв/дм<sup>3</sup>.

## ПРИМЕР РАСЧЕТА СТАНЦИИ УМЯГЧЕНИЯ ВОДЫ

### 1 ИСХОДНЫЕ ДАННЫЕ<sup>1</sup>

Параметры	Значения
Полезная производительность станции умягчения, м <sup>3</sup> /час	181,5
<b>Показатели исходной воды</b>	
Кальций Ca <sup>2+</sup> , мг/дм <sup>3</sup>	86
Магний Mg <sup>2+</sup> , мг/дм <sup>3</sup>	35
Натрий Na <sup>+</sup> , мг/дм <sup>3</sup>	27,6
Бикарбонаты HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup> , мг/дм <sup>3</sup>	128,1
Хлориды Cl <sup>-</sup> , мг/дм <sup>3</sup>	149
Сульфаты SO <sub>4</sub> <sup>-</sup> , мг/дм <sup>3</sup>	100
СО <sub>2</sub> , мг/дм <sup>3</sup>	98
рН	6,8
Температура воды, °С	10
Мутность, мг/дм <sup>3</sup>	36
Цветность, градусы	10
<b>Требования к обрабатываемой воде</b>	
Общая жесткость, мг-экв/дм <sup>3</sup>	Не более 0,01
Щелочность, мг-экв/дм <sup>3</sup>	Не более 0,5
рН	6,8 – 7,2

<sup>1</sup> Принимаются согласно заданию на курсовое проектирование.

## 2 ВЫБОР МЕТОДА РЕАГЕНТНОГО УМЯГЧЕНИЯ ВОДЫ. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ДОЗ РЕАГЕНТОВ

### 2.2 Определение жесткости воды

Общая жесткость определяется по формуле

$$Ж_o = Ж_k + Ж_{нк}, \quad (1)$$

где  $Ж_k$  – жесткость карбонатная, мг-экв/дм<sup>3</sup>, обуславливается наличием в воде гидрокарбонатов кальция и магния  $Ca(HCO_3)_2$  и  $Mg(HCO_3)_2$ ;

$Ж_{нк}$  – жесткость некарбонатная, мг-экв/дм<sup>3</sup>, обуславливается наличием в воде солей соляной, серной, азотной, фосфорной и кремниевой кислот ( $CaCl_2$ ,  $MgCl_2$ ,  $CaSO_4$ ,  $MgSO_4$ ,  $Ca(NO_3)_2$ ,  $Mg(NO_3)_2$ ,  $CaSiO_3$ ,  $MgSiO_3$ ).

Величина карбонатной жесткости  $Ж_k$ , мг-экв/дм<sup>3</sup>, определяется по формуле

$$Ж_k = Ш_o = \frac{[HCO_3^-]}{61,02} = \frac{128,1}{61} = 2,1 \text{ мг-экв/дм}^3. \quad (2)$$

Общая жесткость, мг-экв/дм<sup>3</sup>:

$$Ж_o = \frac{[Ca^{2+}]}{20,04} + \frac{[Mg^{2+}]}{12,6} = \frac{86}{20,04} + \frac{35}{12,6} = 7,17 \text{ мг-экв/дм}^3. \quad (3)$$

Некарбонатная жесткость, мг-экв/дм<sup>3</sup>,

$$Ж_{нк} = Ж_o - Ж_k = 7,17 - 2,1 = 5,07 \text{ мг-экв/дм}^3. \quad (4)$$

Так как  $Ш_o < Ж_o$  и  $Ж_{нк} > Ж_k$ , то для снижения карбонатной и некарбонатной жесткости принимаем известково-содовый метод реагентного умягчения воды.

Дозу извести  $Д_u$  и соды  $Д_c$ , мг/дм<sup>3</sup>, при известково-содовом умягчении воды вычисляем по формулам

$$\begin{aligned} Д_u &= 28 \cdot \left( \frac{[CO_2]}{22} + Ж_k + \frac{[Mg^{2+}]}{12} + \frac{Д_k}{e_k} + 0,5 \right) = \\ &= 28 \cdot \left( \frac{98}{22} + 2,1 + \frac{35}{12} + \frac{30}{54} + 0,5 \right) = 294,7 \text{ мг/дм}^3; \end{aligned} \quad (6)$$

$$Д_c = 53 \left( Ж_{нк} + \frac{Д_k}{e_k} + 1 \right) = 53 \left( 4,97 + \frac{30}{54} + 1 \right) = 345,9 \text{ мг/дм}^3. \quad (7)$$

Выражение  $\frac{D_k}{e_k}$  следует принимать со знаком минус, если коагулянт вводится раньше извести, и со знаком плюс, если коагулянт вводится совместно или после извести.

## 2.2 Уточнение дозы FeCl<sub>3</sub>

Необходимая доза коагулянта определяется по формуле

$$D_k = 3\sqrt[3]{C} = 3\sqrt[3]{915,2} = 29,1 \text{ мг/дм}^3 < 30 \text{ мг/дм}^3. \quad (8)$$

Количество взвеси (в пересчете на сухое вещество), мг/дм<sup>3</sup>, образующейся при известково-содовом умягчении воды, вычисляют по формуле

$$\begin{aligned} C &= M_{\text{исх}} + 50 \left( \mathcal{J}_o + \mathcal{J}_k + \frac{CO_2}{22} + 0,5 \right) + 29 \frac{Mg^{2+}}{12} + D_u \frac{100 - m}{100} = \\ &= 36 + 50 \left( 7,07 + 2,1 + \frac{98}{22} + 0,5 \right) + 29 \frac{35}{12} + 294,7 \frac{100 - 70}{100} = 915,2 \text{ мг/дм}^3. \end{aligned} \quad (9)$$

Принимается доза коагулянта  $D_k = 30 \text{ мг/дм}^3$ .

Прежде чем переходить к расчету установок катионитного умягчения воды, необходимо установить солевой состав поступающей на них воды.

### 3.ОПРЕДЕЛЕНИЕ СОЛЕВОГО СОСТАВА ВОДЫ ПОСЛЕ ИЗВЕСТКОВО-СОДОВОГО УМЯГЧЕНИЯ

#### 3.1 Предварительное определение ионного состава осветленной воды

Как показывает практика умягчения воды известково-содовым способом, при расчетных дозах извести и соды рН-среды повышается и достигает 10,2 – 10,9 [2], при которых и протекает образование нерастворимых соединений ( $\text{CaCO}_3$ ,  $\text{Mg}(\text{OH})_2$ ) и их выпадение в осадок.

В процессе реагентной обработки воды часть ионов, введенных в воду, выпадает в осадок ( $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{CO}_3^{2-}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Fe}^{3+}$ ), но другая часть остается в воде ( $\text{Na}^+$ ,  $\text{Cl}^-$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$ ).

Общее количество введенных ионов натрия может быть определено из соотношения:

$$D_{\text{Na}} = \frac{D_c \cdot [\text{Na}_2]}{[\text{Na}_2\text{CO}_3]} = \frac{345,9 \cdot 46}{106} = 150,1 \text{ мг/дм}^3. \quad (10)$$

Тогда общее содержание натрия  $C_{\text{Na}}$  после обработки воды:

$$C_{\text{Na}} = [\text{Na}^{2+}] + D_{\text{Na}} = 27,6 + 150,1 = 177,7 \text{ мг/дм}^3.$$

Количество ионов хлора, введенных с  $\text{FeCl}_3$ :

$$D_{\text{Cl}} = \frac{D_k \cdot [\text{Cl}_3]}{[\text{FeCl}_3]} = \frac{32 \cdot 106,5}{162,5} = 19,7 \text{ мг/дм}^3. \quad (11)$$

Тогда общее количество ионов хлора  $C_{\text{Cl}}$  после обработки воды:

$$C_{\text{Cl}} = [\text{Cl}^-] + D_{\text{Cl}} = 149 + 19,7 = 168,7 \text{ мг/дм}^3;$$

Установлено, что в процессе коагуляции в результате образования мицелл внешними слоями их сорбируется определенное количество ионов.

Как показывают анализы, снижение ионов  $\text{Na}^+$  и  $\text{Cl}^-$  происходит до 10%, ионов  $\text{SO}_4^{2-}$  – до 20%.

При известково-содовом умягчении остаточная жесткость  $J_o = [\text{Ca}^{2+} + \text{Mg}^{2+}]$  может быть получена равной 1,0 мг-экв/дм<sup>3</sup> и щелочность  $Щ = [\text{HCO}_3^-]$  до 1,2 мг-экв/дм<sup>3</sup>.

Ориентировочно количество катионов и анионов можно принять:

$$[\text{Ca}^{2+} + \text{Mg}^{2+}] = 1 \text{ мг-экв/дм}^3; [\text{Na}^+] = \frac{177,7}{23 \cdot 1,1} = 7 \text{ мг-экв/дм}^3;$$

$$[\text{HCO}_3^-] = 1,2 \text{ мг-экв/дм}^3; \quad [\text{SO}_4^{2-}] = \frac{100}{48 \cdot 1,2} = 1,7 \text{ мг-экв/дм}^3;$$

$$[\text{Cl}^-] = \frac{168,7}{35,5 \cdot 1,1} = 4,3 \text{ мг-экв/дм}^3.$$

Количество катионов должно быть равно количеству анионов, т.е.

$$\begin{aligned} \sum A &= \sum K; \\ \sum A &= [\text{HCO}_3^-] + [\text{SO}_4^{2-}] + [\text{Cl}^-]; \\ \sum K &= [\text{Ca}^{2+} + \text{Mg}^{2+}] + [\text{Na}^+]; \\ \sum A &= 1,2 + 1,7 + 4,3 = 7,2; \quad \sum K = 1 + 7 = 8. \end{aligned}$$

Находим среднее значение, согласно которому принимаем количество катионов и анионов:

$$\begin{aligned} \frac{7,2 + 8}{2} &= 7,6 \text{ мг-экв/дм}^3; \\ \sum A &= \sum K = 7,6 \text{ мг-экв/дм}^3. \end{aligned}$$

Корректируем содержание ионов. Для этого снижаем содержание  $\text{Na}^+$  и увеличиваем содержание  $\text{Cl}^-$ .

После корректировки окончательно принимаем:

$$\begin{aligned} [\text{Ca}^{2+} + \text{Mg}^{2+}] &= 1 \text{ мг-экв/дм}^3; \quad [\text{Na}^+] = 6,6 \text{ мг-экв/дм}^3; \\ [\text{HCO}_3^-] &= 1,2 \text{ мг-экв/дм}^3; \quad [\text{SO}_4^{2-}] = 1,7 \text{ мг-экв/дм}^3; \\ [\text{Cl}^-] &= 4,7 \text{ мг-экв/дм}^3; \\ \sum A &= 1,2 + 1,7 + 4,7 = 7,6; \quad \sum K = 1 + 6,6 = 7,6. \end{aligned}$$

Общее солесодержание воды  $P$ , мг/дм<sup>3</sup>, равно сумме массовых концентраций анионов и катионов:

$$P = [\text{Na}^+] \cdot 23 + \frac{[\text{Ca}^{2+} + \text{Mg}^{2+}]}{2} \cdot (20 + 12) + [\text{Cl}^-] \cdot 35,5 + \quad (12)$$

$$+ [\text{SO}_4^{2-}] \cdot 96 + [\text{HCO}_3^-] \cdot 61;$$

$$P = 6,6 \cdot 23 + \frac{1}{2} \cdot (20 + 12) + 4,7 \cdot 35,5 + 1,7 \cdot 96 + 1,2 \cdot 61 = 571,1 \text{ мг/дм}^3,$$

где 23; 20; 12; 35,5; 96; 61 – эквивалентные массы натрия, кальция, магния, хлора, сульфата и бикарбоната соответственно.

Диаграмма состава примесей, по предварительным данным, после известково-содового умягчения:

$[\text{Ca}^{2+} + \text{Mg}^{2+}] = 1,0$	$\text{Na}^+ = 6,6$	
$[\text{HCO}_3^{2-}] = 1,2$	$\text{SO}_4^{2-} = 1,7$	$\text{Cl}^- = 4,7$

### 3.2 Уточненный расчет ионного состава осветленной воды

Содержание ионов в воде после известково-содового умягчения и коагуляции определяется следующим образом:

#### А) определение величины рН, необходимой для устранения магния

Так как для устранения магниевой жесткости требуется наиболее высокое значение рН, то расчет начинается с определения этой величины при заданной концентрации магния в обработанной воде.

Задаемся конечной концентрацией  $[\text{Mg}^{2+}] = 6 \text{ мг/дм}^3$  (0,5 мг-экв/дм<sup>3</sup>).

Определение рН<sub>s</sub>, при котором имеет место равновесное насыщение воды гидроокисью магния, осуществляется по формуле

$$pH'_s = f_1(t) + f_2(\text{Mg}^{2+}) + f_3(P), \quad (13)$$

где  $f_1(t) = pK_\omega - \frac{1}{2} pPP_{\text{Mg}(\text{OH})_2}$  – член, зависящий от температуры воды; определяется по графику (рис. 1);

$f_2(\text{Mg}^{2+}) = \frac{1}{2} \lg \text{Mg}^{2+} + 2,19$  – член, зависящий от концентрации в растворе катионов  $\text{Mg}^{2+}$  в момент наступления равновесного состояния; определяется по графику (см. рис. 1);

$f_3(P) = \sqrt{\mu}$  – член, зависящий от общего солесодержания воды, определяется по графику (см. рис. 1).

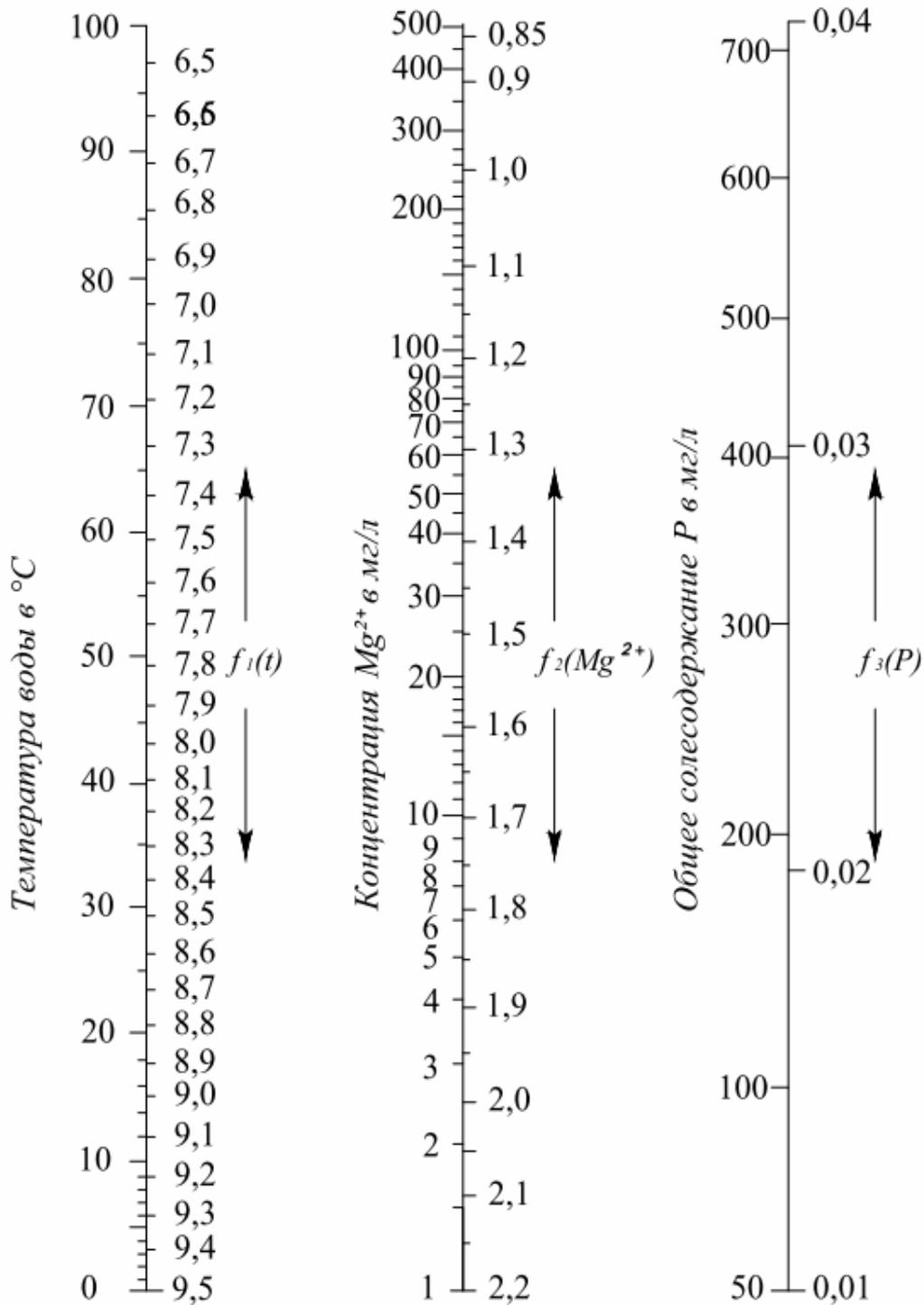
При  $t = 10^\circ\text{C}$ ,  $P = 571,1 \text{ мг/дм}^3$  и конечной концентрацией магния  $[\text{Mg}^{2+}] = 6 \text{ мг/дм}^3$  по графику для определений значений рН<sub>s</sub> равновесного насыщения воды гидратом окиси магния (см. рис. 1) находим:

$$pH'_s = f_1(t) + f_2(\text{Mg}^{2+}) + f_3(P) = 9,15 + 1,42 + 0,037 = 10,6.$$

Для протекания реакции удаления из воды магния, с нужной для практики скоростью, требуется избыток в растворе ионов ОН<sup>-</sup>, определяе-

мый избыточной величиной  $\Delta pH = 0,5 - 0,8$ . Тогда необходимое  $pH'_H$  среды к концу процесса удаления из воды магния:

$$pH'_H = pH'_s + \Delta pH' = 10,6 + 0,8 = 11,4. \quad (14)$$



**Рисунок 1 – График для определения значений pH равновесного насыщения воды гидратом окиси магния**

## Б) определение гидратной щелочности воды

Гидратная щелочность обусловлена концентрацией в воде гидроксильных анионов ОН.

Содержание гидратной щелочности в умягченной воде рассчитывается следующим образом:

$$\lg(OH) = pH - pK_{\omega} - \lg f_1. \quad (15)$$

В этом выражении  $pK_{\omega}$  – ионное произведение воды, приведенное в таблице 1.

Величина  $f_1$  представляет коэффициент активности одновалентных ионов. Численные значения  $f$  для одно-, двух- и трехвалентных ионов приведены в таблице 2. По таблице 3 определяется  $\lg f_1$  в зависимости от соле-содержания.

Таблица 1 – Значение ионного произведения воды

Температура воды, °С	0	10	20	25	30	40	50	60	70
$pK_{\omega}$	14,89	14,45	14,07	13,90	13,73	13,42	13,25	12,90	12,68
$K_{\omega} \cdot 10^{14}$	0,13	0,36	0,86	1,27	1,89	3,8	5,6	12,6	21

Для определения  $\lg f_1$  необходимо найти ионную силу раствора по формуле

$$\mu = \frac{\sum C_1 + 2\sum C_2 + 3\sum C_3}{2} \cdot 10^{-3}, \quad (16)$$

где  $\sum C_1, \sum C_2, \sum C_3$  – суммы мг-экв одно-, двух- и трехвалентных ионов, содержащихся в 1 л воды.

$$\mu = \frac{(Na^+ + HCO_3^- + Cl^-) + 2(Ca^{2+} + Mg^{2+} + SO_4^{2-})}{2} \cdot 10^{-3};$$
$$\mu = \frac{(6,6 + 1,2 + 4,7) + 2 \cdot (1 + 1,7)}{2} \cdot 10^{-3} = 0,01.$$

Таблица 2 – Приближенные значения коэффициентов активности  $f$

Ионная сила раствора	0	0,005	0,01	0,05	0,1
Для одновалентных ионов, $f_1$	1	0,95	0,93	0,85	0,8
Для двухвалентных ионов, $f_2$	1	0,8	0,74	0,56	0,46
Для трехвалентных ионов, $f_3$	1	0,62	0,52	0,28	0,2

**Таблица 3 – Значения логарифмов коэффициентов активности**

Солесодержание, мг/дм <sup>3</sup>	0	100	200	500	1000
$lgf_1$	0	-0,022	-0,031	-0,047	-0,065
$lgf_2$	0	-0,09	-0,124	-0,190	-0,258

Подставляя данные из таблиц в формулу (15) (при  $t = 10^\circ C$  и  $P = 571,1$  мг/дм<sup>3</sup>), получаем:

$$lg(OH) = pH - pK_\omega - lg f_1 = 11,4 - 14,45 + 0,0496 = -3;$$

$$[OH^-] = 10^{-3} = 0,001 \text{ г-моль/дм}^3 \text{ или } 1 \text{ мг-моль/дм}^3,$$

где  $pH = pH'_n = 11,4$ ;

$pK_\omega$  – ионное произведение воды (табл. 1),  $pK_\omega = 14,45$ ;

$lgf_1$  – значение логарифмов коэффициентов активности, при  $\mu = 0,01$   $f_1 = 0,93$  (см. табл. 2),  $lgf_1 = -0,0496$  (см. табл. 3)

Один мг-моль  $OH^-$  равен 17 мг (эквивалентная масса), тогда гидратная щелочность будет равна:

$$Щ_\Gamma = \frac{[OH^-] \cdot 17}{1} = \frac{1 \cdot 17}{1} = 17 \text{ мг/дм}^3 \text{ или } \frac{Щ_\Gamma}{17} = \frac{17}{17} = 1 \text{ мг-экв/дм}^3.$$

Конечная концентрация в воде  $[OH^-] = 1$  мг-экв/дм<sup>3</sup>.

### **В) определение содержания ионов $[Ca^{2+}]$**

Концентрация ионов кальция вычисляется по формуле

$$pH_H = pK_2 - pL[CaCO_3] - lg[Ca^{2+}] - lg[Щ] + 2,5\sqrt{\mu} + 7,6, \quad (16)$$

где  $pH_H$  – величина рН, отвечающая равновесному насыщению раствора карбонатом кальция. В данной формуле щелочность выражена в мг-экв/дм<sup>3</sup> и концентрация ионов  $Ca^{2+}$  – в мг/дм<sup>3</sup>.

Решая (16) относительно  $[Ca^{2+}]$ , т.е. выразив  $lg[Ca^{2+}]$  будем иметь:

$$lg[Ca^{2+}] = pK_2 - pH_H - pL[CaCO_3] - lg[Щ] + 2,5\sqrt{\mu} + 7,6. \quad (17)$$

По предварительным данным  $pH_H = 11,4$ ;  $Щ = Щ_\Gamma = 1$  мг-экв/дм<sup>3</sup>;  $pK_2 = 10,49$  (табл. 5);  $pL[CaCO_3] = 8,15$  (табл. 4);  $\mu = 0,01$  и подставляя в формулу (17), получим:

$$lg[Ca^{2+}] = 10,49 - 11,4 - 8,15 - lg1 + 2,5\sqrt{0,01} + 7,6 = -0,835;$$

$$[Ca^{2+}] = 10^{-0,835} = 0,146 \text{ мг/дм}^3, \text{ или } \frac{0,146}{20} = 0,0073 \text{ мг-экв/дм}^3,$$

где 20 – эквивалентная масса кальция.

**Таблица 4 – Значения отрицательных логарифмов произведения растворимости CaCO<sub>3</sub>**

Температура воды, °С	0	10	20	25	30	40	50	60	70
$pL[CaCO_3]$	8,02	8,15	8,28	8,34	8,39	8,51	8,62	8,74	8,86

**Таблица 5 – Значения констант первой и второй ступеней диссоциации угольной кислоты**

°С	$K_1 \cdot 10^7$	$pK_1$	$K_2 \cdot 10^{11}$	$pK_2$
0	2,61	6,58	2,36	10,63
10	3,34	6,48	3,24	10,49
20	4,05	6,39	4,2	10,38
25	4,31	6,37	4,69	10,33

**Г) суммарная остаточная жесткость воды равна:**

$$Ж_o = \frac{[Ca^{2+}]}{20} + \frac{[Mg^{2+}]}{12} = 0,0073 + 0,5 = 0,5073 \text{ мг-экв/дм}^3,$$

где  $[Ca^{2+}] = 0,0073 \text{ мг-экв/дм}^3$ , а конечная концентрация магния принята ранее в пункте А)  $[Mg^{2+}] = 6 \text{ мг/дм}^3 = 0,5 \text{ мг-экв/дм}^3$ .

**Д) определение содержания HCO<sub>3</sub><sup>-</sup> и CO<sub>3</sub><sup>2-</sup>**

Молярное соотношение между различными формами углекислых соединений (в % от общего содержания) при различных рН и при сумме ионов менее 1000 мг/дм<sup>3</sup> приведено в таблице 6. Интерполируя значения из таблицы 6 находим, что при  $pH_n = 11,4$  молярное содержание ионов  $[CO_3^{2-}]$  (в % от общего содержания) составляет 87,4%, а содержание ионов HCO<sub>3</sub><sup>-</sup> –

$$12,6\%, \text{ или } \frac{[CO_3^{2-}]}{[HCO_3^{-}]} = \frac{87,4}{12,6} = 6,9.$$

**Таблица 6 – Соотношение между соединениями угольной кислоты в зависимости от  $pH_n$**

Компоненты	Значения $pH_n$							
	5	6	7	8	9	10	11	12
CO <sub>2</sub>	97	77	25	3	0	0	0	0
HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	3	23	75	96	95	67	19	3
CO <sub>3</sub> <sup>2-</sup>	0	0	0	1	5	33	81	97

Концентрации [HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>] и [CO<sub>3</sub><sup>2-</sup>] могут быть определены из выражений:

$$[\text{HCO}_3^-] = \frac{0,01\text{Щ}_o + 10^{-pH} - K_\omega \cdot 10^{pH+\sqrt{\mu}}}{0,01(1 + 2K_2 \cdot 10^{pH+2\sqrt{\mu}})}; \quad (18)$$

$$[\text{CO}_3^{2-}] = \frac{K_2 \cdot 10^{pH+2\sqrt{\mu}} (0,001\text{Щ}_o + 10^{-pH} - K_\omega \cdot 10^{pH+\sqrt{\mu}})}{0,0005(10^{-pH} + 2K_2 \cdot 10^{2\sqrt{\mu}})}. \quad (19)$$

В (18) и (19) значения [HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>] и [CO<sub>3</sub><sup>2-</sup>] выражены в мг-экв/дм<sup>3</sup>.

Общая щелочность предварительно принимается равной концентрации [HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>]  $\text{Щ}_o = [\text{HCO}_3^-] = 1,2$  мг-экв/дм<sup>3</sup>,  $K_\omega = 0,36 \cdot 10^{-14}$  (см. табл. 1),  $pH = 11,4$  и  $K_2 = 3,24 \cdot 10^{11}$  (см. табл.5).

Концентрация ионов [HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>] равна:

$$[\text{HCO}_3^-] = \frac{0,01 \cdot 1,2 + 10^{-11,4} - 0,36 \cdot 10^{-14} \cdot 10^{11,4+0,1}}{0,01(1 + 2 \cdot 3,24 \cdot 10^{11} \cdot 10^{11,4+0,2})} = \frac{0,0108}{0,268} = 0,04 \text{ мг-экв/дм}^3$$

или 0,04 мг-моль/дм<sup>3</sup>.

Содержание [CO<sub>3</sub><sup>2-</sup>] = 0,04 · 6,9 = 0,276 мг-моль/дм<sup>3</sup>. Пересчитаем мг-моль в мг-экв: 1 мг-моль CO<sub>3</sub><sup>2-</sup> – 60 мг;

$$\text{Тогда } [\text{CO}_3^{2-}] = \frac{60 \cdot 0,276}{1} = 16,56 \text{ мг/дм}^3 \text{ или } 16,56/30 = 0,552 \text{ мг-экв/дм}^3.$$

#### **Е) определение общей щелочности воды**

$$\text{Щ}_o = [\text{HCO}_3^-] + [\text{CO}_3^{2-}] + [\text{OH}^-] = 0,04 + 0,552 + 1 = 1,59 \text{ мг-экв/дм}^3 :$$

значения [HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>] = 0,04 мг-моль/дм<sup>3</sup> и [CO<sub>3</sub><sup>2-</sup>] из пункта Д), значение [OH<sup>-</sup>] из пункта Б).

**Ж) диаграмма окончательного полного состава воды после известково-содового умягчения**

$$\begin{aligned}
 [\text{Ca}^{2+} + \text{Mg}^{2+}] &= 0,5073 \text{ мг-экв/дм}^3; [\text{Na}^+] = 6,6 \text{ мг-экв/дм}^3; \\
 [\text{OH}^-] &= 1 \text{ мг-экв/дм}^3; [\text{CO}_3^{2-}] = 0,552 \text{ мг-экв/дм}^3; \\
 [\text{HCO}_3^-] &= 0,04 \text{ мг-экв/дм}^3; \\
 [\text{SO}_4^{2-}] &= 1,7 \text{ мг-экв/дм}^3; [\text{Cl}^-] = 4,7 \text{ мг-экв/дм}^3.
 \end{aligned}$$

Подсчет ионов показывает:

$$\begin{aligned}
 \Sigma K (\text{Ca}^{2+} + \text{Mg}^{2+} + \text{Na}^+) &= 0,0073 + 0,5 + 6,6 = 7,1 \text{ мг-экв/дм}^3; \\
 \Sigma A (\text{OH}^- + \text{CO}_3^{2-} + \text{HCO}_3^- + \text{SO}_4^{2-} + \text{Cl}^-) &= \\
 &= 1 + 0,552 + 0,04 + 1,7 + 4,7 = 8 \text{ мг-экв/дм}^3.
 \end{aligned}$$

Сумма анионов превышает сумму катионов.

$$\begin{aligned}
 \frac{7,1 + 8}{2} &= 7,55 \text{ мг-экв/дм}^3; \\
 \Sigma A = \Sigma K &= 7,55 \text{ мг-экв/дм}^3.
 \end{aligned}$$

Как уже отмечалось, в процессе образования нерастворимых частиц и их коагуляции изменяется содержание ионов  $\text{Na}^+$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$  и  $\text{Cl}^-$ .

Корректируем содержание ионов. Для этого снижаем содержание анионов  $\text{Cl}^-$ , и увеличиваем содержание катионов  $\text{Na}^+$ .

$$\begin{aligned}
 [\text{Ca}^{2+} + \text{Mg}^{2+}] &= 0,5073 \text{ мг-экв/дм}^3; [\text{Na}^+] = 7,05 \text{ мг-экв/дм}^3; \\
 [\text{OH}^-] &= 1 \text{ мг-экв/дм}^3; [\text{CO}_3^{2-}] = 0,552 \text{ мг-экв/дм}^3; \\
 [\text{HCO}_3^-] &= 0,04 \text{ мг-экв/дм}^3; \\
 [\text{SO}_4^{2-}] &= 1,7 \text{ мг-экв/дм}^3; [\text{Cl}^-] = 4,25 \text{ мг-экв/дм}^3; \\
 \Sigma K &= 0,0073 + 0,5 + 7,05 = 7,55 \text{ мг-экв/дм}^3; \\
 \Sigma A &= 1 + 0,552 + 0,04 + 1,7 + 4,25 = 7,55 \text{ мг-экв/дм}^3.
 \end{aligned}$$

Окончательно диаграмма будет иметь вид:

$\text{Ca}^{2+} = 0,0073$	$\text{Mg}^{2+} = 0,5$	$[\text{Na}^+] = 7,05$			
$\text{OH}^- = 1$	$\text{CO}_3^{2-} = 0,552$	$\text{HCO}_3^- = 0,04$	$\text{SO}_4^{2-} = 1,7$	$\text{Cl}^- = 4,25$	

При эксплуатации установок известково-содового умягчения солевой состав обработанной воды уточняется анализами.

#### 4 ВЫБОР СПОСОБА КАТИОНИТНОГО УМЯГЧЕНИЯ ВОДЫ

Согласно заданию полезная производительность станции умягчения составляет  $q_{\text{ч}} = 181,5 \text{ м}^3/\text{ч}$ , суточная производительность станции составит

$$q_{\text{сут}} = 24 \cdot q_{\text{ч}} = 8 \cdot 3 \cdot 181,5 = 4356 \text{ м}^3/\text{сут}$$

Общая щелочность осветленной воды составляет  $\text{Щ}_0 = 1,59 \text{ мг-экв/дм}^3$ . Щелочность умягченной воды должна быть не более  $0,5 \text{ мг-экв/дм}^3$ , а анализ солевого состава воды показывает, что сумма хлоридов и сульфатов  $(1,7 + 4,25) > 4 \text{ мг-экв/дм}^3$  и сумма  $[\text{Na}^+] > 2 \text{ мг-экв/дм}^3$ , то при данных условиях принимаем последовательное водород-натрий-катионирование со второй ступенью Na-катионитовых фильтров (рис. 2).

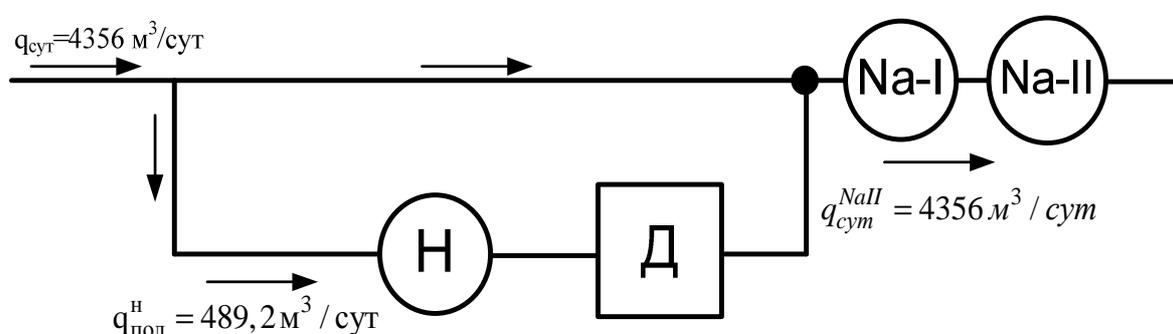


Рисунок 2 – Схема Н-Na последовательного катионирования:

Н – водород-катионитные фильтры; Д – дегазатор;

Na-I, Na-II – натрий-катионитные фильтры

первой и второй ступени соответственно; ● – точка слияния потоков осветленной и дегазированной воды

Расход воды, подаваемой на *H*-катионитовые фильтры, определяем по формуле

$$q_{\text{пол}}^{\text{H}} = q_{\text{пол}} \frac{\text{Щ} - a}{A + \text{Щ}} = 4356 \cdot \frac{1,592 - 0,5}{7,55 + 1,59} = 489,2 \text{ м}^3/\text{сут}, \quad (20)$$

где  $q_{\text{пол}}^{\text{H}}$  и  $q_{\text{пол}}$  – соответственно полезная производительность *H*-катионитовых фильтров и полезная производительность установки,  $\text{м}^3/\text{сут}$ ;

$\text{Щ}$  – щелочность осветленной воды,  $\text{мг-экв/дм}^3$ ;

$a$  – требуемая щелочность умягченной воды,  $\text{мг-экв/дм}^3$ , принимается согласно заданию к курсовому проекту;

$A$  – суммарное содержание в осветленной воде анионов сильных кислот (сульфатов, хлоридов, нитратов и др.),  $\sum A = 7,55 \text{ мг-экв/дм}^3$  (рассчитана ранее в пункте Ж).

## 5 ОПРЕДЕЛЕНИЕ КАЧЕСТВА ВОДЫ ФИЛЬТРАТОВ ПОСЛЕ Н-I, Na-I И Na-II КАТИОНИТОВЫХ ФИЛЬТРОВ

### 5.1 Определение качества воды фильтрата Н-катионитового фильтра

Жесткость фильтрата Н-катионитового фильтра определяем из уравнения

$$Ж_{\Phi}^H = \varphi_H \frac{1 - \alpha_{\text{Э}}}{\alpha_{\text{Э}}^2} \cdot A^2 = 0,0014 \frac{1 - 0,68}{0,68^2} \cdot (7,55)^2 = 0,062 \text{ мг-экв/дм}^3, \quad (21)$$

где  $\varphi_H$  – константа обмена, равная для сульфокатионитов  $\sim 0,0014$ ;

$\alpha_{\text{Э}}$  – коэффициент эффективности регенерации нижних слоев катионита в фильтре, учитывает неполноту регенерации катионита и принимается в зависимости от удельного расхода кислоты на регенерацию по ТКП 45-4.01-258 (таблица А.7, приложения А);

$A$  – сумма концентраций сульфатов и хлоридов в воде, поступающей на Н-катионитовые фильтры,  $\sum A = 7,55$  мг-экв/дм<sup>3</sup>.

Содержание ионов натрия после Н-катионирования может быть вычислено по выражению:

$$Na_{\text{ост}} = \varphi_{Na} \frac{1 - \alpha_{\text{Э}}}{\alpha_{\text{Э}}^2} \cdot K^2, \quad (22)$$

где  $\varphi_{Na}$  – константа обмена, равная для сульфокатионитов  $\sim 0,00125$ ;

$K$  – сумма катионов,  $\sum K = 7,55$  мг-экв/дм<sup>3</sup> (рассчитана ранее в пункте Ж))

$$Na_{\text{ост}} = 0,00125 \frac{1 - 0,68}{0,68^2} \cdot (7,55)^2 = 0,044 \text{ мг-экв/дм}^3.$$

Практически после Н-катионирования ионы  $\text{HCO}_3^-$  и  $\text{CO}_3^{2-}$  переходят в уголекислоту ( $\text{CO}_2$ ). Среда приобретает кислую реакцию.

Сумма анионов:  $\sum A = \text{SO}_4^{2-} + \text{Cl}^- = 1,7 + 4,25 = 5,95$  мг-экв/дм<sup>3</sup>.

Сумма катионов:  $\sum K = Ж_{\Phi}^H + \text{Na}^+ + \text{H}^+ = 0,062 + 0,044 + \text{H}^+$ .

Из равенства  $\sum K = \sum A$  определяем сумму ионов  $\text{H}^+$ :

$$\text{H}^+ = 5,95 - 0,062 - 0,044 = 5,84 \text{ мг-экв/дм}^3.$$

По содержанию ионов водорода вычисляем рН. Для этого переводим содержание ионов водорода из мг-экв/дм<sup>3</sup> в г-моль/дм<sup>3</sup>.

В данном случае (для одновалентных ионов)  $5,84 \text{ мг-экв/дм}^3 = 5,84 \cdot 10^{-3} \text{ г-моль/дм}^3$ . Логарифмируя и производя соответствующие вычисления, получаем:

$$\begin{aligned} pH &= -\lg[H^+] = -\lg(5,84 \cdot 10^{-3}) = -(\lg 5,84 + \lg 10^{-3}) = \\ &= -[0,766 + (-3)] = -(-2,2) = 2,2. \end{aligned}$$

Диаграмма состава воды после Н-катионирования имеет вид:

$$Ж_{\phi}^H = 0,062 \text{ мг-экв/дм}^3; \text{Na}^+ = 0,044 \text{ мг-экв/дм}^3.$$

H <sup>+</sup> = 5,84	
SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> = 1,7	Cl <sup>-</sup> = 4,25

$$[CO_2] = [HCO_3] + [CO_3] = 0,04 + 0,552 = 0,592 \text{ мг-экв/дм}^3.$$

## 5.2 Определение солевого состава смеси воды

При слиянии потоков осветленной и дегазированной воды (см. рис. 2) образуется смесь воды с требуемой щелочностью. Содержание ионов SO<sub>4</sub><sup>2-</sup> и Cl<sup>-</sup> остается без изменения.

$$SO_4^{2-} = 1,7 \text{ мг-экв/дм}^3; \text{Cl}^- = 4,25 \text{ мг-экв/дм}^3.$$

Содержание ионов Na<sup>+</sup> определяется из балансового уравнения:

$$q_{\text{пол}}^H \cdot C_{Na}^H + (q_{\text{пол}} - q_{\text{пол}}^H) \cdot C_{Na} = q_{\text{пол}} C_{Na}^{CM}, \quad (23)$$

где  $q_{\text{пол}}^H$  и  $q_{\text{пол}}$  соответственно расход воды на водород-катионитовых фильтрах и полный расход воды;

$C_{Na}^H$  – концентрация ионов натрия в воде после водород-катионитовых фильтров (0,044 мг-экв/дм<sup>3</sup>);

$C_{Na}$  – концентрация ионов натрия после известково-содового умягчения (7,05 мг-экв/дм<sup>3</sup>);

$C_{Na}^{CM}$  – концентрация ионов натрия после смешения воды, прошедшей Н-катионирование и известково-содовое умягчение.

Из уравнения (23) определяем  $C_{Na}^{CM}$ :

$$C_{Na}^{CM} = \frac{489,2 \cdot 0,044 + (4356 - 489,2) \cdot 7,05}{4356} = 6,26 \text{ мг-экв/дм}^3.$$

Общая жесткость воды вычисляется также из балансового уравнения:

$$\begin{aligned} \mathcal{J}_o^{CM} &= \frac{q^H \cdot C_{Na}^H + (q_{пол} - q^H) \cdot \mathcal{J}_o}{q_{пол}} = \\ &= \frac{489,2 \cdot 0,062 + (4356 - 489,2) \cdot 0,5073}{4356} = 0,46 \text{ мг-экв/дм}^3, \end{aligned}$$

где  $\mathcal{J}_o$  – общая жесткость осветленной воды, см. п. 3.2.

Общая щелочность воды после смешения равна 0,5 мг-экв/дм<sup>3</sup> (этой величиной задавались в п. 4).

По номограмме (рис. 3) определяем  $pH$ . Для этого вычисляем предварительно общее солесодержание:

$$\begin{aligned} P &= [SO_4^{2-}] \cdot 48 + [Cl^-] \cdot 35,5 + \mathcal{J}_o^{CM} \cdot 12 + [Na^+] \cdot 23; \\ P &= 1,7 \cdot 48 + 4,25 \cdot 35,5 + 0,46 \cdot 12 + 6,26 \cdot 23 = 464,7 \text{ мг/дм}^3, \end{aligned}$$

где 48; 35,5; 12; 23 – эквивалентные массы.

Температуру принимаем равной 10°С, щелочность – 0,5 мг-экв/дм<sup>3</sup> и содержание CO<sub>2</sub> после дегазатора принимаем равным [CO<sub>2</sub>] = 1 мг-экв/дм<sup>3</sup>, тогда  $pH = 7,8$  по номограмме (рис. 3).

Определение  $pH$  в воде по номограмме (см. рис. 3) производится в следующей последовательности.

1. Соединяют линейкой на шкалах 1 и 3 пометки, соответствующие заданным значениям температуры и солесодержания. В точке пересечения с немой шкалой 2 делают отметку.

2. Соединяют эту точку с пометкой на шкале 4, соответствующей заданному значению щелочности, и в точке пересечения со шкалой 3, которая в этом случае используется в качестве немой, делают вновь отметку.

3. Эту отметку на шкале 3 соединяют с пометкой, соответствующей величине CO<sub>2</sub> на шкале 6, и на пересечении прямой со шкалой 5 получают искомую величину  $pH$ .

Диаграмма состава воды после смешения имеет вид:

$$\begin{aligned} \mathcal{J}_o^{CM} &= [Ca^{2+} + Mg^{2+}] = 0,46 \text{ мг-экв/дм}^3; \\ Щ &= [HCO_3^-] + [CO_3^{2-}] + [OH^-] = 0,5 \text{ мг-экв/дм}^3. \end{aligned}$$

$Na^+ = 6,26$	
$SO_4^{2-} = 1,7$	$Cl^- = 4,25$

Проверяем сумму катионов и сумму анионов:

$$\sum K = 6,26 + 0,46 = 6,72 \text{ мг-экв/дм}^3;$$

$$\sum A = 1,7 + 4,25 + 0,5 = 6,45 \text{ мг-экв/дм}^3.$$

Сумма катионов превышает сумму анионов на

$$6,72 - 6,45 = 0,27 \text{ мг-экв/дм}^3.$$

Окончательно принимаем:

Щелочность после смешения равной 0,5 мг-экв/дм<sup>3</sup>; жесткость = 0,46 мг-экв/дм<sup>3</sup>; Na<sup>+</sup> = 6,45 мг-экв/дм<sup>3</sup>; SO<sub>4</sub><sup>2-</sup> = 1,7 мг-экв/дм<sup>3</sup>; Cl<sup>-</sup> = 4,25 мг-экв/дм<sup>3</sup>.

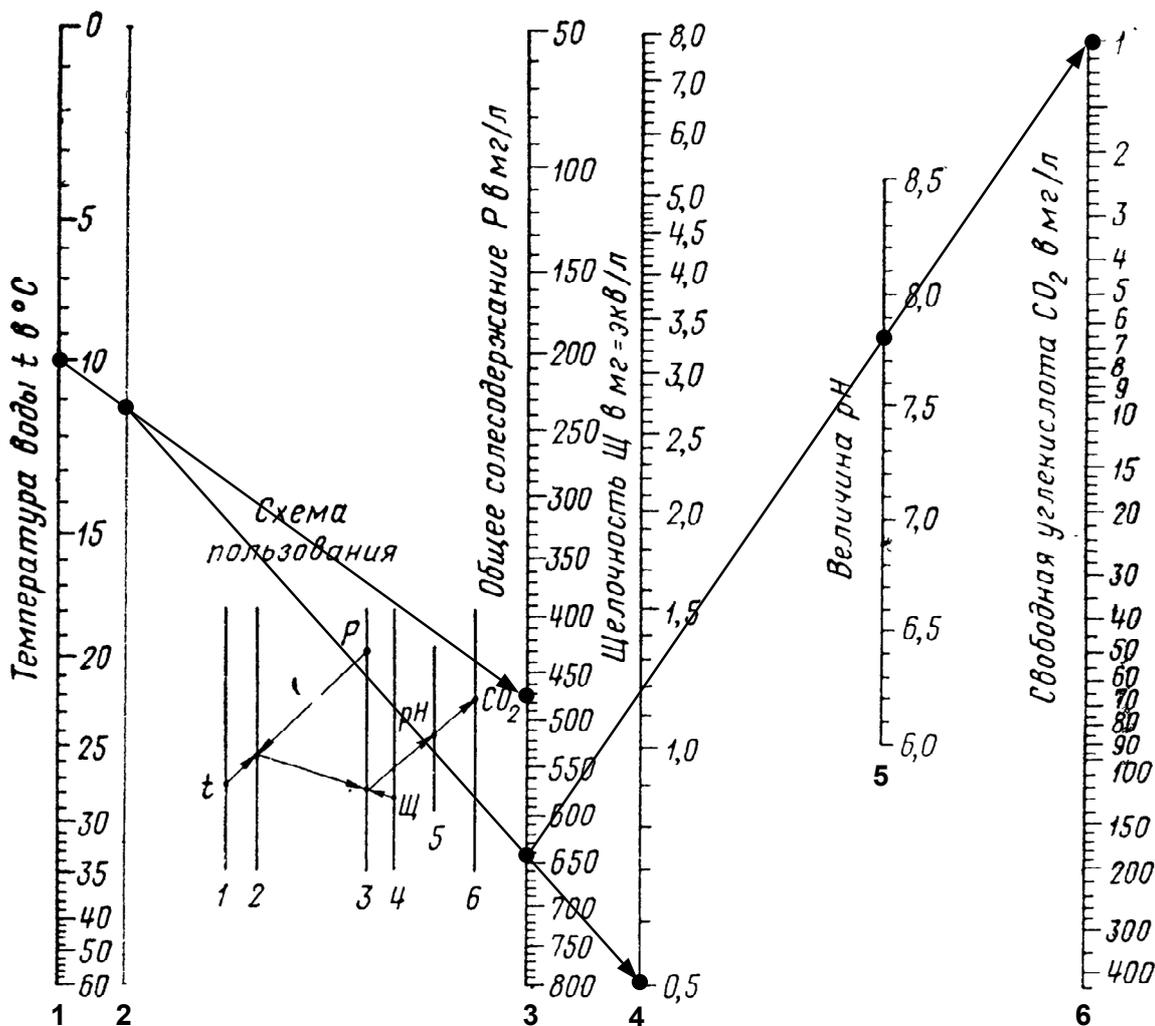


Рисунок 3 – Номограмма для определения pH и концентрации свободной углекислоты в воде

### 5.3 Определение качества воды фильтрата Na-катионитовой установки I степени

Жесткость фильтрата Na-катионитовой установки I степени определяется из уравнения:

$$Ж_{\Phi}^{Na} = \varphi_{Na} \frac{1 - \alpha_{\text{Э}}}{\alpha_{\text{Э}}^2} \cdot P^2, \quad (24)$$

где  $\varphi_{Na}$  – константа обмена, для сульфокатионитов  $\varphi_{Na} \approx 0,00125$ ;  
 $\alpha_{\text{Э}}$  – коэффициент эффективности регенерации, принимается по ТКП 45-4.01-258 (таблица А.2, приложения А)

$$P = \text{SO}_4^{2-} + \text{Cl}^- + \text{Na}^+ + Ж_0^{CM} = 1,7 + 4,25 + 6,45 + 0,46 = 12,86 \text{ мг-экв/дм}^3;$$

$$Ж_{\Phi}^{NaI} = 0,00125 \cdot \frac{1 - 0,74}{0,74^2} \cdot (12,86)^2 = 0,125 \text{ мг-экв/дм}^3;$$

Содержание ионов  $\text{Na}^+$  после Na-катионитовых фильтров I степени равно

$$C_{NaI} = (Ж_0^{CM} - Ж_{\Phi}^{NaI}) + C_{Na} = (0,46 - 0,125) + 6,45 = 6,785 \text{ мг-экв/дм}^3.$$

Содержание ионов  $\text{SO}_4^{2-}$  и  $\text{Cl}^-$  остается без изменения:

$$\text{SO}_4^{2-} = 1,7 \text{ мг-экв/дм}^3; \quad \text{Cl}^- = 4,25 \text{ мг-экв/дм}^3.$$

Диаграмма состава воды после Na-катионирования I степени имеет вид:

$$Ж_{\Phi}^{NaI} = 0,125 \text{ мг-экв/дм}^3$$

$\text{Na}^+ = 6,79$	
$\text{SO}_4^{2-} = 1,7$	$\text{Cl}^- = 4,25$

Общая щелочность составляет  $0,5 \text{ мг-экв/дм}^3$ .

### 5.4 Определение качества воды фильтрата Na-катионитовой установки II степени

Жесткость фильтрата Na-катионитовой установки II степени определяется аналогично жесткости фильтрата Na-катионитовой установки I степени.

Для Na-катионитовых фильтров II степени  $\alpha_{\text{Э}} = 0,9$ , согласно ТКП 45-4.01-258 (таблица А.2, приложения А).

Общее солесодержание

$$P = \text{SO}_4^{2-} + \text{Cl}^- + \text{Na}^+ + \mathcal{J}_\phi^{\text{Na}} = 1,7 + 4,25 + 6,79 + 0,125 = 12,87 \text{ мг-экв/дм}^3;$$

$$\mathcal{J}_\phi^{\text{NaII}} = \varphi_{\text{Na}} \frac{1 - \alpha_{\text{Э}}}{\alpha_{\text{Э}}^2} \cdot P^2 = 0,00125 \cdot \frac{1 - 0,9}{0,9^2} \cdot (12,87)^2 = 0,03 \text{ мг-экв/дм}^3.$$

Содержание ионов  $\text{Na}^+$  после Na-катионитовых фильтратов II ступени равно:

$$C_{\text{NaII}} = (\mathcal{J}_\phi^{\text{NaI}} - \mathcal{J}_\phi^{\text{NaII}}) + C_{\text{NaI}} = 0,125 - 0,03 + 6,79 = 6,89 \text{ мг-экв/дм}^3.$$

Содержание ионов  $\text{SO}_4^{2-}$  и  $\text{Cl}^-$  остается без изменения:

$$\text{SO}_4^{2-} = 1,7 \text{ мг-экв/дм}^3; \quad \text{Cl}^- = 4,25 \text{ мг-экв/дм}^3.$$

Диаграмма состава воды после Na-катионирования II ступени имеет вид

$$\mathcal{J}_\phi^{\text{NaII}} = 0,03 \text{ мг-экв/дм}^3.$$

$\text{Na}^+ = 6,89$	
$\text{SO}_4^{2-} = 1,7$	$\text{Cl}^- = 4,25$

Общая щелочность составляет 0,5 мг-экв/дм<sup>3</sup>.

## 6 НА-КАТИОНИТОВЫЕ ФИЛЬТРЫ II И I СТУПЕНИ

### 6.1 Расчет Na-катионитовых фильтров II ступени

#### 6.1.1 Определение количества Na-катионитовых фильтров II ступени

В качестве загрузки фильтров принимаем катионит сульфуголь с крупностью зерен от 0,5 до 1,1 мм. Паспортная обменная емкость сульфуголя 500 г-экв/м<sup>3</sup>. Расчет осуществляется в следующем порядке.

Рабочая обменная емкость Na-катионита в фильтрах II ступени определяется по формуле

$$E_{\text{раб}}^{\text{NaII}} = \alpha_{\text{Э}} \beta_{\text{Na}} E_{\text{пол}}. \quad (25)$$

При расходе соли на регенерацию катионита 300 г/дм<sup>3</sup>-экв поглощенных катионов жесткости  $\alpha_{\text{Э}} = 0,9$  (табл. А.2 ТКП 45-4.01-258).

Коэффициент  $\beta_{Na}$  учитывает снижение обменной емкости катионита по  $Ca^{2+}$  и  $Mg^{2+}$  вследствие частичного задержания ионов  $Na^+$  и определяется по табл. А.3 ТКП 45-4.01-258 или по формуле

$$\beta_{Na} = 1 + 0,5 \frac{C_{Na}^2}{C_{Ca}} \left( 1 - \sqrt{2 \frac{C_{Ca}}{C_{Na}^2} + 1} \right), \quad (26)$$

где  $C_{Na}, C_{Ca}$  – содержание соответственно ионов  $Na^+$  и  $Ca^{2+}$  в воде, поступающей на Na-катионитовые фильтры II ступени, мг-экв/дм<sup>3</sup>

$$\beta_{Na} = 1 + 0,5 \frac{6,79^2}{0,0073} \left( 1 - \sqrt{2 \frac{0,0073}{6,79^2} + 1} \right) = 0,50;$$

и

$$E_{раб}^{NaII} = 0,9 \cdot 0,5 \cdot 500 = 225 \text{ Г-ЭКВ/М}^3.$$

Объем катионита в фильтрах

$$W_{NaII} = \frac{8k \cdot q_{\text{ч}}^{NaII} \cdot \mathcal{J}_{\Phi}^{NaI}}{n \cdot E_{раб}^{NaII}} = \frac{q_{\text{сут}}^{NaII} \cdot \mathcal{J}_{\Phi}^{NaI}}{n \cdot E_{раб}^{NaII}}, \quad (27)$$

где  $8$  – продолжительность смены;

$k$  – количество смен в сутки,  $k = 3$ ;

$q_{\text{ч}}^{NaII}$  – полезный часовой расход установки, 181,5 м<sup>3</sup>/ч;

$q_{\text{сут}}^{NaII}$  – полезный суточный расход умягчаемой воды, 4356 м<sup>3</sup>/сут;

$n$  – число регенераций каждого фильтра в сутки  $n = T / (t + t_n)$ ;

$T$  – продолжительность работы станции в течение суток  $T = k \cdot 8 = 24$  ч;

$t$  – полезная продолжительность фильтроцикла, определяемая по формуле:

$$t = \frac{E_{раб}^{NaII} \cdot H}{v \cdot \mathcal{J}_{\Phi}^{NaI}} - 0,025 d_{80}^2 \ln \mathcal{J}_{\Phi}^{NaI}, \quad (28)$$

где  $H = 1,5 \text{ м}$  – толщина слоя катионита в фильтре;

$v$  – расчетная скорость фильтрования (м/ч), должна быть не более 40 м/ч, принимаем  $v = 30$  м/ч (ТКП 45-4.02-258, п.А.3.11);

$\mathcal{J}_{\Phi}^{NaI}$  – жесткость воды, поступающей на фильтр II ступени,  $\mathcal{J}_{\Phi}^{NaI} = 0,125$  мг-экв/дм<sup>3</sup>;

$d_{80}$  – 80%-ный калибр зерен катионита (мм),  $d_{80} = 0,8$  мм.

$$t = \frac{225 \cdot 1,5}{30 \cdot 0,125} - 0,025 \cdot 0,8^2 \ln 0,125 = 90 + 0,03 = 90,03 \text{ ч.}$$

$t_1$  – продолжительность всех операций регенерации фильтра (ч),  
 $t_1 = 1$  ч, тогда:

$$n = \frac{24}{90,03 + 1} = 0,26;$$
$$W_{NaII} = \frac{4356 \cdot 0,125}{0,26 \cdot 225} = 9,3 \text{ м}^3.$$

Площадь фильтров равна

$$F = \frac{W_{NaII}}{H} = \frac{9,3}{1,5} = 6,2 \text{ м}^2. \quad (29)$$

Принимаем к установке 2 рабочих Na-катионитовых фильтра второй ступени диаметром 2 м (площадь фильтрования одного фильтра  $F_{\phi} = 3,154 \text{ м}^2$ ), выпускаемых Саратовским заводом энергетического машиностроения, шифр ФИПа–II-2-0,6-Na. Конструкция и технические характеристики фильтра ФИПа–II-2-0,6-Na представлены на рисунке 4.

Техническая характеристика

Наименование параметра	Величина	Ед. изм.
Производительность	150	м³/ч
Давление рабочее	0,6	МПа
Температура, не более	табл.1	°С
Давление пробы при гидравлических испытаниях	0,9	МПа
Вместимость корпуса	8,9	м³
Объем фильтрующей загрузки	4,73	м³
Масса аппарата, (сухая)	табл.1	кг
Масса засынного материала,		
Катюнит КУ-2-8 ( $\gamma = 0,65-0,7 \text{ м/м}^3$ )	3,4	т
Сульфурголь СК ( $\gamma = 0,7 \text{ м/м}^3$ )	3,2	т

1. Производительность фильтра зависит от скорости фильтрации и увеличивается с высотой.

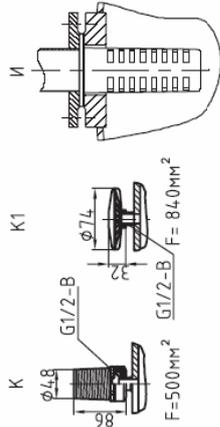
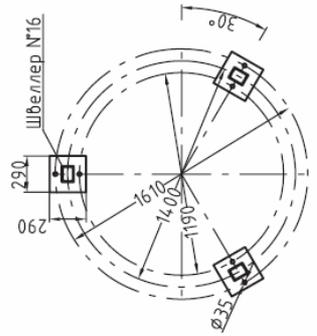
Экспликация штуцеров, муфт

Обоз	Назначение штуцера, муфт	Кол. шт.	Ду, мм
А	Подвод исходной и отмыочной воды	1	150
Б	Отвод обрабатанной воды	1	150
В	Подвод регенерационного раствора	1	80
Г	Подвод взрыхляющей воды	1	80
Д	Гидрозарядка	1	100
Е	Гидровыгрузка	1	100
Ж	Отвод регенерационного раствора, отмыочной воды и пергого фильтра	1	80
И	Отвод взрыхляющей воды	1	80
К	Подвод сжатого воздуха	1	50
Л	Прободборники	2	15
М	отвод воздуха	1	40

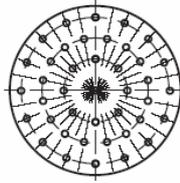
Колпа-чок	Материал	Обознач.	Кол-во	Температура воды, не более, °С	Масса фильтра, кг
К	Полистирол	Д-45461 СБ	170 (взсп.)	40	2596
К1	12Х18Н10Т	ФЭЛ-0,2-В, А-2-Н-ФВ	37	90	2625

Таблица 1

Схема расположения опор



Нижнее распределительное устройство типа "ложное дно" (условно)



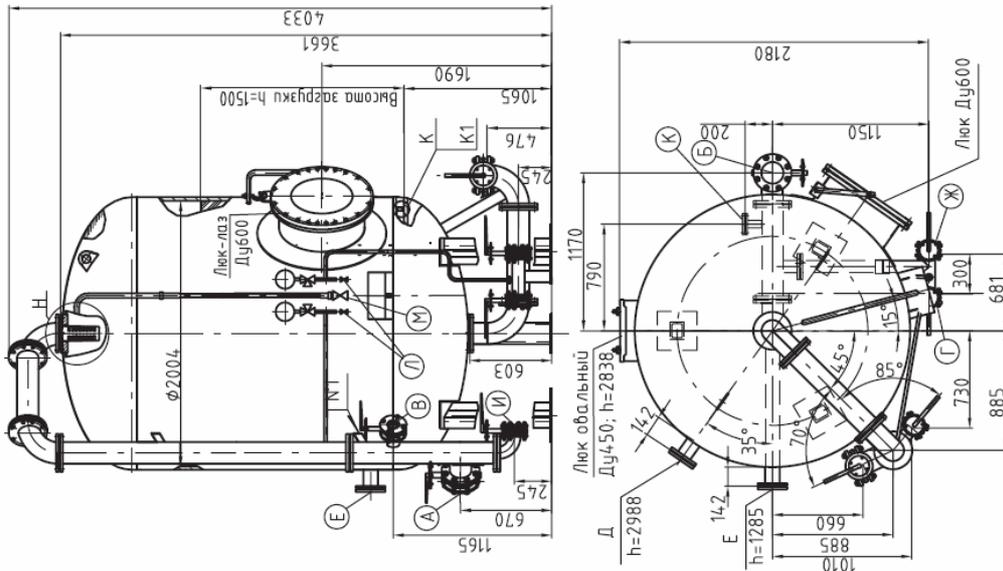
1. Аппарат не подлежит ведению Ростехнадзора.
  2. Материал, изготовление и контроль сборных швов по ОСТ "Сосуды и аппараты стальные сварные. Общие технические условия."
  3. Материал - Ст3сп.
- - по заказу выполняется антикоррозионное покрытие внутренней поверхности фильтра;
  - - по заказу выполняются распределительных устройств (напр. "лучевая система");
  - - по заказу могут быть изменены типы распределительных устройств (напр. "лучевая система");

Опросный лист стр. 158

Фильтр параллельноточный – ФИПА-II-2,0-0,6-На.

Информационно-справочный каталог  
«ВОДОПОДГОТОВИТЕЛЬНОЕ  
ОБОРУДОВАНИЕ» (Выпуск 1)

Саратовский завод энергетического машиностроения



Наружные трубопроводы в разобранном виде и арматура\* вместе с контрольно-измерительными приборами отправляются заказчику в ящике и устанавливаются на монтаже.

Габаритные размеры ящика, мм - L=1340, B=815, h=820; Масса - 130 кг.

\* - тип поставленной арматуры, трубопроводов может изменяться (определяется при заказе, оформлением опросного листа - см. стр. 158).

Рисунок 4 – Конструкция и технические характеристики фильтра ФИПА-II-2,0,6-На

Проверим действительные скорости фильтрования при нормальном и форсированном режимах

$$v_n = \frac{q_u}{N \cdot F_\phi}, \quad (30)$$

где  $q_u = \frac{q_{cym}^{NaII}}{T - nt_1} = \frac{4356}{24 - 0,26 \cdot 1} = 183,48 \text{ м}^3/\text{ч};$

$N$  – количество рабочих фильтров, 2 шт.;

$F_\phi$  – площадь одного фильтра, 3,154 м<sup>2</sup>.

Тогда

$$v_n = \frac{183,48}{2 \cdot 3,154} = 29,08 \text{ м / ч} < 40 \text{ м/ч.}$$

При регенерации одного из фильтров скорость фильтрования при форсированном режиме будет составлять

$$v_\phi = \frac{183,48}{1 \cdot 3,154} = 58,17 \text{ м / ч} > 50 \text{ м/ч.}$$

При форсированном режиме, когда 1 фильтр будет выключен на регенерацию, допускается скорость на 10 м/ч выше рекомендуемой для нормального режима, т.е. 50 м/ч. В данном случае форсированная скорость превышает указанный предел, поэтому число рабочих фильтров увеличиваем до 3 ( $v_i = 19,39 \text{ м}^3/\text{ч}$ ).

Продолжительность фильтроцикла составит

$$t = \frac{225 \cdot 1,5}{19,39 \cdot 0,125} - 0,025 \cdot 0,8^2 \ln 0,125 = 139,24 + 0,03 = 139,27 \text{ ч} \approx 5,8 \text{ сут.}$$

С точки зрения эксплуатации установки желательно принимать время работы ее равным целому числу суток, т.е. в нашем случае  $t = 6$  сут (144 ч), из которых полезное время работы будет составлять 143 ч, а время регенерации 1 ч.

При этом число регенераций в сутки:

$$n = \frac{24}{143 + 1} = 0,16.$$

Так как установка работает круглосуточно ( $T = 24$  ч), то, в соответствии с п. А.4.8 ТКП 45-4.01-258, предусматриваем 1 резервный фильтр.

### 6.1.2 Определение расхода поваренной соли для регенерации Na-катионитовых фильтров II ступени

Расход соли для регенерации одного Na-катионитового фильтра II ступени определяется по формуле:

$$P_c = \frac{C_{КАТ} \cdot a}{1000}, \quad (31)$$

где  $a$  – удельный расход соли,  $a = 300$  г/г-экв.

$C_{КАТ}$  – количество поглощенных катионов жесткости за фильтроцикл.

$$\begin{aligned} C_{КАТ} &= v \cdot F_{\phi} \cdot t \cdot (Ж_{\phi}^{NaI} - Ж_{\phi}^{NaII}) = \\ &= 19,39 \cdot 3,154 \cdot 143 \cdot (0,125 - 0,03) = 830,8 \text{ мг-экв/дм}^3. \end{aligned}$$

При указанных данных:

$$P_c^{NaII} = \frac{830,8 \cdot 300}{1000} = 249,24 \text{ кг.}$$

Суточный расход соли для всех фильтров равен:

$$P_{\text{сут}}^{NaII} = \frac{P_c^{NaII} nN}{1000} = \frac{249,24 \cdot 0,16 \cdot 3}{1000} = 0,119 \text{ т}, \quad (32)$$

где  $N$  – количество рабочих фильтров;

$n$  – число регенераций в сутки.

Запас соли на 30 суток:

$$P_{30\text{сут}}^{NaII} = P_{\text{сут}}^{NaII} \cdot T = 0,119 \cdot 30 = 3,57 \text{ т.}$$

### 6.1.3 Определение расходов воды на собственные нужды Na-катионитовых фильтров II ступени

Расход воды на собственные нужды Na-катионитовых фильтров II ступени определяется по формуле

$$Q_{\text{сн}}^{NaII} = Q_{\text{взр}} + Q_{\text{отм}} + Q_{\text{пр}},$$

где  $Q_{\text{сн}}^{NaII}$  – расход воды на собственные нужды Na-катионитовых фильтров II ступени, м<sup>3</sup>/сут.;

$Q_{\text{взр}}$  – расход воды на взрыхление катионита в фильтрах, м<sup>3</sup>/сут.;

$Q_{\text{отм}}$  – расход воды на отмывку катионита в фильтрах, м<sup>3</sup>/сут.;

$Q_{\text{пр}}$  – расход воды на приготовление регенерационного раствора поваренной соли, м<sup>3</sup>/сут.

### 6.1.4 Определение расходов воды на взрыхление

Объем воды на взрыхление катионита одного фильтра:

$$V_{\text{взр}} = \frac{W_{\text{взр}} F_{\phi} t_{\text{взр}} 60}{1000} = \frac{4 \cdot 3,154 \cdot 20 \cdot 60}{1000} = 15,14 \text{ м}^3, \quad (33)$$

где  $W_{\text{взр}}$  – интенсивность подачи воды на взрыхление катионита, принимаем  $W_{\text{взр}} = 4 \text{ дм}^3/\text{с} \cdot \text{м}^2$ , согласно п. А.3.9 ТКП 45-4.01-258;

$t_{\text{взр}}$  – продолжительность взрыхления, принимаем  $t_{\text{взр}} = 20$  мин, согласно п. А.3.9 ТКП 45-4.01-258.

Необходимый среднесуточный расход воды для взрыхления катионита в фильтрах равен:

$$Q_{\text{взр}} = V_{\text{взр}} \cdot N \cdot n = 15,14 \cdot 3 \cdot 0,16 = 7,27 \text{ м}^3/\text{сут},$$

где  $N$  – количество рабочих фильтров;

$n$  – число регенераций в сутки.

Для взрыхления катионита используется осветленная вода и вторая половина воды после отмывки Na-катионитовых фильтров II ступени.

### 6.1.5 Определение расходов воды на отмывку катионита

Объем воды на отмывку катионита одного фильтра после его регенерации:

$$V_{\text{отм}} = q_{\text{уд}} F_{\phi} H = 4 \cdot 3,154 \cdot 1,5 = 18,9 \text{ м}^3,$$

где  $q_{\text{уд}}$  – удельный расход воды на отмывку катионита после регенерации в  $\text{м}^3$  воды на  $1 \text{ м}^3$ , принимаем для сульфогля –  $4 \text{ м}^3/\text{м}^3$  (пункт А.3.4 ТКП 45-4.01-258).

Часовой расход воды на отмывку катионита при продолжительности отмывки 60 мин равен:

$$q_{\text{отм}} = \frac{V_{\text{отм}} 60}{t_{\text{отм}}} = \frac{18,9 \cdot 60}{60} = 18,9 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Скорость фильтрования при отмывке:

$$v_{\text{отм}} = \frac{q_{\text{отм}}}{F_{\phi}} = \frac{18,9}{3,154} = 6 \text{ м/ч}.$$

Согласно ТКП 45-4.01-258 п.А.3.10 скорость должна составлять 6 – 8 м/ч.

Среднесуточный расход воды для отмывки катионита в фильтрах определится из выражения:

$$Q_{отм} = q_{отм} \cdot n \cdot N = 18,9 \cdot 0,16 \cdot 3 = 9,1 \text{ м}^3/\text{сут}.$$

Первая половина общего расхода воды при отмывке отводится в канализацию (4,55 м<sup>3</sup>/сут), вторая половина направляется в баки отмывочной воды для дальнейшего использования на взрыхление катионита (4,55 м<sup>3</sup>/сут).

Отмывку катионита в фильтрах второй ступени следует предусматривать фильтратом первой ступени (пункт А.3.11 ТКП 45-4.01-258).

### 6.1.6 Расход воды для приготовления 5%-ного раствора NaCl

Объем воды для приготовления 5%-ного раствора NaCl определяется по формуле

$$V_c = \frac{P_c^{NaCl} S}{1000} = \frac{249,24 \cdot 19}{1000} = 4,73 \text{ м}^3, \quad (34)$$

где  $S$  – расход воды на растворение 1 кг технической соли для приготовления 5%-ного раствора NaCl,  $S = 19 \text{ дм}^3$ .

Суточный расход воды  $Q_c$  равен

$$Q_c = V_c \cdot n \cdot N = 4,73 \cdot 0,16 \cdot 3 = 2,27 \text{ м}^3 / \text{сут};$$

Для растворения поваренной соли и промывки солерастворителя используется осветленная вода. Расчет расхода воды для промывки солерастворителя см. п. 8.

Таким образом, расход воды на собственные нужды Na-катионитовых фильтров II ступени составляет:

$$\begin{aligned} Q_{сн}^{NaCl} &= \left( Q_{взр} - \frac{Q_{отм}}{2} \right) + Q_{отм} + Q_c = \\ &= (7,27 - 4,55) + 9,1 + 2,27 = 14,09 \text{ м}^3/\text{сут}. \end{aligned}$$

## 6.2 Расчет Na-катионитовых фильтров I ступени

### 6.2.1 Определение количества Na-катионитовых фильтров I ступени

В качестве загрузки фильтров принимаем катионит сульфуголь с крупностью зерен от 0,5 до 1,1 мм. Паспортная обменная емкость сульфогля – 500 г-экв/м<sup>3</sup>.

Рабочая обменная емкость Na-катионита в фильтрах I ступени определяется по формуле

$$E_{раб}^{NaI} = \alpha \beta_{Na} E_{пол} - 0,5 q_{уд} \mathcal{J}_0^{CM}, \quad (35)$$

где  $\alpha_{Na} = 0,74$  при расходе соли на регенерацию катионита 150 г/г-экв поглощенных катионов жесткости (ТКП 45-4.01-258 табл. А.2);

Коэффициент  $\beta_{Na}$  учитывает снижение обменной емкости катионита по  $Ca^{2+}$  и  $Mg^{2+}$  вследствие частичного задержания ионов  $Na^+$  и определяется по табл. А.3 ТКП 45-4.01-258 или по формуле

$$\beta_{Na} = 1 + 0,5 \frac{C_{Na}^2}{C_{Ca}} \left( 1 - \sqrt{2 \frac{C_{Ca}}{C_{Na}^2} + 1} \right); \quad (36)$$

где  $C_{Na}, C_{Ca}$  – содержание соответственно ионов  $Na^+$  и  $Ca^{2+}$  в воде, поступающей на Na-катионитовые фильтры I ступени, мг-экв/дм<sup>3</sup>

$$\beta_{Na} = 1 + 0,5 \frac{6,45^2}{0,0073} \left( 1 - \sqrt{2 \frac{0,0073}{6,45^2} + 1} \right) = 0,5;$$

$q_{уд} = 4 \text{ м}^3 / \text{м}^3$  катионита (ТКП 45-4.01-258 п. А.3.4);

$$E_{раб}^{NaI} = 0,74 \cdot 0,50 \cdot 500 - 0,5 \cdot 4 \cdot 0,46 = 184,08 \text{ г} \cdot \text{экв/м}^3.$$

Объем катионита в фильтрах равен:

$$W_{NaI} = \frac{q_{сум}^{NaI} \cdot \mathcal{J}_o^{CM}}{n E_{раб}^{NaI}}, \quad (37)$$

где  $q_{сум}^{NaI} = q_{сум}^{NaI} + Q_{отм} = 4356 + 9,1 = 4365,1 \text{ м}^3 / \text{сут}$

$q_{сум}^{NaI}, q_{сум}^{NaII}$  – полезная производительность Na-катионитовых фильтров, соответственно I и II ступеней, м<sup>3</sup>/сут;

$Q_{отм}$  – расход воды на отмывку катионита в Na-катионитовых фильтров II ступени, м<sup>3</sup>/сут.;

$n$  – число регенераций каждого фильтра в сутки, согласно п. А.3.3 ТКП 45-4.01-258, принимаем  $n = 1$ .

Тогда

$$W_{NaI} = \frac{4365,1 \cdot 0,46}{1 \cdot 184,08} = 10,9 \text{ м}^3.$$

Площадь фильтров равна

$$F = \frac{W_{NaI}}{H} = \frac{10,9}{2} = 5,45 \text{ м}^3, \quad (38)$$

где  $H = 2 \text{ м}$  – высота слоя катионита в фильтре, по ТКП 45-4.01-258 п. А.3.5 принимают равной от 2,0 до 2,5 м (большую высоту загрузки следует принимать при жесткости воды более 10 г-экв/м<sup>3</sup>).

Количество катионитных фильтров первой ступени следует принимать: рабочих – не менее двух, резервных – один, согласно ТКП 45-4.01-258 п. А.3.5.

Принимаем к установке 2 рабочих Na-катионитовых фильтра первой ступени диаметром 2,0 м (площадь фильтрования одного фильтра  $F_{\phi} = 3,154 \text{ м}^2$ ), выпускаемых Саратовским заводом энергетического машиностроения, шифр ФИПа–I-2,0-0,6-Na. Конструкция и технические характеристики фильтра ФИПа–I-2-0,6-Na представлены на рисунке 5.

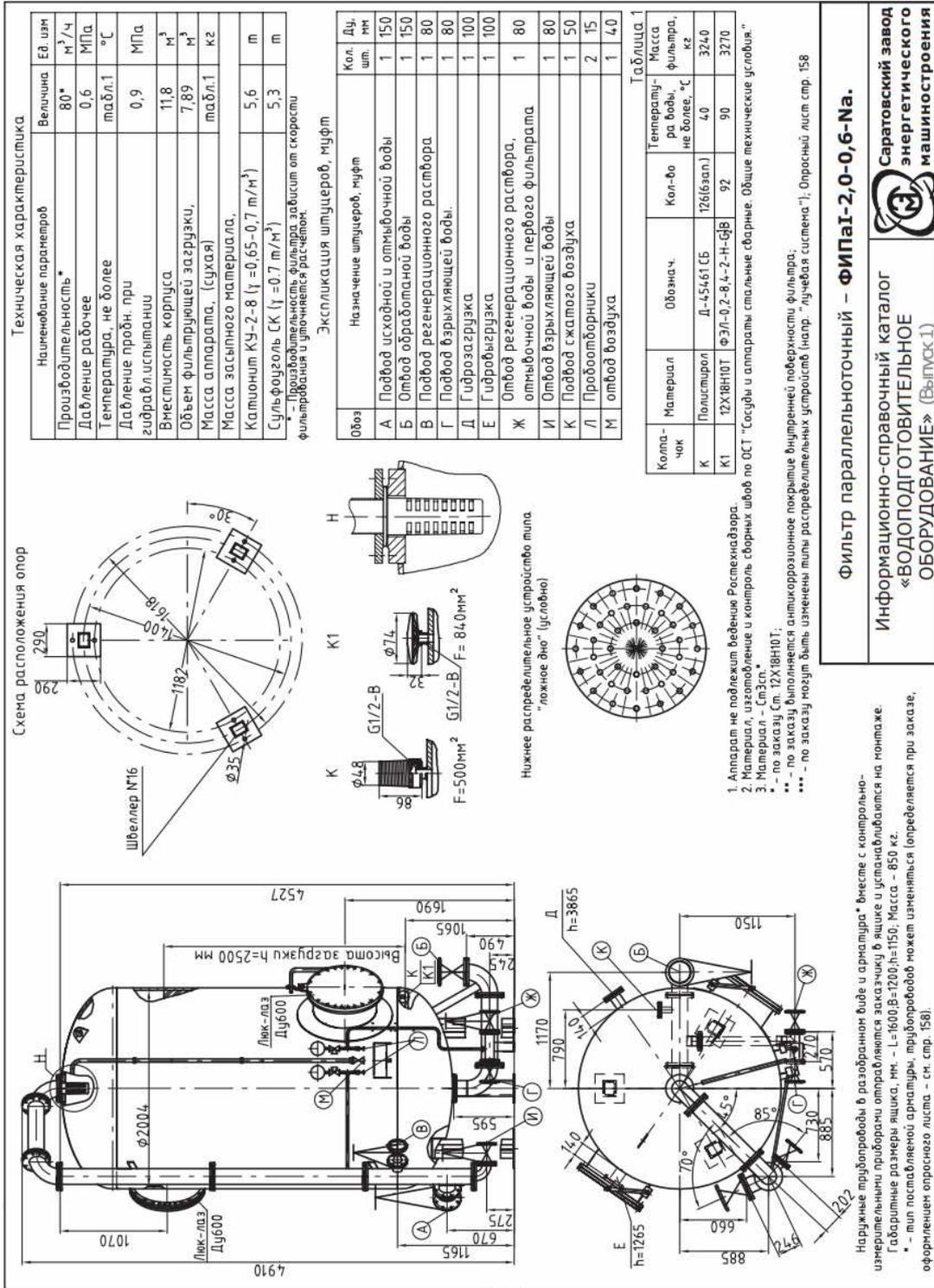


Рисунок 5 – Конструкция и технические характеристики фильтра ФИПА-1-2-0,6-На

Проверим действительные скорости фильтрования при нормальном и форсированном режимах.

При нормальном режиме:

$$q_u = \frac{q_{\text{сум}}}{T - nt_1} = \frac{4365,1}{24 - 1 \cdot 1} = 189,65 \text{ м}^3/\text{ч};$$

$$v_u = \frac{q_u}{NF_\phi} = \frac{189,65}{2 \cdot 3,154} = 30,06 \text{ м/ч.}$$

Эта скорость превышает предельно рекомендуемую, равную 25 м/ч (табл. А.4 ТКП 45-4.01-258), поэтому число рабочих фильтров увеличиваем до 3 ( $v_u = 20,04$  м/ч).

При форсированном режиме, когда 1 фильтр будет выключен на регенерацию, допускается скорость на 10 м/ч выше рекомендуемой для нормального режима, т.е. 35 м/ч. В данном случае, при двух работающих фильтрах скорость в них не превышает указанного предела.

Продолжительность фильтроцикла составит

$$t = \frac{E_{\text{раб}}^{NaI} H}{v J_o^{CM}} - 0,025 d_{80}^2 \ln J_o^{CM}; \quad (39)$$

$$t = \frac{184,08 \cdot 2}{20,04 \cdot 0,46} - 0,025 \cdot 0,8^2 \ln 0,46 = 40 \text{ ч.}$$

С точки зрения эксплуатации установки принимаем время работы ее равным целому числу суток, т.е.  $t = 2$  сут (48 ч), из которых полезное время работы будет составлять 47 ч, а время регенерации 1 ч.

$$\text{Тогда число регенераций в сутки: } n = \frac{24}{47 + 1} = 0,5.$$

Скорость фильтрования регенерационного раствора через катионит фильтров первой ступени следует принимать от 3 до 4 м/ч, скорость фильтрования исходной воды для отмывки катионита – от 6 до 8 м/ч, удельный расход отмывочной воды – от 5 до 6 м<sup>3</sup> на 1 м<sup>3</sup> катионита.

Согласно ТКП 45-4.01-258 п. А.4.8 резервные натрий-катионитные фильтры I ступени не устанавливаются, но технологически предусмотрена возможность использования резервных водород-катионитных фильтров в качестве натрий-катионитных.

## 6.2.2 Определение расхода поваренной соли для регенерации Na-катионитовых фильтров I ступени

Расход соли для регенерации одного Na-катионитового фильтра I ступени определяется по формуле

$$P_c = \frac{F_{\phi} HE_{\text{раб}}^{NaI} a}{1000} = \frac{3,154 \cdot 2 \cdot 184,08 \cdot 150}{1000} = 174,18 \text{ кг}, \quad (40)$$

где 150 г/г-экв – удельный расход соли. Принимают от 120 до 150 г/г-экв для фильтров первой ступени при двухступенчатой схеме и от 150 до 200 г/г-экв – при одноступенчатой схеме (ТКП 45-4.01-258 п. А.3.10).

Суточный расход соли для всех фильтров равен:

$$P_{\text{сут}}^{NaI} = \frac{P_c n N}{1000} = \frac{174,18 \cdot 0,5 \cdot 3}{1000} = 0,26 \text{ т}. \quad (41)$$

Запас соли на 30 суток  $P_{30\text{сут}}^{NaI} = P_{\text{сут}}^{NaI} T = 0,26 \cdot 30 = 7,8 \text{ т}$ .

## 6.2.3 Определение расходов воды на собственные нужды Na-катионитовых фильтров I ступени

Расход воды на собственные нужды Na-катионитовых фильтров I ступени определяется по формуле

$$Q_{\text{сн}}^{NaI} = Q_{\text{взр}} + Q_{\text{отм}} + Q_{\text{пр}},$$

где  $Q_{\text{сн}}^{NaI}$  – расход воды на собственные нужды Na-катионитовых фильтров II ступени, м<sup>3</sup>/сут;

$Q_{\text{взр}}$  – расход воды на взрыхление катионита в фильтрах, м<sup>3</sup>/сут;

$Q_{\text{отм}}$  – расход воды на отмывку катионита в фильтрах, м<sup>3</sup>/сут;

$Q_{\text{пр}}$  – расход воды на приготовление регенерационного раствора поваренной соли, м<sup>3</sup>/сут.

## 6.2.4 Определение расходов воды на взрыхление

Объем воды на взрыхление катионита одного фильтра:

$$V_{\text{взр}} = \frac{W_{\text{взр}} F_{\phi} t_{\text{взр}} 60}{1000} = \frac{4 \cdot 3,154 \cdot 20 \cdot 60}{1000} = 15,14 \text{ м}^3; \quad (42)$$

$$W_{\text{взр}} = 4 \text{ дм}^3 / \text{с} \cdot \text{м}^2, \quad t_{\text{взр}} = 20 \text{ мин}.$$

Необходимый среднесуточный расход воды для взрыхления катионита в фильтрах равен:

$$Q_{взр} = V_{взр} N n = 15,14 \cdot 3 \cdot 0,5 = 22,7 \text{ м}^3/\text{сут}.$$

Для взрыхления катионита используется осветленная вода и вторая половина воды после отмывки Na-катионитовых фильтров I ступени.

### 6.2.5 Определение расходов воды на отмывку катионита

Объем воды на отмывку катионита одного фильтра после его регенерации равен:

$$V_{отм} = q_{уд} F_{\phi} H = 4 \cdot 3,154 \cdot 2 = 25,2 \text{ м}^3.$$

Часовой расход воды на отмывку катионита при продолжительности отмывки 60 мин составит:

$$q_{отм} = \frac{V_{отм} 60}{60} = \frac{25,2 \cdot 60}{60} = 25,2 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Скорость фильтрования при отмывке:

$$v_{отм} = \frac{q_{отм}}{F_{\phi}} = \frac{25,2}{3,154} = 7,9 \text{ м/ч}.$$

Согласно ТКП 45-4.01-258 п. А.3.10 скорость должна составлять 6 – 8 м/ч. Среднесуточный расход воды для отмывки катионита в фильтрах равен:

$$Q_{отм} = q_{отм} n N = 25,2 \cdot 0,4 \cdot 3 = 30,24 \text{ м}^3/\text{сут}.$$

Первая половина общего расхода воды при отмывке отводится в канализацию (15,52 м<sup>3</sup>/сут), вторая половина направляется в баки отмывочной воды для дальнейшего использования на взрыхление катионита (15,52 м<sup>3</sup>/сут).

Отмывка производится осветленной водой.

### 6.2.6 Определение расхода воды для приготовления 5%-ого раствора NaCl

Объем воды для приготовления 5%-ного раствора NaCl определяется по формуле:

$$V_c = \frac{P_c \cdot S}{1000} = \frac{174,18 \cdot 19}{1000} = 3,3 \text{ м}^3,$$

где  $S = 19 \text{ дм}^3$  на 1 кг технической соли.

Суточный расход воды равен:

$$Q_c = V_c \cdot n \cdot N = 3,3 \cdot 0,5 \cdot 3 = 4,95 \text{ м}^3/\text{сут}.$$

Расчет расхода воды для промывки солерастворителя см. п. 9. Для растворения поваренной соли и промывки солерастворителя используется осветленная вода.

Таким образом, расход воды на собственные нужды Na-катионитовых фильтров I степени составляет:

$$Q_{сн}^{NaI} = \left( Q_{взр} - \frac{Q_{отм}}{2} \right) + Q_{отм} + Q_c = \\ = (22,7 - 15,52) + 30,24 + 4,95 = 42,37 \text{ м}^3/\text{сут}.$$

### 6.3 Расчет солевого хозяйства

Суточный расход соли составляет

$$P_{сум} = P_{сум}^{NaI} + P_{сум}^{NaII} = 0,26 \text{ т} + 0,119 \text{ т} = 0,379 \text{ т} = 379 \text{ кг}.$$

На станции принимаем 30-суточное хранение соли в баках мокрого хранения. Растворение соли осуществляется в резервуаре мокрого хранения. Для ускорения ее растворения в нижнюю часть резервуара через дырчатые трубопроводы подается пар, воздух, или вода. В бак-мерник от солерастворителя подается раствор соли 26 % концентрации. В солерастворителе соль очищается от примесей, а оставшиеся крупинки соли растворяются.

Объем резервуаров мокрого хранения определяют по формуле

$$V_{NaCl} = \frac{1,5 \cdot P_{сум} \cdot (b + p)}{1000},$$

где –  $V_{NaCl}$  объем резервуара для мокрого хранения реагента,  $\text{м}^3$ ;

1,5 – расчетный объем баков мокрого хранения на 1 т реагента,  $\text{м}^3$ ;

$b$  – необходимый запас соли на 30 суток, кг;

$p$  – остаток соли на 5 – 10 суток, предусматриваемый перед поступлением проектируемого запаса, кг.

$$V_{NaCl} = \frac{1,5 \cdot 379 \cdot (30 + 5)}{1000} = 19,89 \text{ м}^3.$$

Хранение крепкого (26%-го) раствора соли осуществляется в мерниках или расходных баках, емкость которых принимается по суточному расходу.

Объем мерника определяется по формуле

$$V_{26\%} = \frac{Q_c^{Na} \cdot n \cdot a \cdot 100}{1000 \cdot 26 \cdot \rho_{26}},$$

где  $V_{26\%}$  – объем крепкого (26%) раствора соли, расходуемого в сутки, м<sup>3</sup>/сут;

$Q_c^{Na}$  – расход соли на одну регенерацию фильтра, кг;

$n$  – число регенераций каждого фильтра в сутки;

$a$  – количество фильтров;

$\rho_{26\%}$  – плотность 26% раствора NaCl, принимаем по таблице 7.

**Таблица 7 – Плотность водных растворов хлорида натрия при 20°C**

Концентрация масс, %	Плотность, г/см <sup>3</sup>	Концентрация масс, %	Плотность, г/см <sup>3</sup>
4	1,027	16	1,116
6	1,041	18	1,132
8	1,056	20	1,148
10	1,071	22	1,164
12	1,086	24	1,180
14	1,101	26	1,197

Объем мерника для I ступени:

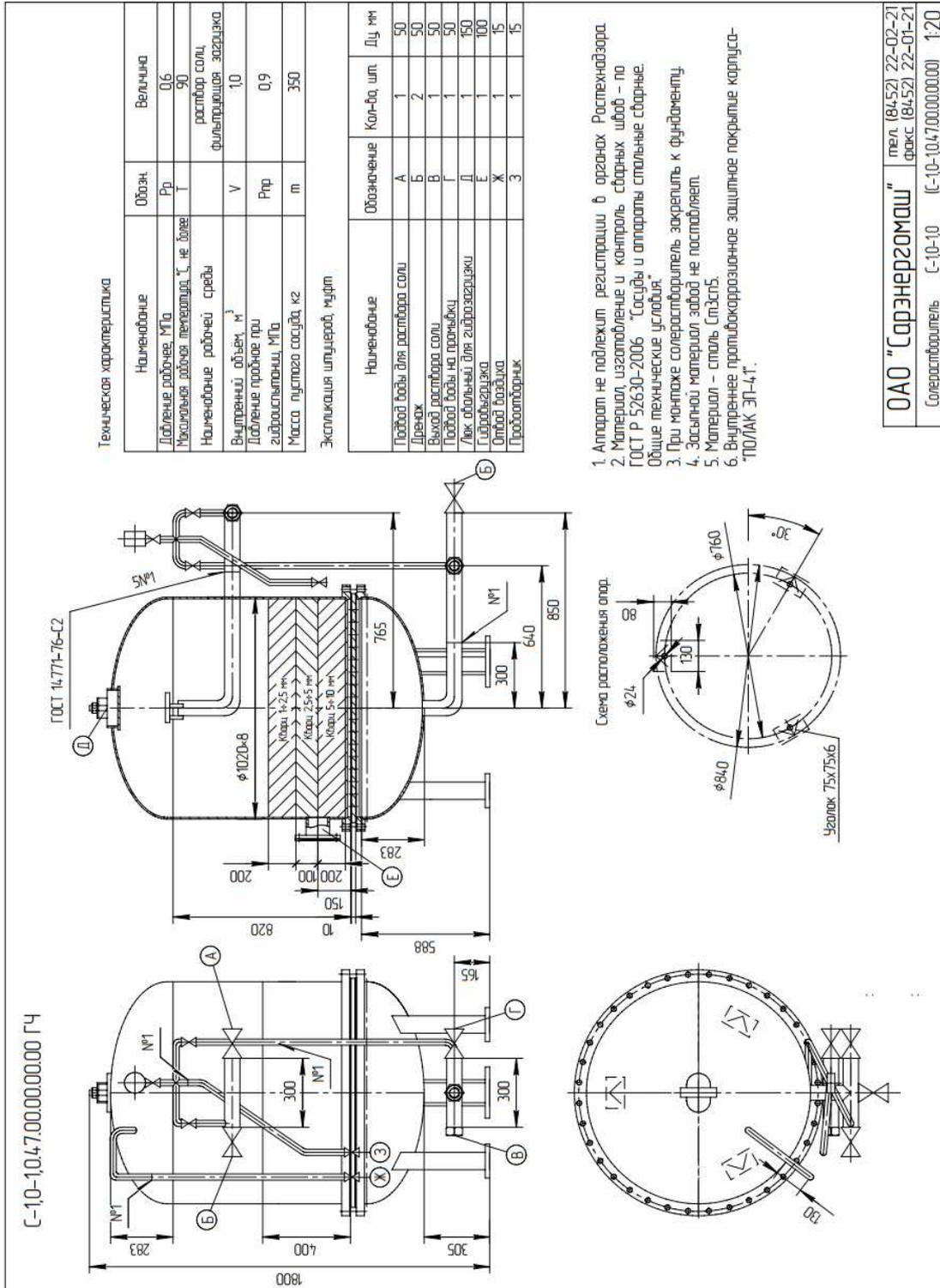
$$V_{26\%}^{NaI} = \frac{178,14 \cdot 0,5 \cdot 3 \cdot 100}{1000 \cdot 26 \cdot 1,197} = 0,86 \text{ м}^3/\text{сут}.$$

Объем мерника для II ступени:

$$V_{26\%}^{NaII} = \frac{249,24 \cdot 0,16 \cdot 3 \cdot 100}{1000 \cdot 26 \cdot 1,197} = 0,38 \text{ м}^3/\text{сут}.$$

Расчетное количество соли на одну регенерацию одного фильтра II ступени (наибольшее)  $P_c = 249,24$  кг.

Полезная емкость по соли серийно изготовляемого солерастворителя составляет 120 кг,  $D = 1020$  мм,  $H = 1800$  мм, площадь фильтрования – 0,8 м<sup>2</sup>, объем – 1 м<sup>3</sup>. Принимаем солерастворители Саратовского завода энергетического машиностроения, шифр солерастворителя С-1,0-1,0. К установке принимаем 2 рабочих и 1 резервный солерастворителя. Конструкция и технические характеристики солерастворителя С-1,0-1,0 представлены на рисунке 6.



**Рисунок 6 – Конструкция и технические характеристики солерастворителя С-10-10**

Объем раствора соли, пропускаемого через фильтрующие слои солевосрастворителя для очистки от загрязнений, определяется по формуле

$$W_{p.c.} = \frac{P_c S}{N \cdot 1034},$$

где  $S = 19 \text{ дм}^3$  – количество воды для растворения 1 кг технической соли;  
 $N$  – количество рабочих солевосрастворителей;  $1034 \text{ кг/м}^3$  – плотность 5%-го раствора NaCl.

Определяем объем раствора соли отдельно для регенерации фильтров I и II ступеней:

а) для регенерации фильтров I ступени:

$$W_{p.c.}^I = \frac{178,14 \cdot 19}{1 \cdot 1034} = 3,27 \text{ м}^3.$$

Часовой расход раствора соли при подаче его в Na-катионитовый фильтр I ступени в течение 20 мин  $t_{рег}$ :

$$q_c = \frac{W_{p.c.} \cdot 60}{t_{рег}} = \frac{3,27 \cdot 60}{20} = 9,8 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Скорость фильтрования раствора соли через катионит равна:

$$v_{рег} = \frac{q_c}{F_\phi} = \frac{9,8}{3,154} = 3,1 \text{ м/ч}.$$

По ТКП 45-4.01-258 п.А.3.10 скорость должна составлять 3 – 4 м/ч;

б) для регенерации фильтров II ступени:

$$W_{p.c.}^{II} = \frac{249,24 \cdot 19}{1 \cdot 1034} = 4,5 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Часовой расход раствора соли при подаче его в Na-катионитовый фильтр II ступени в течение 20 мин равен:

$$q_c = \frac{4,5 \cdot 60}{20} = 13,5 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Скорость фильтрования раствора соли через катионит:

$$v_{рег} = \frac{13,5}{3,154} = 4 \text{ м/ч}.$$

По ТКП 45-4.01-258 п. А.3.10 скорость должна составлять 3 – 4 м/ч;

Скорость фильтрования раствора соли через фильтрующие слои солерастворителя должна быть не больше 6 м/ч. Пусть скорость фильтрования раствора соли через фильтрующие слои будет  $v = 5,5$  м/ч.

Тогда время, за которое раствор соли профильтруется через солерастворитель, будет равно:

а) для регенерации фильтра I ступени:

$$t = \frac{W_{pc}}{fv} = \frac{3,27}{0,8 \cdot 5,5} = 0,74 \text{ ч,}$$

где  $f = 0,8 \text{ м}^2$  – площадь фильтрования солерастворителя;

б) для регенерации фильтра II ступени:

$$t = \frac{4,5}{0,8 \cdot 5,5} = 1 \text{ ч;}$$

Полезный объем каждого солерастворителя принимается на 35 – 40% больше расчетного количества соли, т. е.:

$$W_c = 1,35 \frac{249,24}{1 \cdot 1034} = 0,32 \text{ м}^3,$$

что соответствует полезному объему принятого солерастворителя.

Отсюда высота полезного объема каждого солерастворителя:

$$h_c = W_c / f_c = 0,32 / 0,8 = 0,4 \text{ м;}$$

Полная высота корпуса 1,8 м.

### **Определение расходов воды для промывки солерастворителя**

Расход воды для промывки солерастворителя при регенерации На-катионитового фильтра определяется по формуле

$$q_{np.c.}^0 = \frac{f_c \omega_c 60 t_c}{1000} = \frac{0,8 \cdot 5 \cdot 60 \cdot 5}{1000} = 1,2 \text{ м}^3,$$

где  $\omega_c = 5 \text{ дм}^3/\text{с} \cdot \text{м}^2$  – интенсивность промывки солерастворителя;

$t_c = 5$  мин продолжительность промывки солерастворителя,

$f_c$  – площадь фильтрования солерастворителя.

Суточный расход воды  $q_{np.c}$  равен

$$q_{np.c} = q_{np.c}^0 nN,$$

где  $N$  – количество фильтров I и II ступеней.

а) для регенерации фильтров I ступени:

$$q_{np.c}^{NaI} = 1,2 \cdot 0,5 \cdot 3 = 1,8 \text{ м}^3/\text{сут};$$

б) для регенерации фильтров II ступени:

$$q_{np.c}^{NaII} = 1,2 \cdot 0,16 \cdot 3 = 0,6 \text{ м}^3/\text{сут}.$$

Промывка солерастворителя осуществляется осветленной водой.

#### **6.4 Определение объема бака для взрыхления Na-катионита**

На взрыхление Na-катионитовых фильтров I ступени требуется  $15,14 \text{ м}^3$  воды. Емкость бака должна обеспечивать взрыхление трех фильтров и будет равна  $15,14 \cdot 3 = 45,42 \text{ м}^3$ . Принимаем бак из трех отделений емкостью по  $15,2 \text{ м}^3$ , высотой 2 м, площадью  $22,8 \text{ м}^2$ .

На взрыхление Na-катионитовых фильтров II ступени требуется также  $15,14 \text{ м}^3$ . Принимаем бак из трех отделений емкостью по  $15,2 \text{ м}^3$  каждый (аналогично баку для взрыхления катионитовых фильтров I ступени), высотой 2 м, площадью  $22,8 \text{ м}^2$ .

#### **6.5 Определение гидравлических потерь напора в Na-катионитовых фильтрах**

Потери напора определяются:

- при рабочем цикле фильтров (умягчении воды);
- при взрыхлении загрузки фильтров;
- при регенерации фильтров соответствующими растворами;
- при отмывке фильтров.

В каждом режимном случае работы умягчительной установки состав потерь напора будет определяться потерями напора в трубопроводах, арматуре и катионитовых фильтрах.

Определение потерь напора в трубопроводах и арматуре возможно только после размещения всего оборудования (как в пределах помещения, так и вне его) и трассировки трубопроводов.

Потери напора в напорных катионитовых фильтрах при фильтровании определяются по таблице А.5 ТКП 45-4.01-258.

Согласно п. А.3.11 ТКП 45-4.01-258 потери напора в фильтре II ступени следует принимать от 13 до 15 м.

### **Потери напора на Na-катионитовых фильтрах II ступени**

При нормальном режиме фильтрования, высоте слоя загрузки 1,5 м и крупности зерен катионита 0,5 – 1,1 мм потери напора равны 13 м, при тех же условиях, но при форсированном режиме потери напора будут составлять 15 м.

### **Потери напора на Na-катионитовых фильтрах I ступени**

При нормальном режиме фильтрования, высоте слоя загрузки 2 м, крупности зерен катионита 0,5 – 1,1 мм потери напора равны 6 м. При форсированном режиме потери напора будут составлять 7 м.

При взрыхлении фильтров с интенсивностью  $W_{взр} = 4 \text{ дм}^3/\text{с} \cdot \text{м}^2$ , ( $v = 6 - 8 \text{ м/ч}$ ), потери напора будут 4,2 – 4,6 м.

Потери напора в фильтре при регенерации ( $v = 4 \text{ м/ч}$ ) следует принимать 4 м и при отмывке фильтров ( $v = 6 \text{ м/ч}$ ) можно принимать равными 4,5 м.

## 7 Н-КАТИОНИТОВЫЙ ФИЛЬТР

### 7.1 Расчет Н-катионитовых фильтров

В качестве загрузки фильтров принимаем катионит сульфоуголь с крупностью зерен от 0,5 до 1,1 мм. Паспортная обменная емкость сульфогля  $E_{полн} = 500$  г-экв/м<sup>3</sup>.

Рабочая обменная емкость Н-катионита определяется по формуле

$$E_{раб}^H = \alpha_n E_{полн} - 0,5 q_{уд} C_k = 0,68 \cdot 500 - 0,5 \cdot 4 \cdot 7,5573 = 324,8 \text{ г} \cdot \text{экв/м}^3, \quad (54)$$

где  $\alpha_n = 0,68$  при расходе серной кислоты на регенерацию катионита 50 г/г-экв поглощенных катионов (табл. А.7 ТКП 45-4.01-258);

$q_{уд}$  – удельный расход воды на отмывку катионита после регенерации, принимаем 4 м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>;

$C_k$  – общее содержание катионов в воде, поступающей на Н-катионитовые фильтры, г-экв/м<sup>3</sup>.

$$\begin{aligned} C_k &= Ca^{2+} + Mg^{2+} + Na^+ = Ж_о + Na^+ = \\ &= 0,0073 + 0,5 + 7,05 = 7,5573 \text{ г-экв/м}^3. \end{aligned}$$

Объем катионита в фильтрах равен:

$$W_n = \frac{q_{полн}^H (Ж_о + C_{Na})}{n E_{раб}^H} = \frac{489,2 \cdot (0,5073 + 7,05)}{1 \cdot 324,8} = 11,4 \text{ м}^3, \quad (55)$$

где  $q_{полн}^H$  – полезная производительность Н-катионитовых фильтров,  $q_{полн}^H = 489,2$  м<sup>3</sup>/сут;

$n$  – число регенераций в течение суток, принимаем предварительно  $n = 1$ .

Площадь Н-катионитовых фильтров равна:

$$F = \frac{W_n}{H} = \frac{11,4}{2} = 5,7 \text{ м}^2, \quad (56)$$

где  $H = 2$  м – высота слоя катионита в фильтре, принимается согласно ТКП 45-4.01-258 п. А.3.5.

К установке принимается 4 рабочих Н-катионитовых фильтра диаметром 1,4 м (площадь фильтрования одного фильтра  $F_\phi = 1,53$  м<sup>2</sup>), выпускаемых Бийским котельным заводом, шифр ФИПа I-1,4-0,6-Н. Конструкция фильтра ФИПа I-1,4-0,6-Н представлена на рисунке 7.



Проверяем скорости фильтрования при нормальном и форсированном режимах.

При нормальном режиме:

$$q_{\text{ч}} = \frac{q_{\text{сут}}}{T - nt_1} = \frac{489,2}{24 - 1 \cdot 1} = 21,3 \text{ м}^3/\text{ч}; \quad (57)$$

$$v_{\text{н}} = \frac{q_{\text{ч}}}{NF_{\phi}} = \frac{21,3}{4 \cdot 1,53} = 3,48 \text{ м/ч}. \quad (58)$$

Скорость при форсированном режиме (один фильтр на регенерации) равна:

$$v_{\phi} = \frac{21,3}{3 \cdot 1,53} = 4,64 \text{ м/ч}.$$

Фактическая продолжительность работы фильтра до проскока жесткости:

$$t_i = \frac{E_{i \hat{i} \ddot{e} i} \dot{I}}{v_i (\mathcal{A}_i - \mathcal{A}_{\delta}^i)} - \frac{0,02 \cdot E_{i \hat{i} \ddot{e} i} d_{80}^2 \ln(\mathcal{A}_i - \mathcal{A}_{\delta}^i)}{(\mathcal{A}_i - \mathcal{A}_{\delta}^i)} = \quad (59)$$

$$= \frac{500 \cdot 2}{3,48 \cdot (0,5073 - 0,062)} - \frac{0,02 \cdot 500 \cdot 0,8^2 \ln(0,5073 - 0,062)}{(0,5073 - 0,062)} = 639 \text{ } \div.$$

В соответствии с п. А.4.8 ТКП 45-4.01-258 предусматриваем 1 резервный фильтр.

## 7.2 Определение расхода серной кислоты для регенерации Н-катионитовых фильтров

Масса 100%-й серной кислоты для регенерации одного Н-катионитового фильтра составит:

$$P_{\text{кис}} = \frac{F_{\phi} H E_{\text{раб}}^H a_{\text{кис}}}{1000} = \frac{1,53 \cdot 2 \cdot 324,8 \cdot 50}{1000} = 46,4 \text{ кг}, \quad (60)$$

где  $a_{\text{кис}} = 50$  г/г-экв – удельный расход кислоты для регенерации катионита (г/г-экв), определяют по таблице А.8 ТКП 45-4.01-258 в зависимости от требуемой жесткости фильтрата.

Тогда объем технической серной кислоты равен (объем мерника):

$$W_{m.k} = \frac{P_{кис} 100}{1000 p_k \gamma_k} = \frac{46,4 \cdot 100}{1000 \cdot 95 \cdot 1,83} = 0,03 \text{ м}^3 \text{ или } 30 \text{ л},$$

где  $p_k$  – содержание  $H_2SO_4$  в технической серной кислоте ( $p_k = 95 \%$ );

$\gamma_k = 1,83 \text{ т/м}^3$  – удельный вес серной кислоты 95%-ой концентрации.

Согласно п. А.4.9 ТКП 45-4.01-258 регенерацию Н-катионитовых фильтров производят 1 – 1,5 %-ым раствором  $H_2SO_4$ .

Количество 1 – 1,5 %-го раствора  $H_2SO_4$  для регенерации одного фильтра равно

$$W_k = \frac{P_{кис} \cdot 100}{1000 \cdot b} = \frac{46,4 \cdot 100}{1000 \cdot 1} = 4,64 \text{ м}^3; \quad (61)$$

где  $b$  – концентрация раствора серной кислоты, %.

Продолжительность подачи раствора серной кислоты в фильтр при регенерации равна  $t_{рег} = 15 \text{ мин} = 0,25 \text{ ч}$ . Тогда скорость фильтрования раствора  $H_2SO_4$  через катионит составит:

$$v = \frac{W_k}{F_{\phi} t_{рег}} = \frac{4,64}{1,53 \cdot 0,25} = 12,1 \text{ м/ч}. \quad (62)$$

По п. А.4.9 ТКП 45-4.01-258 скорость должна быть не менее 10 м/ч.

Суточный расход 100%-й кислоты для всех фильтров определяется по формуле

$$\delta_i = \frac{D_{\text{д\`е}н} N n}{1000} = \frac{46,4 \cdot 4 \cdot 1}{1000} = 0,185 \text{ \textcircled{д}}. \quad (63)$$

Запас технической серной кислоты на 30 дней равен (объем вытеснителя):

$$W_k = \frac{P_H T \cdot 100}{P_k \gamma_k} = \frac{0,185 \cdot 30 \cdot 100}{46,4 \cdot 1,83} = 6,53 \text{ м}^3, \quad (64)$$

где  $T$  – число дней, на которое предусматривается запас кислоты, 30 дней.

### 7.3 Расчет дегазатора

Удаление углекислоты из Н-катионированной воды производится в дегазаторах с загрузкой из колец Рашига размером  $25 \times 25 \times 3 \text{ мм}$ .

Площадь поверхности насадки для удаления из воды  $\text{CO}_2$  равна:

$$F_{\text{CO}_2} = \frac{G_{\text{CO}_2}}{K_{\text{ЖCO}_2} \Delta C_{\text{срCO}_2}} = \frac{2,6}{0,3 \cdot 0,0264} = 328,3 \text{ м}^2, \quad (48)$$

где  $G_{\text{CO}_2}$  – количество углекислоты (кг/ч), подлежащее удалению из воды:

$$G_{\text{CO}_2} = \frac{q_p (C_{\text{вхCO}_2} - C_{\text{выхCO}_2})}{1000}; \quad (49)$$

$C_{\text{выхCO}_2}$  – предельная концентрация углекислоты в дегазированной воде,  $C_{\text{выхCO}_2} = 1 \text{ мг/дм}^3$ ;

$q_p$  – расчетный расход воды:  $q_p = 20,38 \text{ м}^3/\text{ч}$  ( $489,2 \text{ м}^3/\text{сут}$ ).

$C_{\text{вхCO}_2}$  – содержание углекислоты в воде, поступающей на дегазацию после Н-катионирования, по ТКП 45-4.01-258 п. Г.1.2 следует вычислять по формуле:

$$[\text{CO}_2]_{\text{вх}} = [\text{CO}_2]_{\text{исх}} + 44Ш,$$

где  $[\text{CO}_2]_{\text{исх}}$  – исходная концентрация свободного диоксида углерода в воде находится интерполяцией в зависимости от  $Ш$  и  $pH$  по ТКП 45-4.01-258 табл. Г.1,  $[\text{CO}_2]_{\text{исх}} = 36,8 \text{ мг/дм}^3$ ;

$Ш$  – щелочность исходной воды, равная  $2,1 \text{ мг-экв/дм}^3$ ,

$$[\text{CO}_2]_{\text{исх}} = 36,8 + 44 \cdot 2,1 = 129,2 \text{ мг/дм}^3;$$

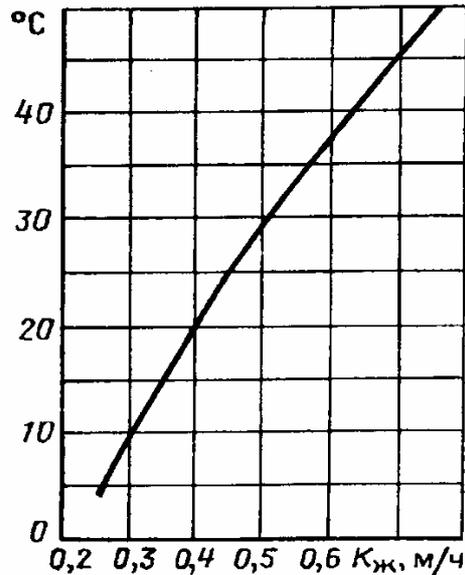
$$G_{\text{CO}_2} = \frac{20,38 \cdot (129,2 - 1)}{1000} = 2,6 \text{ кг/ч.}$$

Средняя движущая сила процесса десорбции  $\Delta C_{\text{срCO}_2}$  ( $\text{кг/м}^3$ ), определяемая по формуле

$$\Delta C_{\text{срCO}_2} = \frac{C_{\text{вхCO}_2} - C_{\text{выхCO}_2}}{2,3 \cdot \lg \frac{C_{\text{вхCO}_2}}{C_{\text{выхCO}_2}}} = \frac{129,2 - 1}{2,3 \cdot \lg \frac{129,2}{1}} = 26,4 \text{ г/м}^3 = 0,0264 \text{ кг/м}^3, \quad (50)$$

где  $K_{\text{ЖCO}_2}$  – коэффициент десорбции, м/ч;

$K_{\text{ЖCO}_2} = 0,3 \text{ м/ч}$  при  $t^\circ = 10^\circ\text{C}$  (определяется по графику, рис. 8).



**Рисунок 8 – График зависимости коэффициента десорбции  $K_{ЖCO_2}$  от температуры для дегазаторов, загруженных кольцами Рашига  $25 \times 25 \times 3$  мм, при плотности орошения насадки  $60 \text{ м} \cdot /(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$**

Характеристика колец Рашига  $25 \times 25 \times 3$  мм: количество колец в  $1 \text{ м}^3$  при беспорядочной загрузке  $53 \text{ 200 шт/м}^3$ ; свободный объем на один кубический метр насадки  $0,74 \text{ м}^3/\text{м}^3$ ; поверхность насадки при беспорядочной загрузке  $204 \text{ м}^2/\text{м}^3$ , масса колец  $532 \text{ кг/м}^3$ .

Объем колец Рашига равен:

$$W_{\text{кол}} = \frac{F_{CO_2}}{f} = \frac{328,3}{204} = 1,6 \text{ м}^3, \quad (51)$$

где  $f$  – поверхность колец Рашига размером  $25 \times 25 \times 3$  мм.

При производительности дегазатора  $20,38 \text{ м}^3/\text{ч}$  принимаем к установке два дегазатора (1 рабочий, 1 резервный) типа В-RE 100 с внутренним диаметром 1000 мм и площадью поперечного сечения  $F_D = \frac{Q_{\text{рас}}}{60}$ , где 60 – оптимальная плотность орошения насадки,  $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ ,  $F_D = \frac{20,38}{60} = 0,34 \text{ м}^2$ .

Тогда высота загрузки колец определится по формуле:

$$H_k = \frac{W_{\text{кол}}}{F_D} = \frac{1,6}{0,34} = 4,7 \text{ м}. \quad (52)$$

Объем парогазовой смеси, удаляемой из дегазатора

$$V_{см} = \frac{G_{CO_2}(273+t)}{520P_y}, \quad (53)$$

где  $P_y$  – парциальное давление газа в воде на выходе его из дегазатора, отвечающее равновесному состоянию и определяемое по формуле

$$P_y = \frac{C_{выхCO_2}}{H_{CO_2}} = \frac{1}{2310} = 0,000433,$$

где  $H_{CO_2}$  – растворимость углекислоты в воде ( $г/м^3$ ) при данной температуре и парциальном давлении 1ат (1000 гПа), определяется по табл. Ж.4 ТКП 45-4.01-258, при  $10^\circ C$   $H_{CO_2} = 2310$   $г/м^3$ .

$$V_{см} = \frac{2,6 \cdot (273+10)}{520 \cdot 0,000433} = 3267,9 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Приведем объем парогазовой смеси к нормальным условиям:

$$V_0 = \frac{V_{см}P_D}{1+0,00366t} = \frac{3267,9 \cdot 0,0131}{1+0,00366 \cdot 10} = 41,3 \text{ м}^3/\text{ч} = 0,69 \text{ м}^3/\text{мин},$$

где  $P_D = 0,0131$  – давление парогазовой смеси ( $кгс/см^2$ ) в дегазаторе, соответствующее точке кипения воды при данной температуре  $10^\circ C$ , принимается по таблице 8.

**Таблица 8 – Зависимость температуры кипения от давления**

$P_D, \text{ кгс/см}^2$	$T^\circ C$	$P_D, \text{ кгс/см}^2$	$T^\circ C$
0,01	6,698	1,5	110,79
0,02	17,20	2,0	119,62
0,04	28,64	2,5	126,79
0,1	45,45	3,0	132,88
0,2	59,67	4,0	142,92
0,3	68,68	5,0	151,11
0,4	75,42	6,0	158,08
0,5	80,86	7,0	164,17
0,6	85,45	8,0	169,61
0,7	89,45	9,0	174,53
0,8	92,99	10,0	179,04
0,9	96,18	20,0	211,38
1,0	99,09	25,0	222,90
1,033	100,0	50,0	262,70
		100,0	309,53

Для создания вакуума в дегазаторах принимаем к установке два вакуум-насоса (1 рабочий, 1 резервный) типа ВВН1-1,5 производительностью  $1,57 \text{ м}^3/\text{мин}$ ,  $n = 1500 \text{ об/мин}$ ,  $N = 5,5 \text{ кВт}$ .

Подача воды в Na-катионитовые фильтры I ступени после дегазатора осуществляется с помощью насосов. Потребная производительность насосов  $q_n = 20,38 \text{ м}^3/\text{ч}$ . Принимаем к установке 2 насоса (1 рабочий, 1 резервный) типа К65-50-125,  $q_n = 25 \text{ м}^3/\text{ч}$ ,  $H = 20 \text{ м в. ст. (2000 гПа)}$ ,  $N = 5,5 \text{ кВт}$ ,  $n = 2900 \text{ об/мин}$ .

#### 7.4 Определение расходов воды на собственные нужды Н-катионитовых фильтров

Расход воды на собственные нужды Н-катионитовых фильтров определяется по формуле

$$Q_{сн}^H = Q_{взр} + Q_{отм} + Q_{пр},$$

где  $Q_{сн}^H$  – расход воды на собственные нужды Н-катионитовых фильтров,  $\text{м}^3/\text{сут}$ ;

$Q_{взр}$  – расход воды на взрыхление катионита в фильтрах,  $\text{м}^3/\text{сут}$ ;

$Q_{отм}$  – расход воды на отмывку катионита в фильтрах,  $\text{м}^3/\text{сут}$ ;

$Q_{пр}$  – расход воды на приготовление регенерационного раствора серной кислоты,  $\text{м}^3/\text{сут}$ .

##### 7.4.1 Определение расходов воды на взрыхление

Объем воды на взрыхление катионита одного фильтра:

$$V_{взр} = \frac{W_{взр} F_{\phi} t_{взр} 60}{1000} = \frac{4 \cdot 1,53 \cdot 15 \cdot 60}{1000} = 5,5 \text{ м}^3, \quad (65)$$

где  $W_{взр}$  – интенсивность взрыхления катионита,  $W_{взр} = 4 \text{ дм}^3/\text{с} \cdot \text{м}^2$ .

Необходимый среднесуточный расход воды на взрыхление катионита в фильтрах равен:

$$Q_{взр} = V_{взр} N n = 5,5 \cdot 4 \cdot 1 = 22 \text{ м}^3/\text{сут}.$$

##### 7.4.2 Определение расходов воды на отмывку катионита

Объем воды на отмывку катионита одного фильтра определяется по формуле

$$V_{отм} = q_{уд} F_{\phi} H = 4 \cdot 1,53 \cdot 2 = 12,24 \text{ м}^3, \quad (66)$$

Среднесуточный расход воды для отмывки катионита в фильтрах равен

$$Q_{отм} = V_{отм} nN = 12,24 \cdot 1 \cdot 4 = 48,96 \text{ м}^3/\text{сут.}$$

Первая половина общего расхода воды при отмывке отводится на нейтрализацию в специальные баки (24,48 м<sup>3</sup>/сут), вторая часть направляется в баки для дальнейшего использования на взрыхление катионита (24,48 м<sup>3</sup>/сут). Отмывка Н-катионитовых фильтров производится осветленной водой (п. А.4.9 ТКП 45-4.01-258).

### 7.4.3 Определение расхода воды для приготовления 1%-го раствора

Объем воды для приготовления 1%-ого раствора серной кислоты для регенерации одного фильтра определяется по формуле:

$$q_k = W_k - \frac{P_{кис} 100}{1000 p_k \gamma_k} = 6,53 - \frac{46,4 \cdot 100}{1000 \cdot 95 \cdot 1,83} \approx 6,5 \text{ м}^3.$$

Часовой расход воды составит:

$$q' = \frac{q_k}{t_{рег}} = \frac{6,5}{0,25} = 26 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Суточный расход воды равен:

$$Q_k = q_k Nn = 6,5 \cdot 4 \cdot 1 = 26 \text{ м}^3/\text{сут.}$$

Для приготовления 1%-го раствора H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> используется осветленная вода (п. А.4.9 ТКП 45-4.01-258).

Таким образом, расход воды на собственные нужды Н-катионитовых фильтров составляет

$$Q_{сн}^H = Q_{отм} + Q_{pp} = 65,3 + 26 = 91,3 \text{ м}^3 / \text{сут.}$$

## 7.5 Расчет кислотного хозяйства

### 7.5.1 Подбор оборудования для регенерации фильтров

Емкость цистерн для хранения концентрированной серной кислоты:

$$W_{ц} = 6,5 \text{ м}^3.$$

Так как серная кислота доставляется железнодорожным транспортом, то значение  $W_{ц}$  округляется до величины, которая является кратной емкости железнодорожной цистерны. Это необходимо для обеспечения полного опорожнения железнодорожной тары. Грузоподъемность железнодорожной цистерны 50 т, что соответствует объему концентрированной серной кислоты  $W_{к} = 50 \div 1,83 = 27,3 \text{ м}^3$ . Принимаем 2 бака-цистерны (железнодорожная и стационарная) емкостью  $10 \text{ м}^3$  (диаметр 2 м, длина 5,8 м). Слив и перемещение серной кислоты из железнодорожной цистерны в стационарную происходит под вакуумом, который создает вакуум-насос или эжектор. Кислота поступает в мерник, а затем эжектором подается в Н-катионитовые фильтры.

Полезная емкость бака-мерника для серной кислоты –  $0,03 \text{ м}^3$  или 30 л.

Принимаем изготавливаемый промышленностью бак-мерник диаметром 450 мм, высотой 845 мм, объемом 90 л.

### **7.5.2 Определение объема бака для взрыхления катионита**

На взрыхление Н-катионитовых фильтров I ступени требуется  $5,5 \text{ м}^3$  воды. Емкость бака должна обеспечивать взрыхление двух фильтров и будет равна  $5,5 \times 4 = 22 \text{ м}^3$ . Принимаем бак железобетонный с противокислотной изоляцией, состоящий из двух отделений, полезной емкостью  $25 \text{ м}^3$ , высотой 2 площадью  $12,5 \text{ м}^2$ .

### **7.6 Определение потерь напора**

Потери напора в Н-катионитовых фильтрах определяются по таблице А.5 ТКП 45-4.01-258. При скорости фильтрования  $v_{н} = 3,48 \text{ м/ч}$ , высоте слоя катионита 2 м и крупности зерен 0,5 – 1,1 мм потери напора составляют 3,5 м; при тех же условиях, но при форсированном режиме ( $v_{ф} = 4,6 \text{ м/ч}$ ) потери составляют 4,5 м.

## 8 ПРЕДВАРИТЕЛЬНАЯ ОЧИСТКА ВОДЫ

### 8.1 Расчет механических осветлительных фильтров

Полезная суточная производительность механических осветлительных фильтров определяется по формуле

$$q_{\text{сут}}^M = q_{\text{сут}}^{\text{NaI}} + Q_{\text{сн}}^{\text{NaI}} + q_{\text{пр.с}}^{\text{NaI}} + q_{\text{пр.с}}^{\text{NaII}} + Q_{\text{сн}}^H = \\ = 4365,1 + 42,37 + 1,8 + 0,6 = 4409,9 \text{ м}^3/\text{сут.}$$

На осветлительные фильтры поступает вода после осветлителей. Концентрация взвешенных веществ в ней  $C_0$  составляет  $10 \text{ мг/дм}^3$ . К применению принимаются однокамерные осветлительные фильтры с антрацитовой загрузкой высотой фильтрующего слоя  $h$  равной  $1,0 \text{ м}$  и диаметром зерен антрацита  $08 - 1,5 \text{ мм}$ . Справочная грязеемкость таких фильтров составляет  $Гр = 2 \text{ кг/м}^3$ , интенсивность промывки  $I = 12 \text{ л/с}\cdot\text{м}^2$ ; время промывки  $\tau_{\text{пр}} = 15 \text{ мин}$ .

Принимаем расчетную скорость фильтрования  $v_{\phi} = 7 \text{ м/ч}$ . Определяем межпромывочный период работы фильтра

$$T_0 = \frac{h \cdot Гр \cdot 1000}{v_{\phi} \cdot C_0} = \frac{1 \cdot 2 \cdot 1000}{7 \cdot 10} = 28,6 \text{ ч.}$$

Определяем количество промывок фильтра. Время простоя фильтра  $t$  принимаем  $0,5 \text{ часа}$

$$n = \frac{24}{T_0 + t} = \frac{24}{28,6 - 0,5} = 0,9.$$

Принимаем 1 промывку в сутки.

Требуемая площадь фильтров равна

$$F = \frac{q_{\text{сут}}^M}{v_{\phi} (24 - n \cdot t)} = \frac{4409,9}{7 \cdot (24 - 1 \cdot 0,5)} = 26,8 \text{ м}^2.$$

К установке принимаем 4 рабочих фильтра марки ФОБ-3,0-0,6, выпускаемых Саратовским заводом энергетического машиностроения. Конструкция и технические характеристики фильтра ФОБ-3,0-0,6 представлены на рисунке 9.



Площадь каждого  $f$  фильтра равна  $7,068 \text{ м}^2$ . Суммарная площадь рабочих фильтров  $F_{раб} = 28,3 \text{ м}^2$ . Принимаем один резервный фильтр.

Действительная скорость фильтрования

$$v_{раб} = \frac{q_{сут}^M}{24 \cdot F_{раб}} = \frac{4409,9}{24 \cdot 28,3} = 6,5 \text{ м/с.}$$

При промывке одного фильтра три остальных будут работать в форсированном режиме со скоростью

$$v_{форс} = \frac{v_{раб} \cdot N}{N - 1} = \frac{6,5 \cdot 4}{4 - 1} = 8,7 \text{ м/с,}$$

где  $N$  – количество рабочих фильтров, шт.

Количество воды, идущей на одну промывку одного фильтра:

$$q_{пр} = \frac{f \cdot I \cdot \tau_{пр} \cdot 60}{1000} = \frac{7,068 \cdot 12 \cdot 15 \cdot 60}{1000} = 76,3 \text{ м}^3.$$

Промывка производится потоком осветленной воды и воздуха снизу-вверх.

Расход воды на собственные нужды (на промывку всех механических осветлительных фильтров) равен

$$Q_{пр}^M = q_{пр} \cdot n \cdot N = 76,3 \cdot 1 \cdot 4 = 305,2 \text{ м}^3/\text{сут.}$$

## 8.2 Подбор осветлителя

Полезная суточная производительность осветлителя определяется по формуле

$$q_{сут}^{OC} = q_{сут}^M + Q_{пр}^M = 4409,9 + 305,2 = 4715,1 \text{ м}^3/\text{сут.}$$

Полезная часовая производительность осветлителя определяется по формуле

$$q_{ч}^{OC} = \frac{q_{сут}^{OC}}{24} = \frac{4715,1}{24} = 196,5 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

При работе осветлителя 15 – 20% поступающей воды отводится в шламонакопитель, поэтому полная часовая производительность осветлителя составит

$$q_{ч.пол}^{OC} = 1,15 \cdot q_{ч}^{OC} = 1,15 \cdot 196,5 = 226 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

По таблице 9 принимаем один рабочий и один резервный осветитель марки ВТИ-250 И.

**Таблица 9 – Основные характеристики осветителей ВТИ**

Марка осветителя	Производительность, м <sup>3</sup> /ч	Диаметр, мм	Высота, м	Объем общий, м <sup>3</sup>	Масса конструкции, т	Нагрузочная масса, т
ВТИ-63 И	63	4250	8,0	76	8,0	84
ВТИ-100 И	100	5500	8,45	133	13,55	170
ВТИ-160 И	160	7000	9,65	236	19,35	280
ВТИ-250 И	250	9000	10,7	413	32,0	480
ВТИ-400 И	400	11 000	11,9	650	55,0	705
ВТИ-630 И	630	14 000	14,6	1240	88,0	1400
ВТИ-1000 И	1000	18 000	16,5	2127	147,0	2350

## ЛИТЕРАТУРА

1. Кожин, В.Ф. Очистка питьевой и технической воды. Примеры и расчеты : учеб. пособие для вузов / В.Ф. Кожин. – 4-е изд., репринтное. – М. : ООО «БАСТЕТ», 2008. – 304 с.
2. Клячко, В.А. Очистка природных вод / В.А. Клячко, И.Э. Апельцин. – М. : Гостройиздат, 1971.

## ЛИТЕРАТУРА ДЛЯ САМОСТОЯТЕЛЬНОЙ ПОДГОТОВКИ

1. Копылов, А.С. Водоподготовка в энергетике : учеб. пособие для вузов / А.С. Копылов, В.М. Лавыгин, В.Ф. Очков. – 2-е изд. – М. : Издательский дом МЭИ, 2006. – 309 с.
2. Чебанов, С.Н. Водоподготовка и водно-химический режим тепловых электростанций: практ. пособие / С.Н. Чебанов, Б.М. Ларин. – Иваново, Ивановский государственный энергетический ун-т им. В.И. Ленина 2009. – 428 с.
3. Водоснабжение промышленных предприятий : ТКП 45-4.01-258-2012. – М. : Минстройархитектура, 2012.
4. Сооружения водоподготовки : ТКП 45-4.01-31-2009. – М. : Минстройархитектура, 2009.
5. Ташенев, К.М. Подготовка технической воды / К.М. Ташенев. – Алматы : КазГАСА, 1977. – 172 с.
6. Чайковский, Г.П. Умягчение воды на промышленных предприятиях : учеб. пособие / Г.П. Чайковский. – Хабаровск : Изд-во ДВГУПС, 2005.
7. Вихрев, В.Ф. Водоподготовка / В.Ф. Вихрев, М.С. Шкроб. – М. : Энергия, 1973.
8. Дмитриев, В.Д. Подготовка воды для производственного водоснабжения : учеб. пособие / В.Д. Дмитриев, Г.Г. Рудзский. – Ленинград, 1980.
9. Справочник проектировщика: Водоснабжение населенных мест и промышленных предприятий. – М. : Стройиздат, 1978.

## СОДЕРЖАНИЕ

Введение .....	3
1 Состав и объем курсового проекта .....	5
2 Разработка принципиальной и балансовой схемы водоснабжения предприятия .....	7
3 Расчет станции умягчения воды .....	14
ПРИМЕР РАСЧЕТА СТАНЦИИ УМЯГЧЕНИЯ ВОДЫ .....	26
Литература .....	79
Литература для самостоятельной подготовки .....	79

*Учебное издание*

КОМАРОВСКИЙ Дмитрий Петрович  
СИЛЬВАНОВИЧ Ольга Николаевна

### **РАСЧЕТ БАЛАНСОВОЙ СХЕМЫ И СТАНЦИИ УМЯГЧЕНИЯ ВОДЫ ПРОМЫШЛЕННОГО ПРЕДПРИЯТИЯ**

Учебно-методическое пособие к выполнению курсового проекта  
для студентов специальности 1-70 04 03  
«Водоснабжение, водоотведение и охрана водных ресурсов»

Редактор *Д. М. Севастьянова*

Подписано в печать 28.12.15. Формат 60×84 <sup>1</sup>/<sub>16</sub>. Бумага офсетная.  
Ризография. Усл. печ. л. 4,87. Уч.-изд. л. 4,48. Тираж 30 экз. Заказ 1709.

Издатель и полиграфическое исполнение:  
учреждение образования «Полоцкий государственный университет».

Свидетельство о государственной регистрации  
издателя, изготовителя, распространителя печатных изданий  
№ 1/305 от 22.04.2014.

ЛП № 02330/278 от 08.05.2014.

Ул. Блохина, 29, 211440, г. Новополоцк.

# Технологическая схема станции умягчения воды

