

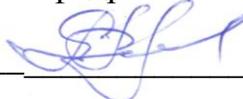
МИНОБРНАУКИ РОССИИ

Федеральное государственное бюджетное
образовательное учреждение высшего образования
«Тульский государственный университет»

Институт горного дела и строительства
Кафедра «Санитарно-технические системы»

Утверждено на заседании кафедры
«Санитарно-технические системы»
«20» января 2022 г., протокол № 6

Заведующий кафедрой



Р.А. Ковалев

МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ
по проведению практических (семинарских) занятий
по дисциплине (модулю)
«Водоснабжение промышленных предприятий»

основной профессиональной образовательной программы
высшего образования – программы бакалавриата

по направлению подготовки
08.03.01 – "Строительство"

с профилем
"Водоснабжение и водоотведение"

Форма(ы) обучения: очная, очно-заочная

Идентификационный номер образовательной программы: 080301-02-22

Тула 2022 год

Разработчик(и) методических указаний

Белоусов Р.О., доцент, к.т.н., доцент
(ФИО, должность, ученая степень, ученое звание)



(подпись)

Составление балансовой схемы водоснабжения промпредприятия.

Баланс в системе производственного водоснабжения составляется после выбора и обоснования системы и схемы водоснабжения ПП. Системы производственного водоснабжения могут быть оборотные, с последовательным использованием воды, прямоточные.

Системы оборотного водоснабжения могут быть в виде отдельных циклов оборота воды для каждого цеха, а также общей для всего предприятия. Для выбора системы на стадии проектирования следует сначала рассмотреть размещение цехов на генплане ПП. Затем сгруппировать потребителей воды, аналогично использующих воду и предъявляющих к ее качеству аналогичные требования. Одновременно следует установить качество отработанной воды и ее остаточный напор, что определит необходимость и метод очистки перед повторным использованием и необходимость насосного оборудования.

Вслед за этим составляется баланс воды в системах оборотного водоснабжения, учитывающий потери воды, необходимы сбросы и добавления воды в систему для компенсации убыли из нее.

Потери воды:

- на унос с продуктами и отходами на ПП
- на полив полов, проездов
- на испарение в охладителях оборотных систем
- на естественное испарение воды с водной поверхности
- на капельный унос с воздухом из охладителя
- на транспирацию водной растительностью
- на удаление с осадками с ОС
- на фильтрацию из системы водоснабжения в почву
- на продувку
 - на сброс сточных вод в водоем.

Пример: Определить потери воды в системе оборотного водоснабжения с охлаждением на вентиляторных градирнях и продувочный расход, составить баланс воды в системе при $Q=2500$ м³/ч, $t_1=32^\circ\text{C}$, $t_2=25^\circ\text{C}$.

Качество воды в реке:

$M=28$ мг/л, $P=550$ мг/л, $Ж_0=2,8$ мг-экв/л, $Ж_к=Щ=1,8$ мг-экв/л, $t=18^\circ\text{C}$.

Расчет оборотной системы (вода первой категории) водоснабжения

В оборотной системе водоснабжения при охлаждении нагретой воды увеличение концентрации растворенных солей вследствие испарения воды в

Повышение общего солесодержания охлаждающей воды (в частности $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$ по сравнению с исходной водой происходит как за счет испарения (упаривания), так и за счет внесения в систему некоторого количества солей с добавкой на выходе восполняющей потери в оборотной системе по схеме 1.

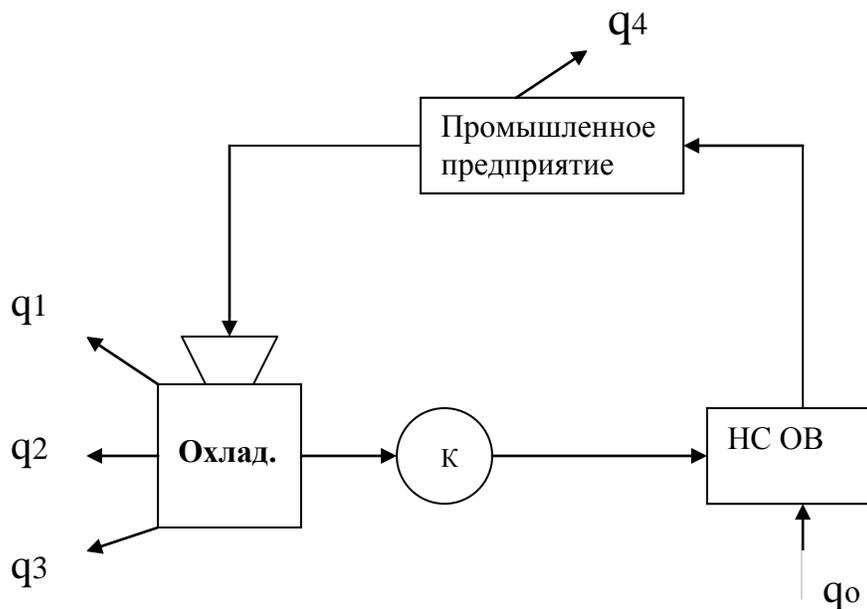


Схема 1

q1- потери воды на испарение; q2- потери воды на унос ветром; q3- продувка;
 q4- безвозвратные потери в производстве; q0- добавка свежей вод;

$$q_0 = q_1 + q_2 + q_3 + q_4.$$

Степень упаривания характеризуется коэффициентом упаривания

$$K_y = (q_1 + q_2 + q_3 + q_4) / (q_2 + q_3 + q_4);$$

Обычно K_y в оборотной системе не превосходит $K_y \leq 1,5 \dots 2$.
 Чаще всего степень упаривания определяется по концентрации анионов и катионов в оборотной и добавочной воде

$$K_y = \frac{C_{lo}}{C_{ld}} = \frac{C_{aoj}}{C_{aa}} = \frac{Ж_{ко}}{Ж_{кд}}$$

Предельное значение концентрирования солей не вызывающих отложений в системе без ее обработки определяется

$$\varphi = \mathcal{J}_k^{\text{макс. доп об}} / \mathcal{J}_k^{\text{доб}};$$

Если $K_u \leq \varphi$, то образованию накипи в системе охлаждения не происходит, Если $K_u \geq \varphi$, то происходит интенсивное образование отложений и требуется стабилизационная обработка воды.

Для расчетов оборотной системы без обработки добавочной воды необходимо знать предельные концентрации солей оборотной системы ($\mathcal{J}_k^{\text{макс. доп об}}$).

Для предварительных расчетов СНиП рекомендует проводить обработку воды при условии

$$\mathcal{J}_{\text{доб}} \cdot K_u \geq 3,$$

задаваясь значением $K_u \leq 1,5 \dots 2$, при этом при использовании добавочной воды без обработки $\mathcal{J}_{\text{доб}} \approx \mathcal{J}_k^{\text{доб}}$.

Для более точных расчетов предельная карбонатная жесткость оборотной воды $\mathcal{J}_{\text{макс. цирк}}^k$ может быть определена по ее составу и температуре при перманганатной окисляемости до 25 мг/л по следующему уравнению

$$\mathcal{J}_{\text{макс. цирк}}^k = \left[8 + O/3 - \frac{t_{\text{вых}} - 40}{5,5 - \frac{O}{7}} - \frac{2,8 \mathcal{J}_{\text{нк}}^{\text{доб}}}{6 - \frac{O}{7} + \left(\frac{t_{\text{вых}} - 40}{3}\right)^3} \right] / 2,8,$$

Где O – окисляемость добавочной воды мг/л;

$\mathcal{J}_{\text{нк}}^{\text{доб}}$ – некарбонатная жесткость добавочной воды;

$t_{\text{вых}}$ - температура воды в системе на выходе из теплообменника. $t_{\text{вых}} = t_1$

Продувочный расход после определения максимальной концентрации солей в циркуляционной воде будет равна

$$q_3 = \frac{C_{\text{доб}} \cdot q_1}{C_{\text{макс. доп}} - C_{\text{доб}}} - (q_2 - q_4),$$

где $C_{\text{доб}} = \mathcal{J}_k^{\text{доб}}$ $C_{\text{макс. цирк}} = \mathcal{J}_{\text{макс. цирк}}^k$;

1) Потери воды при испарении в градирнях

$$q_1 = K_1 \cdot \Delta t \cdot q_{\text{охл}} \quad (34) \text{ СНиП}$$

где $\Delta t = t_1 - t_2$

$q_{\text{охл}}$ - расход оборотной воды м³/сут;

K_1 - коэффициент испарения (см. табл. 36 и 37 СНиП). Для определения K_1 необходимо задаться типом охладителя. Область применения охладителя надлежит принимать по табл. 39 СНиП. Для этого, задаваясь удельной тепловой нагрузкой в тыс. ккал/(м²/ч), перепадом температуры воды $\Delta t = t_1 - t_2$ и разностью температур охлаждающей воды t_2 и температурой воздуха по смоченному термометру η (см. приложение к СНиП «Градирни»). Для города Тулы $\eta = 18,4^\circ$.

2) Потери воды на унос ветром q_2 определяется по формуле

$$q_2 = K_2 \cdot q_{\text{охл}},$$

где K_2 – коэффициент уноса ветром. $K_2 = P_2 / 100$

P_2 - потери воды на унос в % от расхода охлаждающей воды (Табл. 38 СНиП).

3) Безвозвратные потери q_4 в производстве (задаются технологами производства).

Если в результате расчетов оказывается, что $q_3 \geq 4 \dots 6\%$, необходима обработка добавочной или оборотной воды, что позволяет q_3 или даже отказаться от продувки.

Количество добавочной воды определяется $q_{\text{доб}} = q_0 = \frac{C_{\text{мах.цирк}} \cdot q_1}{C_{\text{мах.цирк}} - C_{\text{доб}}}$ или

$$q_0 = q_1 + q_2 + q_3 + q_4$$

Пример расчета

Произвести расчет сооружений охлаждения воды в оборотном цикле водоснабжения цеха, где вода после использования нагревается с $t_2 = 25^\circ\text{C}$ до $t_1 = 33^\circ\text{C}$. Вода подается на цели охлаждения в следующем количестве: 1 смена - $Q_1 = 8100 \text{ м}^3/\text{см}$;

2 смена - $Q_2 = 8100 \text{ м}^3/\text{см}$;

3 смена - $Q_3 = 8100 \text{ м}^3/\text{см}$.

Потери воды на производстве $q_4 = 300 \text{ м}^3/\text{сут}$, тогда $q_0 = 24000 \text{ м}^3/\text{сут}$.

Исходная вода имеет следующий состав

Место использования - г. Тула
 Мутность $M = 120$ мг/л;
 Солеосодержание $P = 800$ мг/л;
 Окисляемость $O = 9$ мг/л;
 $J_{\text{о}} = J_{\text{са}} + J_{\text{mg}} = 4 + 2 = 6$: мг-экв/л
 $J_{\text{к}} = C_{\text{HCO}_3} = 2,8$ мг-экв/л;
 $J_{\text{нк}} = J_{\text{о}} - J_{\text{к}} = 6 - 2,8 = 3,2$ мг-экв/л.

По Табл. 39 СНиП определяем область применения охладителей при обеспечении следующих параметров атмосферного воздуха для г. Тулы при 5% обеспеченности (см. Табл 7 Приложения к СНиП «Градирни»): $\theta = 23,1$ °С – Среднесуточная температура воздуха по сухому термометру; $\varphi = 60$ – влажность воздуха; $\tau = 18,2$ °С – температура воздуха по смоченному термометру. По удельной тепловой нагрузке (Табл. 39) подходит любой тип охладителя, по перепаду температур $\Delta t = 33 - 25 = 8$ °С подходят вентиляторные, башенные градирни и брызгальные бассейны. А вот по разности температур охлажденной воды и температуры воздуха по смоченному термометру $t_1 - \tau = 25 - 18,2 = 6,8$ % подходят только вентиляторные градирни, которые и принимаем к расчету.

1. Потери воды на испарения в вентиляторной градирне будут

$$q_1 = K_1 \cdot \Delta t \cdot q_{\text{охл}} = 0,00145 \cdot 8 \cdot 24000 = 270 \text{ м}^3/\text{сут.}$$

2. Потери воды на унос из охладителей

$$q_2 = K_2 \cdot q_{\text{охл}} = P_2 \cdot q_{\text{охл}}/100 = 0,2 \cdot 24000/100 = 50 \text{ м}^3/\text{сут.}$$

3. Для определения $q_3 = q_{\text{прод}}$ необходимо определить максимально возможную карбонатную жесткость оборотной воды, при которой не будет происходить отложений карбоната кальция

$$J_{\text{макс.цирк}}^{\text{к}} = \left[8 + \frac{O}{3} - \frac{t_{\text{вых}} - 40}{5,5 - \frac{O}{7}} - \frac{2,8 J_{\text{нк}}^{\text{дооб}}}{6 - \frac{O}{7} + \left(\frac{t_{\text{вых}} - 40}{3}\right)^3} \right] / 2,8 =$$

$$= \{ 8 + 9/3 - (33 - 40)/(5,5 + 9/7) - (2,8 \cdot 3,2) / [6 - 9/7 + (33 - 40/10)^3] \} / 2,8 =$$

$$= (11 + 1,03 - 2,05) / 2,8 = 3,56 \text{ мг-экв/л}$$

Затем определяем q_3

$$q_3 = \frac{C_{\text{дооб}} \cdot q_1}{C_{\text{макс.доп}} - C_{\text{дооб}}} - (q_2 - q_4) = 2,8 \cdot 270 / (3,56 - 2,8) - (200 - 50) = 745$$

м³/сут.

Расход сбрасываемой продувочной воды из системы в % будет

$$P_{сбр} = 745 \cdot 100 / 24200 = 3,08\%, \text{ что допустимо.}$$

При этом коэффициент упаривания будет равен

$$K_u = (200 + 50 + 270 + 745) / (200 + 50 + 745) = 1,27$$

Предельное значение концентрирования солей не вызывающих отложений в системе без ее обработки будет

$$\varphi = J_{к}^{\text{мах. доп об}} / J_{к}^{\text{доб}} = 3,56 / 2,8 = 1,27,$$

Т.е $K_u = \varphi$ и образование накипи в системе охлаждения происходить не будет

Проектирование и расчет брызгального бассейна.

Область применения охладителей воды определяется по Табл.39 СНиП 2.04.02-84*.

Тепловой расчет брызгальных бассейнов производится по номограммам Н.Н.Терентьева. По этой номограмме определяется температура охлажденной воды в зависимости от величины напора у сопел, плотности орошения, перепада температур и метеоусловий: температуры воздуха, относительной влажности и скорости ветра.

Пример: Определить температуру охлажденной в брызгательном бассейне воды по следующим данным:

-плотность орошения $q=1\text{ м}^3/\text{м}^2$;

-напор у сопел $H=5,5\text{ м}$;

-перепад температур $\Delta t=8,8\text{ оС}$;

-скорость ветра $\omega =1,5\text{ м/с}$;

-температура воздуха по сух.термометру $\theta =24\text{ оС}$;

-относительная влажность воздуха $\varphi =60\%$.

Из расчетов определить каким образом можно повысить эффект охлаждения.

Проектирование и тепловой расчет вентиляторной градирни.

Область применения охладителей воды определяется по Табл.39 СНиП 2.04.02-84*.

Технологический расчет градирен производится исходя из среднесуточных температур воздуха по сух. и влажному термометру и замерам в 7,13,19 часов за летний период при обеспеченности 1-10%. Выбор обеспеченности технологического процесса производится по Табл.40 СНиП.

Технологический расчет градирен производится по методике "Пособие по проектированию градирен (к СНиП 2.04.02-84)", гидравлическая нагрузка и температура воды на входе в градирню и на выходе из нее являются заданными, исходя из технологических особенностей процесса.

Конечной целью расчета вентиляторных градирен является определение плотности орошения и числа градирен, обеспечивающих охлаждение заданного количества воды от температуры t_1 до t_2 при расчетных параметрах воздуха. Расчет может проводиться по формулам и по графикам.

Пример: Определить необходимую плотность орошения, при следующих расчетных данных:

$$t_1 = 55^\circ\text{C},$$

$$t_2 = 35^\circ\text{C},$$

$$\theta = 24^\circ\text{C},$$

$$\omega = 2 \text{ м/с};$$

$$\varphi_1 = 0,6$$

$$A = 0,324 \text{ м}^{-1},$$

$$H_{op} = 4,7 \text{ м}.$$

По расчетным данным подобрать ороситель и типовую противоточную градирню (количество секций).

Способы выражения концентрации растворов.

Концентрацией называется содержание вещества в определенном объеме или массе раствора.

Способы выражения концентрации растворов могут быть разными, в водоподготовке наиболее часто применяются следующие:

а. Проценты по массе C_m , %. Проценты по массе показывают массу вещества в 100 ед. раствора

$$C_m = \frac{g_e}{V \cdot \rho \cdot 10^3} 100 \quad ,$$

где V – объем раствора в л;

ρ - плотность раствора г/см³;

g_e – масса растворенного вещества в г.

б. Объемная концентрация, C_o , г/л. Это содержание вещества в единице объема.

$$C_o = g_e/V$$

в. Молярная концентрация или мольность, $C_{\text{мол.}}$, г-моль/л. Это количество грамм-молей данного вещества в 1 л раствора. Для определения $C_{\text{мол.}}$ необходимо количество граммов вещества в 1 л разделить на молекулярную массу M вещества.

$$C_{\text{мол.}} = C_o/M = g_e/VM.$$

Молярным называется раствор, содержащий в 1 л раствора одну грамм-молекулу (моль) вещества. Моляльным называется раствор, содержащий 1 моль вещества в 1000г растворителя.

г. Концентрация раствора в эквивалентных единицах.

Чаще всего в водоподготовке концентрацию веществ, содержащихся в природных водах, выражают объемной концентрацией C_0 или количеством миллиграмм-эквивалентов в литре или кг (мг-экв/л, мг-экв/кг) . Так как эти воды сильно разбавлены то практически численные значения мг-экв/л и мг-экв/кг будут одинаковы.

Эквивалентом данного вещества e называется количество его массы, соответствующее в данной реакции единицы валентности. Для определения e необходимо молекулярную массу M разделить на его валентность в данной реакции n

$$e = M/n$$

Значение эквивалента e зависит от вида реакции и, как правило не является постоянным числом. Для одновалентного вещества молярная масса будет равна эквиваленту.

Для того чтобы выразить концентрацию раствора в эквивалентных единицах необходимо количество растворенного вещества разделить на эквивалентную массу

$$C_e = C_0 \cdot 10^3 / e = g_e \cdot 10^3 / (V e) \text{ мг-экв/л}$$

2. Жесткость воды.

Жесткостью называется количество содержащихся в воде катионов кальция и магния. Различают J_0 , J_k и $J_{нк}$.

J_k в природных водах обусловлена содержанием в них ионов HCO_3^- . Это основной компонент щелочности воды.

По соотношению между J_0 и HCO_3^- природные воды можно разделить на две группы:

1 группа $J_0 \geq C_{\text{HCO}_3^-}$;

2 группа $J_0 < C_{\text{HCO}_3^-}$;

В водах первой группы различают J_0 , $J_k = C_{\text{HCO}_3^-}$, $J_{нк}$, J_{Ca} , J_{Mg} .

Между ними существует зависимость

$$J_0 = J_k + J_{нк} = J_{Ca} + J_{Mg}.$$

Для вод второй группы (щелочные воды) нет понятия J_k и $J_{нк}$. Здесь различают J_0 , J_{Ca} , J_{Mg} , Щ (щелочность). Условно принимается $J_k = J_0$, $J_{нк} = 0$, учитывая наличие избыточной концентрации HCO_3^- .

Решение задач.

1. **Чему равна общая жесткость воды J_0** при следующих данных $\text{Ca}^{2+} = 140.3$ мг/л и $\text{Mg}^{2+} = 60.8$ мг/л (атомная масса $\text{Ca} = 40.8$, $\text{Mg} = 24.3$)

2. Чему равна карбонатная жесткость исходной воды (J_k), если в природной воде соотношение между щелочностью Σ ив и общей жесткостью (J_o) исходной воды будет $\Sigma \text{ ив} > J_o$.

3. Сколько необходимо растворить $MgSO_4 \cdot 7H_2O$ в 1 литре дистиллята, чтобы получить раствор с жесткостью 0,5 мг·экв/л.
Масса молекулы $MgSO_4 \cdot 7H_2O$ – 246,5 мг.

Решение задач на жесткость и щелочность.

1. Определить магниевую жесткость воды, если концентрация $C_{Ca^{2+}}=60$ мг/л, а $Ж_0=4,2$ мг-экв/л.

Молекулярная масса $M_{Mg^{2+}}=24$, $M_{Ca^{2+}}=40$.

2. Определить магниевую жесткость воды, если концентрация $C_{Ca^{2+}}=80$ мг/л, а $Ж_0=7,2$ мг-экв/л.

Молекулярная масса $M_{Mg^{2+}}=24$, $M_{Ca^{2+}}=40$.

3. Определить количество CO_2 для растворения стехиометрически 100г $CaCO_3$.

Растворение протекает по реакции $CaCO_3 + CO_2 + H_2O \rightarrow Ca(HCO_3)_2$.

Молекулярная масса $M_{CO_2}=44$, $M_{Ca^{2+}}=40$, $M_{CO_3^{2-}}=60$

4. Определить количество CO_2 для растворения стехиометрически 20г $CaCO_3$.

Растворение протекает по реакции $CaCO_3 + CO_2 + H_2O \rightarrow Ca(HCO_3)_2$.

Молекулярная масса $M_{CO_2}=44$, $M_{Ca^{2+}}=40$, $M_{CO_3^{2-}}=60$

5. Определить количество $CaCO_3$, выпадающего в осадок из 10 л воды, если жесткость ее при кипячении снижается на 0,5 мг-экв/л за счет разложения гидрокарбонатов по реакции

$Ca(HCO_3)_2 \rightarrow CaCO_3 + CO_2 + H_2O$.

Молекулярная масса $M_{CO_2}=44$, $M_{Ca^{2+}}=40$, $M_{CO_3^{2-}}=60$.

6. Найти концентрацию $Ca(OH)_2$ г/л, если жесткость известкового раствора составляет 45 мг-экв/л.

Молекулярная масса $M_{Ca^{2+}}=40$.

Выбор метода и схемы умягчения воды из подземных и поверхностных источников.

Умягчение воды может быть осуществлено несколькими основными способами:

- 1.реагентным;
- 2.катионитовым;
- 3.термическим.

Представляется целесообразным комбинировать эти способы, удаляя часть солей жесткости реагентным способом, а остаток их-катионированием, либо применять реагентный способ в комбинации с термическим способом умягчения воды.

Реагентный способ умягчения в основном применяется для умягчения поверхностных вод, когда попутно требуется удалить мутность и цветность воды. Остаточное содержание солей жесткости не менее 0,6-1,2 мг/экв.л.

Катионитовый способ применяется для глубокого умягчения воды до $J_o < 0,01-0,03$ мг/экв.л.

Термический способ целесообразен в тех случаях, когда вода предназначена для питания паровых котлов, испарителей или парообразователей с последующим нагревом воды.

Пример: составить технологические схемы очистки воды для следующих условий:

		Исходные данные		
		1	2	3
Q	м3/ч	3000	180	380
м	мг/л	25-350	3	30-180
ц	град	60 15	45	
Жо	мг/экв.л.	8,5	12	10
Жк	мг/экв.л.	5,0	6,2	4,5

T	oC	10-22	5-8	65
---	----	-------	-----	----

Требуется получить воду следующего качества

Жо	мг/экв.л.	1,2	0,05	0,2
----	-----------	-----	------	-----

Жк	мг/экв.л.	2,2	0,6	0,7
----	-----------	-----	-----	-----

Выбор и расчет оптимальных доз реагентов, расчет реагентного хозяйства для известково- содового метода умягчения

В состав установки для умягчения воды входят следующие сооружения:

- 1.устройства для приготовления и дозирования растворов реагентов;
- 2.смесители;
- 3.осветлители со взвешенным осадком;
- 4.фильтры.

Для устранения жесткости воды применяется известь и сода, для ускорения осаждаемости взвеси применяются коагулянты сернокислородное и хлорное железо.

Пример: Определить оптимальные дозы реагентов и коагулянта с определением схемы реагентного хозяйства и расчета ее элементов для следующих условий:

$Q = 18000 \text{ М}^3/\text{сут}$, режим работы равномерный

$M = 360 \text{ мг/л}$

$\text{Ц} = 55 \text{ град}$

$t = 11 \text{ оС}$

$\text{НСО}_3^- = 450 \text{ мг/л}$

$\text{Са}^+ = 170 \text{ мг/л}$

$\text{Mg}^+ = 26 \text{ мг/л}$

$\text{pH} = 6,5$

Требования к воде после умягчения

$M = 2 \text{ мг/л}$

$\text{Ц} = 20 \text{ град}$

$\text{Жо} = 1,3 \text{ мг/л}$

1. Определить жесткость и щелочность воды по ее ионному составу;
2. Определить по номограммам или таблице содержание в воде свободной углекислоты в зависимости от рН воды, щелочности, солесодержания и температуры.
3. Принять коагулянт для оптимизации процесса отстаивания по СнИП;
4. Определить дозы извести для данного состава воды;
5. Определить количество взвеси, образующееся при известково- содовом умягчении;
6. Произвести корректирующий расчет дозы коагулянта;
7. Определить расчетную дозу соды;
8. Определить суточный расход реагентов;
9. Составить технологическую схему реагентного хозяйства;
10. Произвести расчет элементов реагентного хозяйства.

Методику расчета см. Учебное пособие для студентов специальности водоснабжение и канализация. В.Ф.Кожин Очистка питьевой и технической воды. Примеры и расчеты. М., 1971. и методическое пособие «Расчет сооружений реагентного умягчения воды

Расчет сооружений для реагентного умягчения воды.

Технология очистки воды в значительной степени определяется физико-химическими и биологическими показателями ее качества и требуемой степени ее улучшения. Это производится путем сравнения показателей качества исходной воды и требованиями, предъявляемыми потребителями к ее качеству. Несоответствие показателей предопределяет методы очистки воды. Если возможны к применению несколько методов, то принимается такой способ очистки, который позволяет улучшить одновременно несколько показателей качества вода до требуемых кондиций.

Источниками водоснабжения согласно задания служат как поверхностные воды (река) со следующими показателями качества воды:

1. Мутность: минимальная 60 мг/л, максимальная 520 мг/л
2. Цветность -60 град
3. Солесодержание(сухой остаток) $P=640$ мг/л
4. $pH=7,0$
5. $t_3 = 4$ °С, $t_{п} = 24$ °С
6. $Ca^{2+}=140$ мг/л
7. $Mg^{2+}=36,5$ мг/л
8. $HCO_3^+=430$ мг/л
9. $SO_4^{2+}=190$ мг/л
10. $Cl^- =36$ мг/л

Необходимо запроектировать станцию водоподготовки воды полезной производительность 22640 м³/сут с качеством кондиционированной воды:

1. $M \leq 4$ мг/л;
2. $Ц \leq 25$ град;
3. $Жо \leq 0,6$ мг-экв/л;
4. $Щ =1,0$ мг-экв/л

Жесткость и щелочность природной воды студент должен определить самостоятельно исходя из ионного состава солей природной воды, который приведен в задании .

Жесткость общая должна быть определена студентом в мг-экв/л как сумма катионов кальция и магния. Жесткость карбонатная природной воды принимается равной концентрации гидрокарбонатных ионов в эквивалентных единицах.

$$Ж_о = 140/20 + 36,5/12,16 = 7+3=10 \text{ мг-экв/л}$$

$$Щ = Ж_к = 430/61 = 7 \text{ мг-экв/л}$$

$$Ж_{нк} = 10 - 7 = 3 \text{ мг-экв/л}$$

$$\text{Проверка: } Cl^- + SO_4^{2-} = 36/35,5 + 190/96 = 1 + 2 = 3 \text{ мг-экв/л}$$

Щелочность общая определяется как суммарная концентрация в воде гидрокарбонатов и щелочности гумматной. Как правило, поверхностные воды имеют повышенную мутность и цветность воды, что требует обязательного осветления и обесцвечивания.

Для удаления взвешенных веществ из воды применяются два метода отстаивание и фильтрование. Безреагентное фильтрование можно применять для воды мутностью не более 50-80 мг/ л, причем напорные фильтры желателно применять при производительности станции не более 3-5 тыс. м³/сут. Фильтры с плавающей загрузкой применяются для воды с мутностью до 500 мг/л с содержанием взвеси в фильтрате не менее 10-15 мг/л.

Отстаивание применяется при осветлении воды со значительным содержанием взвешенных веществ для станций очистки воды любой производительности. Отстаивание без применения коагулянтов дает снижение мутности всего на 30...50% от исходной, при этом снижение цветности не происходит.

Обработка воды коагулянтами с отстаиванием и фильтрованием позволяет получить воду мутностью до 1,5 мг/л и цветностью до 20 град. Состав сооружений для осветления и обесцвечивания воды приведен в таблице 15 СНИП 2,04,02-84* Водоснабжение, наружные сети и сооружения.

При необходимости снижения жесткости воды необходимо проектировать установки по умягчению воды. Применяются несколько основных методов умягчения воды: реагентный, ионообменный, термохимический, комбинированный.

Реагентное умягчение воды обычно применяется при высокой мутности исходной воды ($M > 150$ мг/л), цветности значительном содержании органических и минеральных коллоидов, вызывающих необходимость ведения коагуляции, высокой жесткости ($J_o > 6$ мг-экв/л) и солесодержании (сухом остатке). Реагентное умягчение осуществляется как с подогревом так и без подогрева. Наибольшее распространение получили следующие методы реагентного умягчения:

- известковый (декарбонизация);
- известково-содовый;
- едконатровый;
- комбинированный.

При декарбонизации остаточная жесткость может быть получена на 0,4-0,8 мг-экв/л больше некарбонатной жесткости, а щелочность 0,8- 1,2 мг-экв/л, причем нижний предел умягчения получают при подогреве воды до 35-40° С. Таким образом при применении извести удаляется только карбонатная жесткость и соответственно щелочность. Причем основной задачей иногда является устранение щелочности воды. Чаще всего декарбонизация применяется как предподготовка воды для дальнейшего ионообмена. При этом чаще всего применяются осветлители со взвешенным осадком ЦНИИ МПС или ВТИ с известкованием и коагуляцией для снижения взвешенных веществ, цветности и карбонатной жесткости. Дальнейшее снижение жесткости может быть достигнуто при применении Na-катионирования, где остаточная жесткость может быть снижена до 0,01-0,02 мг-экв/л. Основной недостаток реагентного метода громоздкость сооружений.

При известково- содовом умягчении применяется известь и сода, при этом остаточная жесткость находится в пределах 0,5- 1,0 мг-экв/л, а щелочность - 0,8- 1,2 мг-экв/л (нижний предел при подогреве воды).

В качестве сооружений для осветления воды применяются как правило осветлители со взвешенным осадком конструкции ЦНИИ МПС

или осветлители ВТИ (отстойники применять не рекомендуется). При этом содержание взвешенных веществ после осветления не выше 8-12 мг/л. После осветлителей практически всегда устанавливают осветлительные фильтры, которые снижают содержание взвеси до 1,5 мг/л. Фильтры задерживают, в основном, взвесь, состоящую из кристаллов карбоната кальция. Карбонат кальция образует на поверхности зернистой загрузки слой плотного осадка. Для разрушения слоя осадка применяется в дополнении к обычной водяной поверхностная промывка.

На станциях небольшой производительностью при обосновании допускается производить декарбонизацию или известково-содовое умягчение в вихревых реакторах с осветлением на фильтрах с получением крупки карбоната кальция и его обжига для получения извести-реагента.

При применении ионообменных методов можно получить воду с любой жесткостью и щелочностью, однако это требует предварительной подготовки воды со снижением мутности до 5-8 мг/л и цветности до 30 градусов.

Исходя из вышеизложенного применяем реагентный известково-содовый метод умягчения воды с ее предварительным подогревом до 30°C. В состав установки для умягчения входят следующие сооружения:

1. Устройства для растворения и дозирования растворов и суспензий реагентов (извести, соды для устранения жесткости воды, коагулянт сернокислородное железо и флокулянт ПАА для ускорения осаждения взвеси).

2. Осветлители со взвешенным осадком типа СКБ ВТИ, которые не требуют применения отдельно смесителей.

3. Осветлительные скорые фильтры.

При расходе воды на промывку фильтров 4-6% от полезного расхода полный расчетный расход воды на станции умягчения будет составлять

$$Q_{\text{полн.}} = 1,06 \cdot 22640 = 24000 \text{ м}^3/\text{сут} = 1000 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Расчет устройств для приготовления и дозирования реагентов

Источниками водоснабжения согласно задания служат как поверхностные воды (река) со следующими показателями качества воды:

11. Мутность: минимальная 60 мг/л, максимальная 520 мг/л
12. Цветность -60 град
13. Солесодержание(сухой остаток) P=640 мг/л
14. pH=7,0
15. $t_3 = 4\text{ }^\circ\text{C}$, $t_л = 24\text{ }^\circ\text{C}$
16. $\text{Ca}^{2+}=140\text{ мг/л}$
17. $\text{Mg}^{2+}=36,5\text{ мг/л}$
18. $\text{HCO}_3^+=430\text{ мг/л}$
19. $\text{SO}_4^{2+}=190\text{ мг/л}$
20. $\text{Cl}^-=36\text{ мг/л}$

Содержание в исходной воде свободной углекислоты CO₂ при pH=7,0 и температуре воды 4^oC составляет

$$[\text{CO}_2]_{\text{факт}} = [\text{CO}_2]_{\text{табл}} \beta \cdot \tau = 99 \cdot 0,89 \cdot 1,17 = 99 \text{ мг/л}$$

где $[\text{CO}_2]_{\text{табл}}$ определяется по таблице 3.

Поправка β на солесодержание воды при определении CO₂ принимается по таблице 1.

Таблица 1.

Солесодержание P мг/л	100	200	300	400	500	750	1000
-----------------------	-----	-----	-----	-----	-----	-----	------

β	1,05	1,0	0,96	0,94	0,92	0,87	0,83
---------	------	-----	------	------	------	------	------

Поправка τ на температуру воды принимается по таблице 2.

Таблица 2

Температура воды в °С	0	5	10	15	20	25	30	40	50	60
τ	1, 28	1, 1	1, 0	0, 9	0, 83	0, 78	0, 74	0, 7	0, 68	0, 65

Таблица 3 Содержание свободной углекислоты в мг/л в исходной воде

Общая щелочность воды Ц в мг-экв/л	Содержание свободной углекислоты CO ₂ в воде при температуре 10 °С, солесодержании 200 мг/л и при значениях рН															
	6,5	6,6	6,7	6,8	6,9	7	7,1	7,2	7,3	7,4	7,5	7,6	7,7	7,8	7,9	8
0,5	18	14	10	8	7	6	5	4	3	2	2	2	2	1	1	1
0,6	21	16	13	10	8	7	6	5	4	3	2	2	2	1	1	1
0,7	24	18	15	12	10	8	7	5	4	3	3	3	2	1	1	1
0,8	28	21	18	14	11	9	7	6	5	4	3	3	2	1	1	1
0,9	32	24	20	15	13	10	8	6	5	4	4	4	2	1	1	1
1	36	27	23	17	14	11	9	7	5	4	4	4	3	2	2	1
1,1	39	30	25	19	15	12	9	7	6	5	4	4	3	2	2	1
1,2	43	33	27	21	17	13	10	8	6	5	4	4	3	2	2	1
1,3	47	36	29	23	18	14	11	8	7	6	5	4	3	3	2	1
1,4	50	39	31	24	19	15	12	9	8	6	5	4	3	3	2	2
1,5	54	41	33	26	21	17	13	10	8	7	5	5	3	3	3	2
1,6	58	44	36	28	22	18	14	11	9	7	5	5	4	3	3	2
1,7	61	47	38	30	23	20	15	11	10	7	6	5	4	3	3	2
1,8	64	50	40	31	25	21	16	12	11	8	6	5	4	3	3	2
1,9	68	52	42	33	26	22	17	13	11	9	6	6	4	3	3	2
2	72	55	44	35	28	23	18	14	12	10	7	6	5	4	3	2
2,5	90	69	56	44	35	28	22	18	14	12	9	7	6	5	4	3
3	108	83	67	53	42	34	27	22	17	14	11	8	7	6	5	3
3,5	—	97	79	62	49	39	31	25	19	16	12	9	8	7	5	4
4	—	111	90	71	56	45	35	28	22	18	14	11	10	8	6	5
4,5	—	—	100	79	63	50	40	32	25	21	16	12	11	9	7	5
5	—	—	—	88	70	56	44	36	28	23	18	14	12	10	9	6
5,5	—	—	—	97	77	62	48	39	31	25	19	15	13	11	9	6
6	—	—	—	106	85	68	53	43	33	27	21	17	14	12	9	7
6,5	—	—	—	—	92	74	57	46	36	29	23	18	15	12	10	8
7	—	—	—	—	99	79	61	50	39	31	25	19	16	13	10	9
7,5	—	—	—	—	106	85	66	54	42	33	26	21	17	14	11	10
8	—	—	—	—	—	90	70	57	44	35	28	22	18	15	12	10

$$[\text{CO}_2]_{\text{табл}} = 99 \quad \beta = 0,89 \quad \tau = 1,12 \quad [\text{CO}_2]_{\text{факт}} = 99 \text{ мг/л}$$

Доза извести при известково-содовом методе для устранения карбонатной жесткости воды будет равна

$$D_{\text{и}} = 28 \left(\frac{\tilde{N}\tilde{I}_2}{22} + \frac{\tilde{I}\tilde{N}\tilde{I}_3}{61} + \frac{Mg^{2+}}{12 \cdot 16} \pm \frac{\tilde{A}_e}{a} + 0,5 \right) = 28(99/22 + 7 + 1 + 35/76 + 0,5) = 377 \text{ мг/л}$$

Коагулянт при умягчении принят железный купорос, хорошо работающий при высоких значениях рН воды. Для предварительных

расчетов доза коагулянта принята 35 мг/л (рекомендуемая СНиПом 25-35 мг/л), коагулянт вводится одновременно с известью.

Точная доза коагулянта определяется по выражению

$$D_k = 3 \sqrt[3]{N},$$

где С- количество образующейся при умягчении воды взвеси взвеси в пересчете на сухое вещество. Определяется по выражению

$$C = M_{исх} + 50(J_{жo} + J_{жк} + CO_2/22 + 0,5) + 29 \frac{Mg^{2+}}{12,16} + \ddot{A}e \frac{100 - m}{100} =$$
$$= 520 + 50(10+7+99/22+0,5) + 29(36,5/12,16) + 377(100 - 70)/100 = 1762 \text{ мг/л}$$

Для обеспечения нормальной работы осветлителей для умягчения воды, содержание взвешенных веществ исходной воды не должно превышать 800 мг/л в паводок, а в остальное время не более 200 мг/л, при этом общее количество образующегося осадка должно быть не более 1500 мг/л []. Поэтому для уменьшения количества образующегося осадка в период максимальной мутности необходимо провести предварительное отстаивание воды с коагуляцией в горизонтальных отстойниках, что позволяет снизить мутность исходной воды до 15-20 мг/л. Тогда общее количество образующейся взвеси при умягчении воды не будет 1260-1500 мг/л. Таким образом, вышеуказанная схема дополняется горизонтальными отстойниками с коагуляцией, работающими только в период повышенной мутности воды в реке, превышающей 260 мг/л.

Доза коагулянта при этом составляет:

1. для предварительного отстаивания -35-45 мг/л;
2. для умягчения воды в осветлителе $D_k = 3 \sqrt[3]{N} = 34$ мг/л при дозе извести 377мг/л;

Доза соды определяется из выражения

$$D_c = 53(J_{нк} + D_k/e + 1) = 53 (3 + 35/76 + 1) = 236 \text{ мг/л.}$$

Весовое количество реагентов (извести G_i , соды G_c и сернокислого железа G_k , требуемого для умягчения и осветления воды будет:

$$G_{и} = 100 \cdot Q \cdot D_{и} / (K_{и} \cdot 1000) = 24000 \cdot 377 \cdot 100 / (70 \cdot 1000) = 12926 \text{ кг} = 12,9 \text{ т.}$$

$$G_{с} = 100 \cdot Q \cdot D_{с} / (K_{с} \cdot 1000) = 24000 \cdot 236 \cdot 100 / (95 \cdot 1000) = 5962 \text{ кг} = 5,7 \text{ т.}$$

$$G_{к} = 100 \cdot Q \cdot D_{к} / (K_{к} \cdot 1000) = 24000 \cdot (35 + 34) \cdot 100 / (53 \cdot 1000) = 3124 \text{ кг} = 3,1 \text{ т.}$$

Здесь $K_{и}$ - содержание CaO в товарной извести 2 сорта;

$K_{с}$ - содержание Na_2CO_3 в товарной соде;

$K_{к}$ - содержание $FeSO_4$ в товарном продукте.

Для приготовления известкового молока 5% концентрации предусматривается бункер для приема негашеной извести, дробилка, лопастная известегасильный аппарат С-322 производительностью 1 т/ч, гидроциклон или классификатор, гидравлическая мешалка, дозатор известкового молока типа ДИМБА или насос – дозатор НД-1000. При применении насосов- дозаторов гидравлическую мешалку устанавливают на всас насосов – дозаторов по схеме

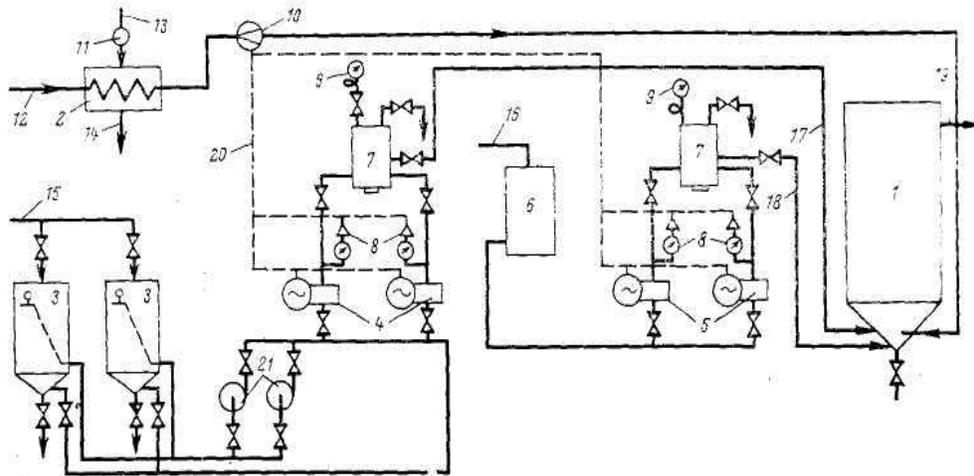


Рис. 6-8. Схема коагуляции и известкования воды в осветлителе.

1 – осветлитель; 2 – паровой подогреватель; 3 – известковая мешалка; 4 – насос-дозатор известкового молока; 5 – насос-дозатор раствора коагулянта; 6 – бак раствора коагулянта; 7 – воздушный компрессор; 8 – электроконтактный манометр; 9 – манометр; 10 – показывающий расходомер; 11 – регулятор температуры подогрева воды; 12 – обрабатываемая вода; 13 – пар; 14 – конденсат; 15 – известковое молоко после гидроциклонов; 16 – осветленный раствор коагулянта; 17 – дозируемое известковое молоко; 18 – дозируемый раствор коагулянта; 19 – осветленная вода; 20 – импульсная линия автоматического воздействия на насосы-дозаторы (пропорционально расходу воды); 21 – циркуляционный насос известкового молока к мешалке.

Сода кальцинированная техническая поступает в четырехслойных мешках из крафт-бумаги весом 60 кг и складывается на складе высотой 1.5 м. Растворение соды производится в растворных баках с лопастными мешалками МЛ-2-2, откуда перепускается насосом в расходные баки и насосами –дозаторами дозируется в осветлитель .

Сульфат железа поступает на станцию в сухотарных бочках весом 120 кг, для растворения и дозирования коагулянта предусматриваются три растворных и два расходных бака. Раствор с концентрацией 8 % подается насосом- дозатором в осветлитель.

Подбор осветлителей ВТИ для декарбонизации воды

Источниками водоснабжения служат поверхностные воды (река) со следующими показателями качества воды:

Цветность -60 град

Солесодержание(сухой остаток) $P=640$ мг/л

$pH=7,0$

Мутность: минимальная 60 мг/л, максимальная 520 мг/л

$t_3 = 4$ °С, $t_{л} = 24$ °С

$Ca^{2+}=140$ мг/л

$Mg^{2+}=36,5$ мг/л

$HCO_3^+=430$ мг/л

$SO_4^{2+}=190$ мг/л

$Cl^- =36$ мг/л

Осветлители подбираются по полной производительности, которая определяется по среднечасовому расходу воды с учетом производительности водоподготовительной установки и расход осветленной воды на собственные нужды с учетом продувки самого осветлителя. Для умягчения воды с коагуляцией применяются осветлители, разработанные СКБ ВТИ или ЦНИИ МПС. Осветлители СКБ ВТИ обладают рядом технологических и конструктивных преимуществ по сравнению с осветлителями ЦНИИ МПС;

1. снижен расход металла, уменьшена масса осветлителей;
2. выбрана более простая конфигурация корпуса;
3. уменьшена высота осветлителя;
4. сокращена поверхность осветлителя, которая должна иметь теплопередающую поверхность.

Рабочие чертежи для ряда осветлителей СКБ ВТИ разработаны по двум конструктивным схемам:

1. осветлители производительностью 63, 100, 160, 250 м3/ч (см. схему);
2. осветлители производительностью 400, 630, 1000, м3/ч.

Для обеспечения нормальной работы осветлителей с получением проектной производительности необходимо соблюдать следующие условия:

1. подогрев воды при известковании должен производиться до 30 оС, колебания температуры не должны превышать ± 1 оС, что обеспечивается автоматизацией подогрева;
2. содержание взвеси в исходной воде не должно превышать 800мг/л в паводок, в остальное время года не более 200 мг/л; общее количество образующегося осадка до 1500 мг/л;
3. величина α_m – массовое отношение в осадке магниевых и кальциевых солей должно быть не более 0,15

$$\alpha_m = \frac{29\{[Mg]_{\text{и.в.}} - [Mg]_{\text{ост}}\}}{50\{[Ca]_{\text{и.в.}} - [Ca]_{\text{ост}} + D\} + 0.37D \cdot b};$$

где $[Mg]_{\text{и.в.}}$ и $[Ca]_{\text{и.в.}}$ – соответственно содержание кальция и магния в исходной воде, мг-экв/л;

$[Mg]_{\text{ост}}$ и $[Ca]_{\text{ост}}$ - соответственно содержание кальция и магния после известкования, мг-экв/л;

D – доза извести, мг-экв/л;

b - содержание $CaCO_3$ в известковом молоке , % массы $Ca(OH)_2$ содержащегося в нем.

При отступлении от этих условий производительность осветлителя должна быть уменьшена до следующих величин: (Табл. 2)

Таблица 2

α_m	Температура подогрева воды, о С	Расчетная производительность в % от проектной

0,15	25	90
0,2	30	90
0,2	25	85

При подогреве до 40оС и значениях α_m не более 0,15 возможно увеличение проектной производительности до 115%.

Содержание сухого вещества (шлама) в продувочной воде шламоуплотнителя должно быть не менее 75 г/л, желательнo- 150г/л.

Принимаем к проектированию два осветлителя СКБ ВТИ производительностью 630 м³/ ч с подогревом воды до 30оС

Таблица 3

Марка осветлителя	Производительность, м ³ /ч	Максимальная пропускная способность, м ³ /ч	Геометрический объем, м ³	Диаметр, мм	Высота (установочный габарит),	Масса конструкции, т	Нагрузочная масса, т
ВТИ-63и	63	78	76	4250	10 200	8,0	84
ВТИ-100и	100	125	133	5500	10 690	13,5	170
ВТИ-160и	160	200	236	7000	12 247	19,3	280
ВТИ-250и	250	310	413	9000	13524	32,6	480
ВТИ-400и	400	500	650	11000	14 889	49,5	750
ВТИ-630и	630	780	1240	14 000	17 492	88,7	1400
ВТИ-1000и	1000	1,250	2127	18 000	19 740	147,0	2350

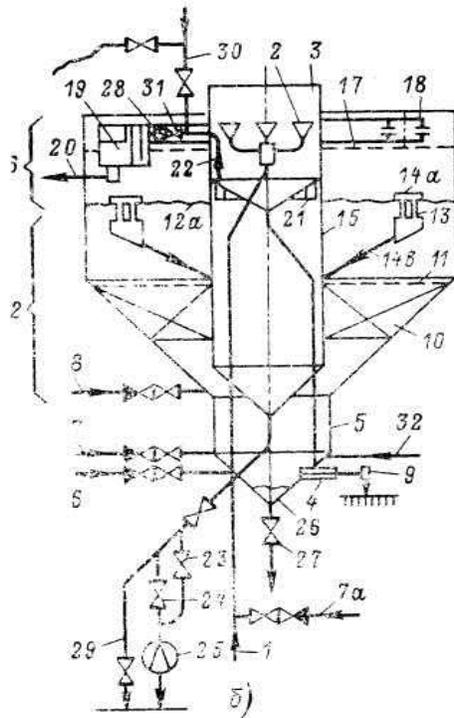


Схема осветлителей производительностью 63,100,160,250 м³/ч

Исходная вода, подогретая до заданной температуры, по трубопроводу / подается по распределительной системе 2 в воздухоотделитель 5, где она освобождается от пузырьков воздуха. Из воздухоотделителя вода через тангенциально направленный ввод, снабженный регулирующим устройством 4, поступает по опускной трубе в смеситель воды и реагентов 5. При помощи устройства 9 изменяется площадь выходного сечения на вводе воды, что дает возможность изменять скорость ввода воды при данной производительности и интенсивность перемешивания ее с реагентами, тем самым обеспечиваются оптимальные условия формирования контактной среды. Маховик устройства 9 снабжен шкалой, показывающей, насколько открыто входное сечение.

При повторном использовании промывочной воды механических фильтров эта вода направляется в смеситель по трубопроводу 32.

Известковое молоко, растворы коагулянта и ПАА поступают в смеситель соответственно по радиально направленным трубопроводам б, 7 и 8. При этом известковое молоко вводится выше, чем исходная вода, раствор коагулянта несколько выше известкового молока, а раствор ПАА еще выше, в самую верхнюю часть смесителя. Подача раствора коагулянта 7а предусматривается также и в трубопровод исходной воды перед воздухоотделителем 3 (для разрыва во времени между вводом коагулянта и ПАА).

Благодаря разной направленности движения при входе в смеситель (тангенциальное для воды и радиальное для реагентов) реагенты хорошо перемешиваются с водой, тут же происходит химическое взаимодействие реагентов с растворенными в воде веществами. При выходе воды из смесителя уже начинается выделение продуктов взаимодействия в виде хлопьев. Приданное воде тангенциальным вводом вращательное движение гасится вертикальной перегородкой 10 и горизонтальной перегородкой // с отверстиями (0 100—150 мм). Процесс укрупнения и задержания хлопьев происходит на протяжении всего пути восходящего движения воды через толщу контактной среды, которую образует выделившийся шлам поддерживаемый восходящим потоком воды во взвешенном состоянии. Верхняя граница взвешенного шлама 12а, образующего в осветлителе контактную среду 12, должна находиться на уровне верхней кромки шламоприемных окон 13 шламоуплотнителя 15. Избыток шлама непрерывно должен удаляться, для чего 20% общего расхода воды (так называемая «отсечка») отводится из контактной зоны в шламоуплотнитель. Шламоприемные окна 13 в осветлителях

производительностью 63—250 м³/ч прорезаны непосредственно в корпусе шламоуплотнителя, а в осветлителях производительностью 400— 1000 м³/ч— в шламоприемных трубах 14а, по которым шлам отводится в шламоуплотнитель.

После контактной среды основной поток воды проходит зону осветления 16, верхнюю распределительную решетку 17 и сливается через отверстия и щели в желоб 18. Из желоба вода поступает в распределительное устройство 19, где смешивается с потоком осветленной воды из шламоуплотнителя и по трубопроводу 20 отводится в бак известковой воды.

Шлам оседает в нижней части осветлителя и по трубопроводам 23 и 24 удаляется при продувке (периодической и непрерывной). Расход продувочной воды измеряется расходомерным устройством 25. Для опорожнения шламоуплотнителя предусмотрен трубопровод 29. Осветленная вода из шламонакопителя собирается перфорированным коллектором 21 и по трубе 22 отводится в распределительное устройство. На трубопроводе 22 установлены дроссельный клапан 28 и задвижка 31, открытая при работе осветлителя и закрываемая при промывке коллектора шламоуплотнителя водой, подаваемой по трубопроводу 30. Для сбора песка и крупного шлама служит нижняя часть осветлителя — грязевик 26, из которого по трубопроводу 27 периодически производится продувка,

Содержание шлама после осветлителя при нормальной эксплуатации не должно превышать 10— 12 мг/л. После осветлителей, как правило, обрабатываемая вода поступает на осветлительные фильтры для полного удаления взвешенных веществ. Для удобства транспортировки до места сброса (каналы гидрозолоудаления, шламовые площадки и т. п.) удаляемый из

осветлителя и шламоуплотнителя шлам следует разбавлять водой, подаваемой в трубопровод под давлением.

Величина продувки осветлителя определяется по формуле

$$P = \frac{Q_{ш} - \dot{M}_0}{1000\delta_{пд}} 100$$

где P — величина продувки осветлителя, % производительности осветлителя, обычно допускается до 1,5%, но не более 3%; $Q_{ш}$ — количество взвешенных веществ, вносимых с обрабатываемой водой, с реагентами и образующихся в процессе осветления или умягчения, г/м³; M_0 — остаточное содержание взвешенных веществ в обработанной воде после осветлителя, г/м³; $\delta_{ср}$ — средняя концентрация взвешенных веществ в уплотненном осадке в зависимости от времени отстоя воды, г/л, принимается по табл. 5; для осветлителей СКВ ВТИ составляет 75—150 г/л.

Количество воды, подаваемой в осветлитель, определяется по формуле

$$Q = Q_{осв} + P Q_{осв} / 100$$

где Q — количество воды, подаваемое на осветлитель, м³/ч, с учетом собственных нужд осветлителя; $Q_{осв}$ — производительность осветлителей (количество воды, выдаваемой осветлителем воды), м³/ч.

Таблица 5

Средняя концентрация взвешенных веществ в уплотненном осадке, г/л

Характеристика осадка	Продолжительность уплотнения					
	2	3	4	6	8	12
Осадок, образующийся при коагуляции воды с содержанием взвешенных веществ, мг/л:						
100—400	16	19	23	24	25	27
400—1000	20	24	25	27	29	31
выше 1000	24	29	31	33	35	37

Осадок, образующийся при известковании воды: с малой магниальной жесткостью(до-25%)	30	35	37	39	40	41
с высокой магниальной жесткостью(выше 25%)	6	8	10	12	15	17

При проектировании установок предварительной очистки воды производительность осветлителей, трубопроводов (включая обвязку фильтров), перекачивающих насосов и емкость баков различного назначения (исключая оборудование складов) выбирается с запасом 25% против расчетной.

Регулирующая емкость баков известкованной воды (без учета запаса воды на взрыхление осветлительных фильтров)принимается равной часовой производительности осветлителя.

Проектирование и расчет установок для Na-катионитового умягчения воды.

Условия применения Na-катионитового умягчения воды. Катионитовый способ умягчения воды заключается в фильтровании жесткой воды через ионообменную загрузку фильтров, обладающую способностью обменивать катионы Na или H на катионы Ca или Mg, растворенных в воде. Различают процесс Na-катионирования и H-катионирования.

Когда обменная способность фильтра исчерпана, его регенерируют раствором поваренной соли (при Na-катионировании), серной или соляной кислоты (при H-катионировании).

Вода после Na-катионирования имеет повышенную щелочность, рН воды, при общей жесткости 0,01-0,03 мг-экв/л. Кислотность убирают подкислением воды.

Пример: Определить технологическую схему и произвести расчет натрий-катионитового умягчения воды для следующих условий:

$$Q = 200 \text{ м}^3/\text{ч}$$

$$M = 4 \text{ мг/л}$$

$$Ц = 20 \text{ град}$$

$$Ж_0 = 5,6 \text{ мг-экв/л}$$

$$Ж_к = 1,8 \text{ мг-экв/л}$$

$$Na^+ = 15 \text{ мг/л}$$

$$Ж_{ост} = 0,25 \text{ мг-экв/л}$$

1. По исходным данным определить метод и технологическую схему умягчения;
2. Принять тип катионитового материала;
3. Определить $E_{раб}$;
4. Определить объем загрузки фильтров;

5. Определить скорость фильтрования;
6. Определить необходимую суммарную площадь фильтров;
7. Определить количество фильтров и их параметры;
8. Определить фактическую скорость фильтрования;
9. Определить расход технической поваренной соли на регенерацию;
10. Определить расход воды на собственные нужды установки;
11. Произвести расчет солерастворителя.

Проектирование и расчет установок для H-Na-катионитового умягчения воды.

H-Na-катионитовый способ умягчения воды применяется для удаления из воды катионов жесткости с одновременным снижением щелочности воды.

Пример: Определить технологическую схему умягчения воды и произвести расчет ее элементов для следующих показателей

$$Q = 200 \text{ м}^3/\text{ч}$$

$$M = 4 \text{ мг/л}$$

$$Ц = 20 \text{ град}$$

$$Ж_0 = 4,5 \text{ мг-экв/л}$$

$$Ж_к = Щ = 2,4 \text{ мг-экв/л}$$

$$Na^+ = 15 \text{ мг/л}$$

$$SO_4^{2-} = 96 \text{ мг/л}$$

$$Cl^- = 32 \text{ мг/л}$$

$$Ж_{ост} = 0,2 \text{ мг-экв/л}$$

$$Щ = 0,35 \text{ мг-экв/л}$$

1. По данным анализов определить схему умягчения воды;
2. Определить расход воды, подаваемой на H-кат. фильтр;
3. Принять тип загрузки фильтра и удельный расход кислоты на регенерацию;
4. Определить Ераб H-катионитового фильтра;
5. Определить объем катионита;
6. Определить расчетную скорость фильтрования;

7. Определить суммарную площадь фильтров;
8. Расчет фильтра для Na-катионирования;
9. Произвести расчет для хранения и приготовления серной кислоты;
10. Произвести расчет для мокрого хранения соли;
11. Определить расход воды на собственные нужды.

Расчет вспомогательных устройств для ионитового умягчения воды.

Пример: Определить технологическую схему вспомогательных устройств для умягчения воды и произвести расчет ее элементов для следующих показателей

$$Q = 200 \text{ м}^3/\text{ч}$$

$$M = 4 \text{ мг/л}$$

$$Ц = 20 \text{ град}$$

$$Ж_{\text{о}} = 4,5 \text{ мг-экв/л}$$

$$Ж_{\text{к}} = Щ = 2,4 \text{ мг-экв/л}$$

$$Na^+ = 15 \text{ мг/л}$$

$$SO_4^{2-} = 96 \text{ мг/л}$$

$$Cl^- = 32 \text{ мг/л}$$

$$Ж_{\text{ост}} = 0,2 \text{ мг-экв/л}$$

$$Щ = 0,35 \text{ мг-экв/л}$$

1. Определить технологическую схему устройств для хранения, подачи и перекачки раствора серной кислоты;
2. Определить расход кислоты на регенерацию;
3. Определить емкость цистерн для хранения концентрированной серной кислоты.
4. Определить емкость бака мерника для кислоты;
5. Определить емкость бака для взрыхления;
6. Определить технологическую схему устройств для мокрого хранения соли, приготовления раствора соли и его перекачки.
7. Определить расход соли на регенерацию;
8. Определить емкость резервуаров для мокрого хранения;
9. Определить емкость бака для расбавленного раствора соли;
10. Определить емкость бака для взрыхления;
11. Определить расход воды на собственные нужды.

Выбор метода и схемы установок для обессоливания воды.

При выборе способа опреснения и обессоливания воды следует учитывать солесодержание исходной воды, производительность установки, стоимость реагентов и электроэнергии.

При концентрации солей до 2-3 г/л наиболее экономичным является ионитовые опреснители.

При $P=3-10$ г/л рентабельны электродиализные установки,

При большем солесодержании применяют дистилляцию, замораживание или гиперфильтрацию.

Другие методы опреснения (газгидратные, солнечные опреснители и т.д.) находятся в стадии исследований.

Разобрать схемы установок для дисстилляции, их технологические особенности и параметры работы.

Подготовка воды на ионитовых установках глубокого опреснения воды.

Пример: Определить технологическую схему глубокого обессоливания воды и произвести расчет ее элементов для следующих показателей

$$Q = 1400 \text{ м}^3/\text{ч}$$

$$M = 4 \text{ мг/л}$$

$$Ц = 20 \text{ град}$$

$$Ca^{2+} = 200 \text{ мг/л}$$

$$Mg^{2+} = 90 \text{ мг/л}$$

$$Na^+ = 185 \text{ мг/л}$$

$$K^+ = 8 \text{ мг/л}$$

$$SO_4^{2-} = 696 \text{ мг/л}$$

$$Cl^- = 84 \text{ мг/л}$$

$$HCO_3^- = \text{мг/л}$$

$$SiO_3^{2-} = 24 \text{ мг/л}$$

$$P = 1 \text{ мг/л}$$

1. Определить технологическую схему обессоливания воды до $P=1$ мг/л;
2. Определить объем Н-катионитового фильтра 1 ступени;
3. Определить Ераб Н-кат. фильтра;
4. Определить количество фильтров 1 ступени;
5. Определить Ераб Н-кат. фильтра 2 ступени;
6. Определить объем Н-катионитового фильтра 2 ступени;
7. Определить количество фильтров 2 ступени;
8. Принять фильты 3 ступени;
9. Определить расчетную скорость фильтрования анионитовых фильтров 1 ступени;
10. Определить площадь и число анионитовых фильтров 1 ступени;
11. Определить Ераб Ан-фильтра 2 ступени;
12. Определить объем загрузки анионитового фильтра 2 ступени;
13. Определить площадь и число анионитовых фильтров 2 ступени;
14. Подобрать Ан. фильтры 3 ступени;
15. Определить расходы воды на собственные нужды установки.

РАСЧЕТ СКОРЫХ ФИЛЬТРОВ С ДРЕНАЖЕМ ИЗ ПОЛИМЕРБЕТОННЫХ ПЛИТ

В последнее время получают распространение фильтры с распределительной системой без поддерживающих слоев в виде каналов, располагаемых перпендикулярно коллектору (сбросному каналу) и перекрываемых сверху полимербетонными плитами толщиной не менее 40 мм с водяной и водовоздушной промывкой.

Рекомендуется применять следующие типы дренажных систем [3]:

- а) из сборных пористых полимербетонных плит;
- б) из монолитного пористого полимербетона;
- в) из железобетонных дырчатых плит, отверстия которых заполнены пористым полимербетоном. Пористый полимербетон выполняется из заполнителя (щебня, гравия) крупностью 3-10 мм с $d_{экв} = 4-7$ мм, скрепленного эпоксидными связующими ЭД-20 или ЭД-16 с отвердителем полиэтиленполиамином.

Произвести расчет скорых фильтров на станции производительностью $Q_{сут} = 25000$ м³/сут или $Q_{ч} = 104,7$ м³/ч, $q_{с} = 289,4$ л/с, заг-

руженных среднезернистым кварцевым песком (0,7-0,9 мм) высотой слоя 1,3 м. Расчетная интенсивность промывки водой 15 л/(с.м²).

Сборный боковой канал имеет размеры 0,7 х 0,7 м.

Расчет дренажа произведен для двух вариантов его конструкции

- с полимербетонными сборными и дырчатыми плитами.

1. Суммарная площадь фильтров при $T=24$ ч, $v_{ф} = 8$ м/ч, $t_1 = 0,1$ ч.

$$F_{ф} = 25000 / [24 \cdot 7 - 3(3,6 \cdot 15 \cdot 0,1) - 2 \cdot 0,33 \cdot 7] = 172,8 \text{ м}^2.$$

2. Количество фильтров

$$N = 0,5 (172,8)^{1/2} = 6,5$$

Принимаем шесть фильтров с боковым каналом при площади каждого из них $f_{\text{ф}} = 28,8 \text{ м}^2$ с размерами $4,8 \times 6$. Скорость фильтрования при форсированном режиме

$$V = 7.6 / (6 - 1) = 8,4 < 9,5 \text{ м/ч.}$$

2.3.а. Расчет и конструкция дренажа из сборных полимербетонных плит.

Дренаж из полимербетонных плит (Рис. 3) состоит из опорных стенок, смонтированных перпендикулярно сборному каналу фильтра, на которые укладываются полимербетонные плиты (рекомендуемая ширина 250 - 350 мм, длина 500 x 600 мм, толщина более 40 мм. На входах в дренажные каналы установлены патрубки большого сопротивления с диафрагмами и отражателями. Треугольные пазы между плитами заполняются полимербетонной смесью того же состава, что и плиты (Рис. 3 узел А).

$$\text{Расход промывной воды } q = 15.6.46,8 = 432 \text{ л/с}$$

Скорость в начале сборного бокового канала (коллектора) при промывке

$$V = 0,432 / (0,7.0,7) = 0,88 \text{ м/с} < 1,2 \text{ м/с}$$

Принимаем шаг опорных стенок в осях $l_{\text{кан}} = 0,33 \text{ м}$. Тогда число каналов дренажа и патрубков на входе в канал будет

$$b / l_{\text{кан}} = 6 / 0,33 = 18 \text{ шт.}$$

Расход воды через каждый патрубок

$$q_{\text{п}} = 432 / 18 = 24 \text{ л/с.}$$

Принимаем патрубок диаметром 125 мм, тогда скорость воды в трубке составит:

$$V_{\text{п}} = 24.4 / (3,14.0,125) = 1,96 \text{ м/с,}$$

т.е. в пределах 1,8 - 2,0 м/с согласно п. 8.14 [3].

Высота канала принята конструктивно равной $h_{\text{кан}} = 0,35 \text{ м}$. Толщина опорных стенок $d = 0,1 \text{ м}$. Сечение канала в свету

$$S_{\text{кан}} = h_{\text{кан}}(l_{\text{кан}} - d) = 0,35(0,33 - 0,1) = 0,08 \text{ м}$$

Тогда скорость воды в начале канала будет

$$V_{\text{кан}} = q_{\text{п}} / S_{\text{кан}} = 0,24/0,08 = 0,3 \text{ м/с} < 0,4 \text{ м/с},$$

что удовлетворяет требованию п.8.13 [3] о том, что скорость при промывке в начале должна быть не более 0,4 м/с.

Равномерное распределение промывной воды (90 - 95 %) по площади фильтра обеспечивается при переменном напоре в патрубках $h_{\text{п}}$, который должен быть не менее 2 - 3 м. Для этого в выходном сечении патрубка устанавливается диафрагма, диаметр отверстия которой d определяется по формуле

$$d = 1,13 \left[\frac{I_{\text{пр}} \cdot l_{\text{кан}} \cdot L_{\text{кан}}}{10m (2g \cdot h_{\text{п}})^{1/2}} \right]^{0,5},$$

где $l_{\text{кан}}$, $L_{\text{кан}}$ - шаг дренажных каналов в осях и по их длине, см;

$h_{\text{п}}$ - потребная потеря напора в патрубке, см;

$I_{\text{пр}}$ - расчетная интенсивность промывки, л/(см.м²); m - коэффициент расхода патрубка;

g - ускорение свободного падения, см/с².

Тогда

$$d = 1,13 \left[\frac{15.33.480}{(10 \cdot 0,6 \cdot 91960.250)^{1/2}} \right]^{0,5} = 8,5 \text{ см};$$

$h_{\text{п}}$ принята равной 2,5 м; $m = 0,6$.

Отражатели (круглые или прямоугольные) имеют размер, равный диаметру патрубка. Отражатели устанавливаются на расстоянии 1 - 2 диаметров патрубка от его выходного сечения.

2.3.б. Конструкция дренажа из монолитного полимербетона.

Дренаж из монолитного полимербетона представляет собой сплошную полимербетонную плиту, изготавливаемую непосредственно в фильтре. Дренаж состоит из следующих основных частей:

- опорной системы, включающей вертикальные стенки и уложенные

горизонтально на них железобетонные колосники;

-пористого слоя полимербетона;

-деталей крепления, включающих анкерную арматуру и удерживающие пластины.

Высота вертикальных опорных стенок должна быть 250 - 350 мм, толщина - 80 - 150 мм, шаг в осях - 600 мм, диаметр патрубков до 300 мм, толщина слоя полимербетона - 40 - 50 мм. Ширина зазоров между колосниками 3 - 6 мм. Толщина основания дренажа 50 мм. Расчет дренажа из монолитного полимербетона производится аналогично расчету дренажа из сборных полимербетонных плит.

Расчет и конструкция дренажа из железобетонных дырчатых плит

Дренаж с железобетонными дырчатыми плитами состоит из опор (горизонтальных балок или вертикальных столбиков), дырчатых плит, поверх которых засыпана фильтрующая загрузка. В стенке сборного канала установлены патрубки с отражателями.

Дренажная ж/б плита имеет отверстия, заполненные пористым полимербетоном. Сверху она покрыта слоем пористого полимербетона. Отверстия в плитах для предотвращения отрыва полимербетона выполняются сужающимися кверху. Рекомендуемые размеры дырчатых плит в пределах 400 - 900 мм. При этом ширина плит должна быть на 5 - 10 мм меньше расстояния между осями опор.

Шаг отверстий в дырчатых плитах должен быть не более 150 мм, диаметры отверстий - не менее 25 мм. Разница в диаметрах отверстий в верхнем и нижнем сечениях плит должна быть не менее 2 - 3 мм.

В данном примере приняты дренажные дырчатые плиты с размерами в плане 595 x 595 мм с высотой железобетонной части 70 мм. Расстояние между опорами принято 600 мм.

На входе в поддон располагаются 10 патрубков диаметром 175 мм. Тогда расход через каждый патрубок составит

$$q_{п} = 432/10 = 43,2 \text{ л/с},$$

а скорость

$$V_{п} = 4 \cdot q_{п} / (3 \cdot d_{п}^2) = 4 \cdot 0,0432 / (3 \cdot 0,0175^2) = 1,8 \text{ м/с},$$

что находится в пределах 1,8 - 2 м/с.

При высоте поддона 0,35 м скорость воды в его начале

$$V_{\text{пг}} = q_{\text{пр}}/F_{\text{пг}} = 0,432/(0,35 \cdot 6,0) = 0,205 \text{ м/с} < 0,5 \text{ м/с}$$

что меньше 0,5 м/с. Это удовлетворяет требованиям п.13 (4) о том,

что скорость при промывке в начале поддона при применении дырчатых плит не более 0,5 м/с.

Потребные потери напора в плитах составляют

$$h_{\text{пл}} = 18,3 \cdot V_{\text{к}}^2/2g - z \cdot V_{\text{п}}^2/2g = \\ = 18,3 \cdot 0,88^2/2 \cdot 9,81 - 1,5 \cdot 1,8^2/2 \cdot 9,81 = 0,48 \text{ м,}$$

где $V_{\text{к}}$ - скорость в начале сборного бокового канала при промывке сечением 0,7 x 0,7 м;

z - коэффициент сопротивления патрубку, $z = 1,5 - 2$.

Потери напора в дырчатых плитах должны составлять не менее 40 - 50 % потерь напора в полностью расширенной загрузке, h_3 м,

которые определяются по формуле

$$h_3 = (r_3 - 1)(1 - m_0) h_{\text{фс}},$$

где r_3 - относительная плотность частиц фильтрующей загрузки, $= 2,6$

- 2,7;

m_0 - пористость загрузки, $m_0 = 0,4$;

$h_{\text{фс}}$ - высота фильтрующего слоя.

Тогда

$$h = (2,65 - 1)(1 - 0,4) \cdot 1,3 = 1,29 \text{ м.}$$

Так как потери напора в плитах при равномерной промывке должны быть не менее $1,29 \times 0,5 = 0,65$ м то принимается для дальнейшего расчета значение $h_{пл} = 0,65$ м = 65 см

Средний диаметр отверстий в плитах определяется по формуле .

$$d_o = 1,13 \cdot l_o (I_{пр}/10)^{1/2} (K \cdot H_1 \cdot n^{2-b} / h_{пл})^{1/2b},$$

где l_o - шаг отверстий в осях, см;

H_1 - толщина железобетонной плиты, см;

n - кинематическая вязкость воды, см/с² ($n = 0,01$ см/с²)

b -показатель степени зависимости потерь напора в полимербетоне от скорости движения воды, $b = 1,67$;

K - коэффициент, с².см $b-4$.

Значение коэффициента K принимается в зависимости от эквивалентного диаметра зерен полимербетона по табл.2

Таблица 2

$d_{экв}$, мм	4	5	6	7
K , с ² .см	2,33	0,68	0,59	0,50

При принятом эквивалентном диаметре зерен $d_{экв} = 5$ мм коэффициент K будет равен 0,59. Принимаем шаг отверстий $l_o = 10$ см, толщину ж/б плиты $H_1 = 7$ см.

Тогда

$$d_o = 1,13 \cdot 10 (15/10)^{1/2} (0,59 \cdot 7 \cdot 0,012 - 1,67/65)^{1/(2 \cdot 1,67)} = 3,83 \text{ см}$$

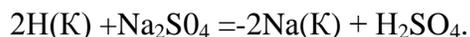
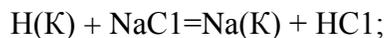
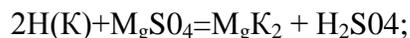
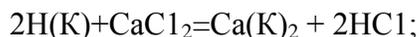
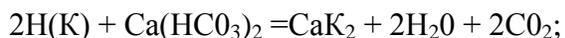
Принимаем диаметр отверстий в верхнем сечении $d_v = 3,7$ см, тогда диаметр в нижнем сечении будет

$$d_n = d_o^2 / d_v = 3,83^2 / 3,7 = 4,0 \text{ см.}$$

Таким образом, разница в диаметрах отверстий в верхнем и нижнем сечениях составляет 3 мм.

Н-катионирование

Метод Н-катионирования основан на пропуске обрабатываемой воды через катионит, отрегенированный кислотой. В процессе фильтрования катионы, содержащиеся в обрабатываемой воде, обмениваются на ионы водорода, содержащиеся в катионите, при этом протекают следующие реакции:



Наряду с вышеприведенными реакциями протекает процесс вытеснения из катионита ранее поглощенных ионов Na^+ ионами Ca^{2+} и Mg^{2+} , вследствие чего катионит по ионам Na^+ истощается быстрее, чем по ионам Ca^{2+} и Mg^{2+} , которые, являясь 2-валентными, сорбируются катионитом лучше. Из-за неодинаковой сорбируемости ионов различной природы их «проскок» в фильтрат происходит неодновременно.

При Н-катионировании природных вод до момента «проскока» натрия в Н-катионированной воде содержатся только кислоты (см. реакции), при этом кислотность фильтрата получается равной суммарной концентрации хлоридов и сульфатов в обрабатываемой воде.

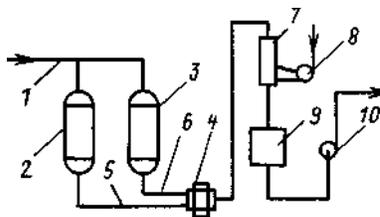


Рис. 1.4. Схема параллельного Н — Na-катионирования: 1 — исходная вода; 2 — Н-катионитные фильтры; 3 — Na-катионитные фильтры; 4 — смеситель; 5 — Н-катионированная вода; 6 — Na-катионированная вода; 7 — декарбонизатор; 8 — вентилятор к декарбонизатору; 9 — бак декарбонизированной воды; 10 — насос

При работе Н-катионитного фильтра от момента «проскока» натрия до момента «проскока» жесткости в фильтрате происходит нарастание концентрации натрия и соответственно снижается кислотность воды.

В зависимости от требований к качеству обработанной воды технология Н-катионирования видоизменяется. Так, например, Н-катионирование с удалением из обрабатываемой воды натрия осуществляется в схемах частичного или полного химического обессоливания воды. Для снижения щелочности обрабатываемой воды возможно осуществить схему параллельного Н-Na-катионирования (рис. 1.4), однако благодаря ряду преимуществ более широкое применение нашла схема Н-катионирования с «голодной» регенерацией фильтров и последующим Na-катионированием (рис. 1.).

Применение Н-катионирования в различных схемах обработки воды и рекомендации к их применению даны в табл. 1.

Т а б л и ц а 1.

Н-катионирование в различных схемах обработки воды

Технологическая схема обработки воды	Показатель отключения Н-кат. фильтра на регенерацию	Результат обработки воды	Рекомендации к применению
Н-катионирование с «голодной» регенерацией фильтров и последующим Фильтрованием через буферные саморегенерирующиеся фильтры	Повышение щелочности фильтрата	$Щ_0 < 0,7 - t - 1,5$ мг-экв/л; $Ж_0 = Ж_{,,} + (0,7 - M, 5)$ мг-экв/л; снижение соле- содержания	Таблица 3
Последовательное Н -Na-катионирование с «голодной» регенерацией Н-катионитных фильтров	То же	$Щ_0 < 0,7$ мг-экв/л; $Ж_0 = 0,01$ мг-экв/л; снижение солесодержания	Схема используется при подготовке добавка к питательной воде паровых котлов, испарителей и т. п.
Параллельное Н-Na-катионирование	Повышение общей жесткости фильтрата	$Ж_0 = 0,1$ мг-экв/л; $Щ_0 = 0,4$ мг-экв/л; снижение солесодержания. При наличии Na-катионитного фильтра второй ступени	Применяется, когда по составу исходной воды невозможно осуществить схему с «голодной» регенерацией Пригодна для обработки

		$Жо > 0,01$ мг-экв/л	мало-и средне минерализованных вод при содержании $(Cl^- + SO_4^{2-}) < 4$ мг-экв/л; $Na^+ < 2$ мг-экв/л
Частичное химическое обессоливание	«Проскок» жесткости	$Жо < 0,1$ мг-экв/л; снижение щелочности; снижение солесодержания	Схема используется, когда не требуется удалять из воды ионы натрия
Частичное химическое обессоливание	Снижение кислотности фильтрата	Снижение солесодержания, удаление части Na^+ в соответствии с необходимым снижением солесодержания	
Полное химическое обессоливание	«Проскок» ионов натрия	Полное удаление катионов, анионов и кремниевой кислоты	В котельных низкого и среднего давления не применяется

Н-катионитные фильтры в схеме параллельного Н — Na-катионирования

Все технологические схемы Н- Na-катионирования воды преследуют цель умягчать воду и одновременно снижать ее щелочность и солесодержание, а также удалять образующуюся углекислоту.

Схему параллельного Н- Na-катионирования следует применять в случаях, когда нельзя использовать технологию Н-катионирования с «голодной» регенерацией фильтров (не подходит состав исходной воды) или требуется более глубокое снижение щелочности (до 0,3—0,4 мг-экв/л).

Н- и Na-катионитные фильтры в этой схеме работают до проскока катионов жесткости, жесткость фильтрата после них составляет 0,1 мг-экв/л.

При смешении потоков Н-катионированной воды, содержащей сильные кислоты H_2SO_4 и HCl , с Na-катионированной водой, содержащей $NaHCO_3$, происходят реакции нейтрализации:



Остаточная щелочность при смешении 0,3-0,4 мг-экв/л.

Свободная углекислота, образовавшаяся при нейтрализации и в процессе Н-катионирования, удаляется в декарбонизаторе.

Расходы воды, подаваемой на Н- и Na-катионитовые фильтры, в схеме параллельного Н-Na-катионирования определяется по формулам:

Расход воды, подаваемый на Н-катионитовые и Na –катионитовые фильтры,

$$Q^H = Q_y (Щ_0 - Щ_{ост}) / (A + Щ_0) \quad (1)$$

$$Q^{Na} = Q_y - Q^H,$$

где Q^H и Q^{Na} – производительность Н- и Na –катионитовых фильтров;

Q_y - производительность установки, учитывающей требуемой потребителями максимальный расход воды, с учетом собственных нужд каждой из последующих стадий обработки воды, м³/ч;

$Щ_{ост}$ -требуемая щелочность умягченной воды, мг-экв/л;

А - суммарное содержание в исходной воде анионов сильных кислот (сульфатов, хлоридов, нитратов и др.).

Технологические данные для расчета Н-катионитовых фильтров приведены в табл.2.

Табл.2

Технологические данные для расчета Н-катионитных фильтров

Показатель	Н-катионирование	
	обычное	противоточное
Высота слоя катионита, м	2,5	3,3
Допустимая скорость фильтрования, м/ч	5-30	
Рекомендуемая скорость фильтрования, м/ч (в скобках — максимальная при регенерации одного из фильтров), при жесткости обрабатываемой воды, мг-экв/л, менее:		
5	20 (30)	
10	15(25)	
15	10 (20)	
Потери напора при фильтровании, м	По табл. 3	
Взрыхляющая промывка катионита:		
интенсивность, л/(м ² -с)	По табл. 4	
продолжительность, мин	То же	
Количество регенераций каждого (кроме резервного) фильтра в сутки при наименее благоприятном воды в зависимости от степени автоматизации и производительности ВПУ и марки катионита	Не менее 1 и не более 3	
Регенерация катионита:		
удельный расход серной кислоты, г/г-экв	По графику рис.2 СНиП	
концентрация раствора при загрузке:		
катионитом КУ-2-8 %	Нарастающей концентрацией ¹ : 1 -3 - 6	
сульфоуглем	1 — 1,5	
Скорость пропуска регенерационного раствора, м/ч	Не менее 10	
Отмывка катионита ¹ :	Осветленной водой	Н-катиони- рованной водой
удельный расход, м ³ /м ³ :		
для сульфоугля	5	—

для КУ-2	6,5	—
скорость пропуска отмывочной воды, м/ч		Не менее 10
Общая продолжительность регенерации, ч	По расчету	

Примечания:

1. Применение нарастающей концентрации кислоты (от 1 до 6 %) позволяет увеличить емкость поглощения катионита на 30-35%.
2. Отмывка катионита заканчивается при кислотности фильтрата, равной сумме хлоридов и сульфатов в воде, поступающей на отмывку.
3. Первую половину отмывочной воды следует направлять на нейтрализацию и в накопители, вторую половину - в баки для взрыхления катионита.

Расчет фильтров и трубопроводов (учитывая колебания качества исходной воды) следует производить при наибольшей нагрузке на Н-катионитовые фильтры, наибольшей щелочности воды Що и наименьшем содержании в ней анионов сильных кислот А, при наибольшей нагрузке на Na-катионитовые фильтры - в период наименьшей щелочности воды и наибольшем содержании в ней анионов сильных кислот.

Объем катионита W_H в м³, в водород-катионитовых фильтрах определяется по формуле

$$W_H = 24 Q^H (Ж_o + C^{Na}) / n_p E_{раб}^H, \quad (2)$$

Объем катионита W^{Na} в м³, в натрий-катионитовых фильтрах определяется по формуле

$$W_{Na} = 24 Q^{Na} Ж_o / n_p E_{раб}^{Na},$$

Q^H – расход воды, подаваемой на водород-катионитовые фильтры м³/ч

$Ж_o$ – общая жесткость исходной воды, г-экв/м³;

$E_{раб}^H$ – рабочая обменная жесткость водород-катионита, г-экв/м³;

$E_{раб}^{Na}$ – рабочая обменная емкость катионита при натрий-катионировании, г-экв/м³;

n_p – число регенераций каждого фильтра в сутки, принимаемое в пределах от одного до трех,

C^{Na} – концентрация в воде натрия, г-экв/м³

Рабочая обменная емкость катионита при Н-катионировании определяется по формуле

$$E_{раб}^H = a_n E_{полн} - 0,5q_{уд} C_{к} \quad (3)$$

a_n – коэффициент эффективности регенерации Н-катионитового фильтра, принимаемый по табл.3;

$C_{к}$ - общее содержание в воде катионитов кальция, магния, натрия и калия, г-экв/л;

$q_{уд}$ - удельный расход воды на отмывку катионита после регенерации, принимаемый равным 4-5 м3 воды на 1 м3 катионита;

$E_{полн}$ - паспортная полная обменная емкость катионита в нейтральной среде, г-экв/м3, при отсутствии данных по табл. 1 раздел «Na-катионирование»

Табл.3.

Удельный расход серной кислоты на регенерацию катионита, г/г-экв, рабочей обменной емкости	50	60	70	80	90	100	110	120
Коэффициент эффективности регенерации Н-катионита, a_n	0,68	0,71	0,75	0,78	0,82	0,85	0,86	0,87

Продолжение табл.3

$q_{уд}$	130	140	150	200	250
a_n	0,89	0,9	0,91	0,92	0,93

Площадь водород-катионитовых и натрий-катионитовых фильтров определяются по формуле (4)

$$F_n = W_n H_n ; \quad F_{Na} = W_{Na} H_{Na} \quad (4)$$

где H_n – высота слоя н-катионитового фильтра, принимается по табл. 2.

Потеря напора в Н-катионитовых фильтрах , интенсивность взрыхления и скорость фильтрования принимается по табл. 3.

Табл. 3

Технологические данные по катионитам, используемым при Н-катионировании

Показатель	Данные при Н-катионировании		
	обычном	противоточном	ступенчато-противоточном
Потери напора, м, вод.ст, при загрузке катионитами марок: Сульфоголь СК-1 при скорости фильтрования м/ч			

10.....	5	7	10
20.....	6	8	12
30.....	7	10	14
КУ-2-8 при скорости фильтрования, м/ч:			
10.....	10	-	20
20.....	12	-	24
30.....	14	-	28

Число рабочих фильтров принимается по формуле (5)

$$N_{\phi}^H = F_H / f_{\phi}^H, \quad (5)$$

где f_{ϕ}^H – площадь фильтрования Н-катионитового стандартного фильтра, принимаемая по табл. 5 раздел На-катионирования.

Диаметр и площадь фильтрования стандартного фильтра выбирается из условия, чтобы количество рабочих фильтров было не менее двух, кроме резервного, который в расчете не учитывается. Резервные На-катионитовые фильтры в схеме Н-На – катионирования не устанавливаются, но предусматривается возможность использования резервных Н-катионитовых фильтров в качестве На–катионитовых, для чего к двум-трем должен быть предусмотрен подвод регенерационного раствора соли.

Скорость фильтрования Н-катионитовых фильтров определяется из уравнений:

нормальная — при работе всех фильтров

$$V_H = Q_y / f_{\phi} N_{\phi}; \quad (6)$$

максимальная — при регенерации одного из фильтров

$$V_{max} = Q_y / f_{\phi} (N_{\phi} - 1), \quad (7)$$

где V_H и V_{max} – соответственно нормальная и максимальная скорости фильтрования, м/ч. Нормальная и максимальная скорости фильтрования не должна превышать пределов, указанных в табл. 2. .

Правильность выбора числа регенераций при принятых параметрах и числе На-катионитовых фильтров проверяется следующей формулой .

$$n_p = 24 Q_y (J_o - J_{ост}) / f_{\phi}^H N_H E_{раб}^H N_{\phi} \quad (8)$$

где $n_p = 1-3$ - число регенераций каждого фильтра;

J_o и $J_{ост}$ - жесткость соответственно исходной воды и остаточная после Н-

катионитовых фильтров, мг-экв/л;

H^H – высота слоя катионита в выбранном стандартном фильтре площадью H^H

Регенерация Н-катионитового фильтра осуществляется 1-1,5% раствором серной кислоты. Допускается разбавление серной кислоты до нужной концентрации непосредственно перед фильтром–эжектором.

Расход серной кислоты для регенерации одного Н-катионитового фильтра в схеме параллельного Н-Na-катионирования определяется по формуле (9)

$$G_{\kappa}^P = a_n f_{\phi}^H N_n E_{\text{раб}}^H / 1000, \quad (9)$$

где a_n – удельный расход кислоты на 1г-экв рабочей обменной емкости катионита Н-катионитного фильтра, принимаемый по Рис.2 (стр.112 СНиП 2.04.02-84) в зависимости от жесткости исходной воды и требуемой жесткости фильтрата.

G_{κ}^P – расход 100% -ной кислоты в кг на регенерацию одного Н-катионитового фильтра

Расход 100% -ной серной кислоты в сутки $G_{\kappa}^{\text{сум}}$ определяется по формуле (10)

$$G_{\kappa}^{\text{сум}} = G_{\kappa}^P n_p N_{\phi}, \quad (10)$$

Технической серной кислоты $G_{\kappa.m.}^{\text{сум}}$

$$G_{\kappa.m.}^{\text{сум}} = G_{\kappa}^{\text{сум}} 100 / P, \quad (11)$$

где $G_{\kappa}^{\text{сум}}$ - суточный расход 100% кислоты кг/сут на регенерацию фильтров;

$P \geq 92\%$ - содержание серной кислоты в техническом продукте.

1) Расход осветленной воды на регенерацию одного Н-катионитового фильтра складывается из:

а) расхода воды на взрыхление катионитовой загрузки фильтра

$$q_{\text{взр}} = I f_{\phi}^H 60 t_{\text{взр}} / 1000 \quad (12)$$

где I – интенсивность взрыхляющей промывки фильтров, л/ (с м²) (Табл. 4 раздел На-катионирование);

$t_{\text{взр}}$ – продолжительность взрыхляющей промывки 20-30 мин.

б) расход воды на приготовление регенерационного раствора кислоты

$$q_{p.p.} = G_{\kappa}^P 100 / 100 b_{\kappa} \rho_{p.p.} \quad (13)$$

где b_{κ} - концентрация регенерационного раствора, 1-1,5 %;

$\rho_{p.p.}$ – плотность регенерационного раствора, т/м³.

в) расход воды на отмывку катионита от продуктов регенерации $q_{отм}$

$$q_{отм} = q_{уд} f_{\phi} H_k, \quad (14)$$

где $q_{уд}$ – удельный расход воды на отмывку катионита, м³ на 1 м³ катионита принимается:

- сульфоуголь при «голодном» режиме регенерации – 5м³/м³;
- то же при одноступенчатом Н-катионировании – 5м³/м³;
- то же при двухступенчатом Н-катионировании – 10м³/м³;
- катионит КУ-2 при одноступенчатом Н-катионировании – 6,5м³/м³;
- то же при двухступенчатом Н-катионировании – 12 м³/м³.

2) Расход воды на одну регенерацию фильтра, без использования отмывочных вод на взрыхляющую промывку

$$q_{с.н.} = q_{взр} + q_{р.р} + q_{отм} \quad (15)$$

То же с учетом использования отмывочной воды на взрыхляющую промывку фильтра

$$q_{с.н.} = q_{р.р} + q_{отм} \quad (16)$$

3) Среднечасовой расход воды $q^u_{с.н.}$ на собственные нужды Н-катионитовых фильтров

$$q^u_{с.н.} = q_{с.н.} n_p N_{\phi} / 24, \quad (17)$$

или в процентах от производительности станции умягчения

$$P^u_{с.н.} = q^u_{с.н.} 100 / Q^H_y \quad (18)$$

Время между регенерациями фильтра T_{ϕ} определяется из уравнения

$$T^H_{\phi} = 24 / n_p - t^H_{рег} / 60 \quad (19)$$

где n_p – количество регенераций каждого катионитового фильтра в сутки;

$t^H_{рег}$ – время регенерации фильтра, мин, определяемое по формуле (20)

$$t^H_{рег} = t^H_{взр} + t^H_{р.р} + t^H_{отм} \quad (20)$$

где $t^H_{взр}$ – продолжительность взрыхляющей промывки по табл.2;

$t^H_{р.р}$ – время пропуска регенерационного раствора через Н-катионитовый фильтр, мин, зависит от концентрации регенерационного раствора и скорости пропуска его через катионит ($V = 10$ м/ч), определяется по формуле

$$t_{p,p}^H = 6 q_{p,p} / f_{\phi}^H$$

(21)

t_{omm}^H – время отмывки фильтра от продуктов регенерации, мин, при скорости $V = 10$ м/ч

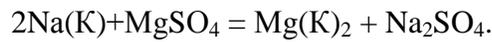
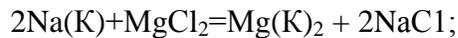
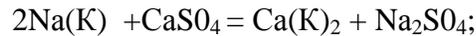
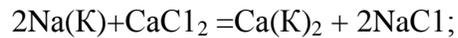
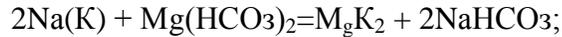
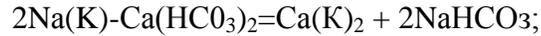
$$t_{omm}^H = 6 q_{omm}^H / f^H, \quad (22)$$

Количество одновременно регенерируемых фильтров $N_{o,p}$ определяется по уравнению (23)

$$N_{o,p} = n_p N t_{pez}^H / 24 \quad (23)$$

Na-катионирование

Этот метод обработки воды основан на пропуске обрабатываемой воды через Na-форму катионита, для чего предварительно катионит регенерируется поваренной солью (NaCl). При Na-катионировании воды протекают следующие реакции:



Как видно из приведенных реакций, из обрабатываемой воды удаляются катионы Ca^{2+} и Mg^{2+} , а в обрабатываемую воду поступают ионы Na^+ , анионный состав воды при этом не изменяется.

Одноступенчатым Na-катионированием можно получить воду с остаточной жесткостью до 0,1 мг-экв/л, однако для получения более глубокоумягченной воды (с остаточной жесткостью 0,01—0,02 мг-экв/л) требуется существенно увеличивать удельный расход соли на регенерацию фильтра, причем необходим тщательный контроль за «проскоком» жесткости. В схеме двухступенчатого Na-катионирования все эти недостатки устраняются и надежно обеспечивается остаточная жесткость фильтрата менее 0,01 мг-экв/л.

Число ступеней катионирования определяется требованиями к обработанной воде; так, для паровых экранированных котлов, где требуется глубокое умягчение воды, целесообразно применение схемы двухступенчатого Na-катионирования; для горячего водоснабжения, если требуется частичное умягчение воды, достаточно одной ступени катионирования.

Na-катионирование применяют для умягчения подземных вод с мутностью не более 5—8 мг/л и окисляемостью не более 15 мг/л O_2 и для вод, прошедших предварительную обработку (коагуляцию — осветление или коагуляцию — известкование — осветление). Технологические данные для расчета Na-катионитных

фильтров даны в табл. 1,4 и 5 в соответствии с указанными данными в СНиП 2.04.02—84 «Водоснабжение. Наружные сети и сооружения».

Исходными данными для расчета Na-катионитных фильтров являются производительность установки (с учетом расхода воды на собственные нужды последующих стадий обработки), общая жесткость обрабатываемой воды и остаточная жесткость фильтрата.

При одноступенчатом катионировании после первой ступени остаточная жесткость должна отвечать требованиям потребителя, при двухступенчатом катионировании она принимается равной 0,1 мг-экв/л.

Расчет Na-катионитных фильтров первой ступени начинают обычно с определения объема катионита W_k по формуле

$$W_k = 24 Q_y Ж_0 / n_p E_{раб}^{Na} \quad (1)$$

где Q_y – расход умягченной воды, м³/ч;

$Ж_0$ – общая жесткость исходной воды, г-экв/м³;

$E_{раб}^{Na}$ – рабочая обменная емкость катионита при натрий катионировании, м³/ч;

n_p – число регенераций каждого фильтра в сутки, принимаемое в пределах от одного до трех

в зависимости от общей жесткости исходной воды и рабочей обменной емкости катионита;

Технологическая характеристика ионообменных материалов приведена в таблице 1.

Табл. 1.

Технологическая характеристика ионообменных материалов.

Марка ионита	Размер зерен, мм	Насыпная масса, т/м ³		Полная обменная емкость, г-экв/м ³
		товарного продукта	в набухшем состоянии	
Катиониты				

Сульфоуголь 1-го сорта	0,5 – 1,2	0,67 – 0,7	-	500
крупный СК-1	0,25-0,7	0,69 – 0,79	-	570
мелкий СМ-1	0,3 – 2,0	0,6 – 0,73	0,33	650
Катионит КУ-1	0,315 – 1,25	0,7 – 0,88	0,34	1700
Катионит КУ-2-8	0,25 – 1,0	0,68 -0,82	0,17 – 0,33	2800
Катионит КБ-4-П2				
Аниониты				
Анионит АН-31	0,4 – 2,0	0,72 – 0,75	0,31	1500
Анионит АВ-17-8	0,355 - 1,25	0,74	0,33	800

Примечание: 1. Сильноосновной катионит Ку-2-8 работоспособен при температуре до 120-130°С, стоек к кислотам, щелочам, органическим продуктам.

2. Сильноосновной анионит АВ-17-8 может работать в кислой, нейтральной и щелочной средах при $t < 50^{\circ}\text{C}$, обычно используется для удаления кремниевой кислоты при химическом обессоливании.

Рабочая обменная емкость катионита при Na-катионировании определяется по формуле

$$E_{\text{раб}}^{\text{Na}} = \alpha_{\text{Na}} \beta_{\text{Na}} E_{\text{полн}}^{\text{Na}} - 0,5q_{\text{уд}} \mathcal{K}_o, \quad (2)$$

Где α_{Na} - коэффициент эффективности регенерации Na-катионита, учитывающий неполноту регенерации катионита, принимаемый по табл. 2;

β_{Na} - Коэффициент, учитывающий снижение обменной способности катионита по Ca^{2+} и Mg^{2+} вследствие частичного задержания катионов Na^+ , принимаемый по табл.3, в которой C_{Na} – концентрация натрия в исходной воде в г-экв/м³;

Табл.2.

Удельный расход поваренной соли на регенерацию катионита, г/г-экв рабочей обменной способности	100	150	200	250	300
Коэффициент эффективности регенерации катионита α_{Na}	0,62	0,74	0,81	0,86	0,9

Табл.3.

$C_{Na}/Жо$	0,01	0,05	0,1	0,5	1	5	10
$\beta_{Na} -$	0,93	0,88	0,83	0,7	0,65	0,54	0,5

$E_{полн.}^{Na}$ – полная обменная емкость катионита, определяемая по заводским паспортным данным. При отсутствии таких данных при расчетах принимать по данным табл. 1;

$q_{уд}$ – удельный расход воды на отмывку катионита, м³ на 1м³ катионита, принимаемый для сульфогля -4 и для КУ-2-8.

Т а б л и ц а 4. Технологические данные для расчета Na-катионитных фильтров

Показатель	Фильтр I ступени	Фильтр II ступени
Высота слоя катионита (по заводским данным), м	2—2,5	1,5
Крупность зерен катионита, мм	0,5—1,2	0,5—1,2
Количество фильтров (I ступени — не менее двух и один резервный)	По расчету	По расчету
Скорость фильтрования ² , м/ч, нормальная не должна превышать при жесткости воды:		
5 мг-экв/л	25 (35)'	Не более 40
5—10 мг-экв/л	15 (25)'	
10—15 мг-экв/л	10 (20)'	
Потери напора при фильтровании, м	См. табл. 6	13—15
Взрыхляющая промывка катионита ³ :		
интенсивность, л/(м ² -с), при крупности зерен катионита, мм:		
0,5—1,1	4	4
0,8—1,2	5	5
продолжительность, мин	20—30	20—30
Удельный расход соли на регенерацию, г/г-экв, принимают ориентировочно при двухступенчатом катионировании (остаточной жесткости после первой ступени — 0,1 мг-экв/л) и обрабатываемой воды, мг-экв/л, не более		
5	100—120	—

10	120—150	—
15	170—250	—
20	275—300	—
Концентрация регенерационного раствора, %	5—8	8—12
Скорость пропуска регенерационного раствора, м/ч	3—4	3—5
Рабочая обменная емкость катионита, г-экв/м ³	По формуле	250—300
Отмывка катионита от продуктов регенерации:		
скорость пропуска отмывочной воды через катионита, м/ч	6—8	6—8
удельный расход отмывочной воды, м ³ /м ³ катионита при загрузке фильтра:		
сульфоуглем	5	6
катионитом КУ-2	6	8

Примечания: 1. В скобках даны скорости фильтрования при загрузке мелким катионитом с крупностью зерен 0,3—0,8 мм.

2. Допускается кратковременное увеличение скорости на 10 м/ч по сравнению с указанными при выключении фильтра на регенерацию (максимально допустимая скорость).

Скорость фильтрования менее 5 м/ч не допускается из-за возможного резкого снижения обменной емкости катионита.

3. Вода на взрыхляющую промывку должна подаваться насосами из бака, объем которого выбирается в зависимости от диаметра и числа фильтров, подлежащих одновременной промывке; кроме того, этот объем должен обеспечивать одну дополнительную промывку сверх расчетной. Насос, подающий воду в промывочный бак, должен обеспечивать его наполнение за время, меньшее, чем интервалы между промывками фильтров.

Допускается взрыхляющая промывка из трубопровода осветленной воды, если расход на взрыхление не превышает 50 % общего расхода фильтрата.

Промывка может осуществляться из бака осветленной воды, емкость которого должна предусматривать расход воды на промывку и дополнительную промывку сверх расчетного их числа. Скорости в трубопроводах, подающих и отводящих промывочную воду, принимаются равными 1,5—2 м/с.

Должны быть исключены возможность подсоса воздуха промывочным трубопроводом, а также подпор воды в отводящих трубопроводах.

4. Число регенераций каждого Na-катионитного фильтра первой ступени в сутки принимается от одного до трех.

5. При производительности установки менее 20 м³/ч целесообразно при проектировании рассмотреть вариант промывки и регенерации только в дневную смену.

Суммарная рабочая площадь катионитовых фильтров первой ступени $F_{Nк}$ определяется по формуле (3)

$$F_K = W_k / H_k, \quad (3)$$

где H_k – высота катионита в фильтре, принимаемая для фильтров первой ступени от 2 до 2,5 м (большая высота загрузки принимается при жесткости исходной воды более 10 г-экв/м³), для фильтров второй ступени принимается равной 1,5 м.

W_k - принимается по формуле (1)

Число рабочих фильтров принимается по формуле (4)

$$N\phi = F_K / f\phi, \quad (4)$$

где $f\phi$ – площадь фильтрования Na-катионитового стандартного фильтра, принимаемая по табл. 5 .

Диаметр и площадь фильтрования стандартного фильтра выбирается из условия, чтобы количество рабочих фильтров было не менее двух, кроме резервного, который в расчете не учитывается.

Табл.5

Конструктивные и технологические показатели ионитовых фильтров

Марка, завод изготовитель	Диаметр D, мм	Площадь F, м ²	Высота		Объем		Масса	
			общая H, мм	слоя ионита hсл, мм	Фильтра общ. V, м ³	слоя ионит а м ³	метал - ла, т	нагру- зочная, т
Фильтры ионитовые 1 ступени								

ФИПа1-0,7-0,6-На, СЗТМ	700	0,38	3000	2	1.1	0.8	0.57	3	
ФИПа1-1,0-0,6-На	1000	0.78	31	2	2.3	1.6	1.0	5	
ФИПа1-1,0-0,6-Н, БиКЗ	1000	0.78	24	2	2.3	1.6	3	5	
ФИПа1-1,4-0,6-Н ФИПа1-	1400	1.54	31	2	4.5	3.4	0.9	13	
1,4-0,6-На ФИПа1-2,0-0,6,	1400	1.54	24	2	4.5	2	43	13	
ТКЗ ФИПа1-2,6-0,6	2000	3.14	36	1.8	11.7	3.4	1.4	15	
ФИПа1-3,0-0,6 ФИПа1-	2600	5.3	00	1.8	20	2	1.4	27	
3,4-0,6	3000	7.1	36	1.8	29	5.7	2.9	41	
	3400	9.1	00	1.8	39	9.6	4.6	47	
			40			12.	5.5		
			00			6	7.4		
			43			16.			
			00			3			
			44						
			50						
			46						
			00						
Фильтры ионитовые II ступени									
ФИПаП-1,0-0,6-Н, БиКЗ	1000	0.78	2724	1.5	1.87	1.20	0.858	3.5	
ФИПаП-1,0-0,6-На ФИПаП-1,4-	1000	0.78	2724	1.5	1.87	1.20	0.91	3.5	
6-Н ФИПаП-1,4-0,6-На	1500	1.78	2985	1.5	3.58	2.66	1.59	7	
ФИПаП-2,0-0,6, ТКЗ ФИПаП-	1500	1.78	2985	1.5	3.58	2.66	1.31	7	
6-0,6 ФИПаП-3,0-0,6	2000	3.14	3235	1.5	7.6	3.8	2.51	13.1	
	2600	5.3	3501	1.5	13.6	6.9	4.2	20	
	3000	7.1	3775	1.5	17.0	9.4	5.6	30	

Скорость фильтрования определяется из уравнений:

нормальная — при работе всех фильтров

$$V_n = Q_y / f\phi N\phi;$$

(5)

максимальная — при регенерации одного из фильтров

$$V_{max} = Q_y / f\phi (N\phi - 1),$$

(6)

где V_n и V_{max} – соответственно нормальная и максимальная скорости фильтрования, м/ч. Нормальная и максимальная скорости фильтрования не должна превышать пределов, указанных в табл. 4. и приложении п.2.

Для мягких вод скорость фильтрования может быть решающим фактором выбора диаметра Na-катионитного фильтра; для высокоминерализованных вод с большой жесткостью число регенераций может быть недопустимо большим (более трех в сутки), в этом случае выбор диаметра и числа работающих фильтров решает число регенераций. Правильность выбора числа регенераций при принятых параметрах и числе Na-катионитовых фильтров проверяется следующей формулой .

$$n_p = 24 Q_y Ж / f\phi H_k E_{раб}^{Na} N_\phi$$

Потеря напора в напорных катионитовых фильтрах при фильтровании определяется как сумма потерь напора в коммуникациях фильтра, в дренаже и катионите и принимается по табл. 6

Табл. 6.

Потеря напора (м) в катионитных фильтрах (включены потери в коммуникациях фильтра, в дренажной системе и катионите)

Высота с крупностью	Скорость фильтрования, м/ч				
	5	10	15	20	25
2	4 (5)	5 (6)	5,5 6	6 (7)	7 (9)
2,5	4,5	5,5	(7)	6,5	7,5

Примечание. В скобках даны потери напора для мелкого катионита (зерна крупностью 0,3-0,8 мм).

Регенерацию катионита производят технической поваренной солью. Расход поваренной соли G_c в кг, на одну регенерацию Na-катионитного фильтра первой ступени определяется по формуле (7).

$$G_c = f\phi H_k E_{раб}^{Na} a_c / 1000, \quad (7)$$

Где a_c – удельный расход соли на 1г-экв рабочей обменной емкости катионита Na-катионитного фильтра первой ступени, принимаемый по Рис.1 (стр.110 СНиП 2.04.02-84) в зависимости от жесткости исходной воды и требуемой жесткости

фильтрата. Для предварительных расходов a_c принимается равным 12-150 г/г-экв для фильтров первой степени при двухступенчатой схеме и 150-200 г/г-экв при одноступенчатой схеме. Концентрация регенерационного раствора следует принимать 5-8%.

Расход технической соли в сутки Gm_C определяется по формуле (8)

$$Gm_C = Gc n_p N\phi 100/P, \quad (8)$$

где Gm_C - суточный расход соли кг/сут на регенерацию фильтров;

P - содержание NaCl в техническом продукте, $P=93\%$.

Расход осветленной воды на собственные нужды установки:

1) На взрыхление катионитовой загрузки фильтра

$$q_{взр} = I f_{\phi} 60 t_{взр} / 1000 \quad (9)$$

где I – интенсивность взрыхляющей промывки фильтров, л/ (с·м²) (Табл. 4);

$t_{взр}$ – продолжительность взрыхляющей промывки 20-30 мин.

2) Расход воды на приготовление регенерационного раствора соли

$$q_{p.p} = Gc \cdot 100 / 100b \rho_{p.p.} \quad (10)$$

где b - концентрация регенерационного раствора в %, принимается по табл. 4;

$\rho_{p.p.}$ – плотность регенерационного раствора, т/м³.

3) Расход воды на отмывку катионита от продуктов регенерации $q_{отм}$

$$q_{отм} = q_{уд} f_{\phi} H_{к}, \quad (11)$$

где $q_{уд}$ – удельный расход воды на отмывку катионита, м³ на 1 м³ катионита определяется по табл. 4.

4) Расход воды на одну регенерацию фильтра, без использования отмывочных вод на взрыхляющую промывку

$$q_{с.н.} = q_{взр} + q_{p.p.} + q_{отм} \quad (12)$$

5) Среднечасовой расход воды на собственные нужды Na-катионитовых фильтров

$$q_{с.н.}^ч = q_{с.н.} n_p N\phi / 24, \quad (13)$$

или в процентах от производительности станции умягчения

$$P^ч_{с.н.} = q_{с.н.}^ч 100 / Q_y \quad (14)$$

Время между регенерациями фильтра T_{ϕ} определяется из уравнения

$$T_{\phi} = 24/n_p - t_{\text{рег}}^{\phi}/60$$

(15)

где n_p - количество регенераций каждого катионитового фильтра в сутки;

$t_{\text{рег}}^{\phi}$ - время регенерации фильтра, мин, определяемое по формуле (16)

$$t_{\text{рег}}^{\phi} = t_{\text{взр}} + t_{p,p} + t_{\text{отм}} \quad (16)$$

где $t_{\text{взр}}$ - продолжительность взрыхляющей промывки по табл.4;

$t_{p,p}$ - время пропуска регенерационного раствора через фильтр по формуле

(17)

$$t_{p,p} = q_{p,p}60 / w_{p,p} f_{\phi} \quad (17)$$

$w_{p,p}$ - скорость пропуска регенерационного раствора, м/ч, по табл. 4.

$t_{\text{отм}}$ - время отмывки от продуктов регенерации, мин, определяется из уравнения

$$t_{\text{отм}} = q_{\text{отм}}60 / w_{\text{отм}} f_{\phi}, \quad (18)$$

$w_{\text{отм}}$ - скорость отмывки, принимается по табл.4.

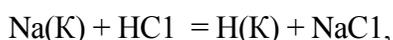
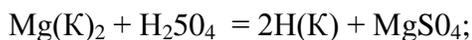
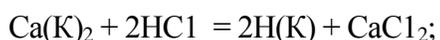
Количество одновременно регенерируемых фильтров определяется по уравнению (19)

$$N_{o,p} = n_p N_{\phi} t_{\text{рег}}^{\phi} / 24 \quad (19)$$

Н-Na =катионирование с «голодной» регенерацией Н-катионитового фильтрафильтров

Н-катионирование в схеме с «голодной» регенерацией нашло широкое применение в котельных установках, когда требуется разрушение гидрокарбонатных ионов со снижением только карбонатной жесткости (щелочности) до 0,7-1,5 мг-экв/л. При обычном Н-катионировании регенерация проводится с удельным расходом кислоты, в 2,5—2 раза больше теоретически необходимого, который отвечает процессу эквивалентного обмена катионов между раствором и катионитом. Избыток кислоты, не участвующий в реакциях обмена ионов, сбрасывается из фильтра вместе с продуктами регенерации. При «голодной» регенерации Н-катионитного фильтра удельный расход кислоты равен его теоретическому удельному расходу, т. е. 1 г-экв/г-экв, или в пересчете на граммы для H_2SO_4 — 49 г/г-экв. Все ионы водорода регенерационного раствора при этом полностью задерживаются катионитом, вследствие чего сбрасываемый регенерационный раствор и отмывочные воды не содержат кислоты. В отличие от обычных Н-катионитных фильтров, в которых весь слой катионита при регенерации переводится в Н-форму, при «голодном» режиме регенерируются, т. е. переводятся в Н-форму, только верхние слои, а нижние слои остаются в солевых формах и содержат катионы Ca^{2+} , Mg^{2+} и Na^+ .

В верхних слоях катионита, отрегенированного «голодной» нормой кислоты, при работе фильтра имеют место все реакции ионного обмена. В нижележащих, неотрегенированных слоях катионита ионы водорода образовавшихся минеральных кислот обмениваются на ионы Ca^{2+} , Mg^{2+} и Na^+ по уравнениям



Следовательно происходит нейтрализация кислотности воды и при этом восстанавливается ее некарбонатная жесткость, а зона слоя, содержащего ионы H^+ , смещается постепенно книзу. Т.е. происходит как бы регенерация, а затем вновь образуются те же соли, что и в исходной воде. Таким образом, можно считать, что при «голодной» дозе кислоты на регенерацию происходит только разрушение

связанной в гидрокарбонаты углекислоты и удаляются связанные с гидрокарбонатами катионы.

Так как содержащаяся в воде угольная кислота является слабой, в реакциях ионного обмена она может участвовать лишь после удаления сильных кислот. Поэтому в верхних слоях образовавшийся CO_2 находится в виде растворенного в воде газа и проходит «транзитом» неотрегенированные слои катионита и только когда в фильтрате уже нет сильных кислот, некоторое количество ионов водорода угольной кислоты обменивается в нижних слоях на натрий, чем обуславливается появление вторичной щелочности Н-катионированной воды. В самых нижних слоях фильтра этот процесс завершиться до полного восстановления карбонатной жесткости не успевает. Поэтому фильтрат имеет малую карбонатную жесткость (численно она равна щелочности) и содержит много углекислоты. К моменту окончания рабочего цикла фильтра ионы водорода, введенные в катионит при регенерации, полностью удаляются из катионита в виде H_2CO_3 , которая находится в равновесии с дегидратированной формой CO_2 ($\text{H}_2\text{CO}_3 + \text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O}$).

Получение при Н-катионировании с «голодной» регенерацией фильтров с минимальной щелочностью (при отсутствии сброса кислой воды при регенерации и кислого фильтрата в процессе Н-катионирования) зависит от качества исходной воды и расхода кислоты на регенерацию. Повышение расхода кислоты на регенерацию сверх оптимального приводит к получению в какой-то период кислого фильтрата; недостаточная доза кислоты ведет к повышению щелочности фильтрата и к снижению емкости поглощения катионита.

При непостоянстве качества исходной воды, неточном соблюдении рекомендаций по применению рассматриваемой технологии Н-катионирования во избежание колебаний щелочности и проскоков кислого фильтрата после Н-катионитных фильтров с «голодной» регенерацией в схеме ВПУ устанавливаются буферные нерегенерирующиеся фильтры с высотой слоя катионита 2 м и скоростью фильтрования до 40 м/ч. Буферные фильтры как бы увеличивают нерегенерируемый слой Н-катионитового фильтра, предохраняя фильтрат от проскоков кислоты, создавая большую надежность работы установки, обеспечивая более полное использование обменной емкости катионита. К буферным фильтрам не допускается

подвод регенерационного раствора кислоты; взрыхляющая промывка осуществляется осветленной исходной водой. Кроме того, получение постоянной величины щелочности после Н-катионитовых фильтров с «голодной» регенерацией достигается путем составления соответствующего графика совместной работы и регенерации установленных фильтров (обычно не менее трех фильтров кроме буферных).

Разработанная Н. П. Субботиной (МЭИ) в пятидесятые годы технология Н-катионирования с «голодной» регенерацией предназначена для обработки природных вод гидрокарбонатного класса. В гидрохимии к водам этого класса принято относить воды, в которых из числа главных анионов (Cl^- , SO_4^{2-} , HCO_3^-) наибольшую концентрацию, выраженную в мг-экв/л, имеет ион HCO_3^- . Воды около 80 % рек СССР принадлежат к гидрокарбонатному классу.

В процессе Н-катионирования с «голодной» регенерацией происходит частичное умягчение воды и существенное снижение ее щелочности; в результате удаления карбонатной жесткости достигается уменьшение общего солесодержания воды; концентрация углекислоты увеличивается на величину снижения щелочности. На эффект очистки воды влияет присутствие в исходной воде ионов натрия. Когда концентрация натрия невелика, общая жесткость фильтрата по величине близка к некарбонатной жесткости исходной воды и незначительно изменяется на протяжении рабочего цикла фильтра, так же как и общая щелочность фильтрата, которая составляет 0,3—0,5 мг-экв/л. Когда в исходной воде много натрия, щелочность фильтрата от начала рабочего цикла снижается, затем возрастает и в среднем за цикл составляет 0,7—0,8 мг-экв/л; в начале и конце рабочего цикла получается глубокоумягченный фильтрат, появление некарбонатной жесткости наблюдается в средней части фильтроцикла.

Т а б л и ц а 1. Область применения Н-катионирования с «голодной» регенерацией

Исходная вода гидрокарбонатного	Рабочая обменная емкость	Удельный расход	Щелочность	Примечание

Слабо- и средне- минерали- зованная, $0 < K < 1$, $1 > A > 0,5$	300 (600)	49	0,3— 0,5	В течение фильтраци- онного цикла щелочность фильтрата изменяется незначительно
Средне- и высоко- минерали- зованная, $K > 1$, $1 < A < 10$	250 (500)	49	0,7— 1,5	Средняя щелочность за фильтраци- онный цикл не менее $0,7—0,8$ мг-экв/л, жесткость появляется в средней части фильтраци- онного цикла, а затем быстро снижается

Примечание: 1. Для исходных вод с $A < 0,3$ осуществление Нг нецелесообразно;

2, Для исходных вод с $A > 10$ применение Нг возможно, если потребитель допускает остаточную щелочность выше 1 мг-экв/л; доза кислоты на регенерацию при этом будет 50-60 г/г-экв.

Если для ионного состава исходной воды ввести обозначения для соотношения концентраций катионов и анионов в виде выражений

$$K = \frac{Na^+}{(Ca^{2+} + Mg^{2+})} = \frac{Na^+}{Жо}$$

(1)

$$A = \frac{HCO_3^-}{(Cl^- + SO_4^{2-})}, \quad (2)$$

где Na^+ , Ca^{2+} , Mg^{2+} — концентрации в воде соответственно ионов натрия, кальция и магния, мг-экв/л; HCO_3^- , Cl^- , SO_4^{2-} — концентрации в воде соответственно бикарбонатов, хлоридов и сульфатов, мг-экв/л; $Жо$ — общая жесткость исходной воды, мг-экв/л, то условия применения Н-катионирования с «голодной» регенерацией фильтров определяются данными, приведенными в табл. 1.

Расчет Н-катионитных фильтров в схеме Н-катионирования с «голодной» регенерацией.

Установив возможность применения рассматриваемой схемы для данной исходной воды по скорости фильтрования, подбирают диаметр стандартного Н-катионитного фильтра.

Объем катионита W_H в м³, в водород-катионитовых фильтрах определяется по формуле

$$W_H = 24 Q^H (Ж_о + C^{Na}) / n_p E^H_{раб} \quad (3)$$

Q^H – расход воды, подаваемой на водород-катионитовые фильтры, м³/ч

$Ж_о$ – общая жесткость исходной воды, г-экв/м³;

$E^H_{раб}$ – рабочая обменная жесткость водород-катионита при «голодной» регенерации по табл. 1, г-экв/м³;

n_p – число регенераций каждого фильтра в сутки, принимаемое в пределах от одного до трех,

C^{Na} – концентрация в воде натрия, г-экв/м³

Площадь водород-катионитовых фильтров определяются по формуле (4)

$$F_H = W_H H_H ; \quad (4)$$

где H_H – высота слоя Н-катионитового фильтра, принимается по табл. 2 (см. расчет Н-катионирование).

Потеря напора в Н-катионитовых фильтрах, интенсивность взрыхления и скорость фильтрования принимается по табл. 2. (см. расчет Н-катионирование).

Число рабочих фильтров принимается по формуле (5)

$$N_{\phi}^H = F_H / f_{\phi}^H, \quad (5)$$

где рекомендуемая и максимальная скорости фильтрования определяются по формулам соответственно

нормальная — при работе всех фильтров

$$V_H = Q_y / f_{\phi} N_{\phi};$$

(6)

максимальная — при регенерации одного из фильтров

$$V_{max} = Q_y / f_{\phi} (N_{\phi} - 1), \quad (7)$$

где V_n и V_{max} – соответственно нормальная и максимальная скорости фильтрования,

Правильность выбора числа регенераций при принятых параметрах и числе Н-катионитовых фильтров с «голодной» проверяется следующей формулой .

$$n_p = 24 Q_y (J_k - J_k^{ocm}) / f_{\phi}^H H_n E_{раб}^H N_{\phi} \quad (8)$$

где $n_p = 1-3$ - число регенераций каждого фильтра;

J_k и J_k^{ocm} - карбонатная жесткость соответственно исходной воды и остаточная после Н-катионитовых фильтров, принимаемая в зависимости от требований к обработанной воде и качеству исходной воды равной 0,7 – 1,5 мг-экв/л;

H^H – высота слоя катионита в выбранном стандартном фильтре площадью f_{ϕ}^H

Расход 100 %-ной серной кислоты на одну регенерацию Н-катионитного фильтра при «голодной» регенерации кг, определяется по уравнению

$$G^p_k = 49 f_{\phi}^H H_n E_{раб}^H / 1000, \quad (9)$$

где 49 – удельный расход кислоты при «голодной» регенерации, г/г-экв;

G^p_k – расход 100%-ной кислоты в кг на регенерацию одного Н-кат. фильтра.

Расход 100% -ной серной кислоты в сутки G_k^{cym} определяется по формуле (10)

$$G_k^{cym} = G^p_k n_p N_{\phi}, \quad (10)$$

Технической серной кислоты $G_{к.т.}^{cym}$

$$G_{к.т.}^{cym} = G_k^{cym} 100/b_k, \quad (11)$$

где G_k^{cym} - суточный расход 100% кислоты кг/сут на регенерацию фильтров;

$b_k \geq 92\%$ - содержание серной кислоты в техническом продукте (концентрация кислоты).

1) Расход осветленной воды на регенерацию одного Н-катионитового фильтра складывается из:

а) расхода воды на взрыхление катионитовой загрузки фильтра

$$q_{взр} = I f_{\phi}^H 60 t_{взр} / 1000 \quad (12)$$

где I – интенсивность взрыхляющей промывки фильтров, л/ (с м²) (Табл. 4 раздел На-катионирование);

$t_{взр}$ – продолжительность взрыхляющей промывки 20-30 мин.

б) расход воды на приготовление регенерационного раствора кислоты

$$q_{p,p} = G^p \cdot 100 / 100 b_p \rho_{p,p} \quad (13)$$

где b_p - концентрация регенерационного раствора, 0,7-1 %;

$\rho_{p,p}$ - плотность регенерационного раствора, т/м³.

в) расход воды на отмывку катионита от продуктов регенерации $q_{отм}$

$$q_{отм} = q_{уд} f_{\phi} H_k \quad (14)$$

где $q_{уд}$ - удельный расход воды на отмывку катионита, м³ на 1 м³ катионита принимается для сульфогля при «голодном» режиме регенерации - 5 м³/м³;

3) Расход воды на одну регенерацию фильтра, без использования отмывочных вод на взрыхляющую промывку

$$q_{с.н.} = q_{взр} + q_{p,p} + q_{отм} \quad (15)$$

То же с учетом использования отмывочной воды на взрыхляющую промывку фильтра

$$q_{с.н.} = q_{p,p} + q_{отм} \quad (16)$$

3) Среднечасовой расход воды $q^u_{с.н.}$ на собственные нужды Н-катионитовых фильтров

$$q^u_{с.н.} = q_{с.н.} n_p N_{\phi} / 24, \quad (17)$$

или в процентах от производительности станции умягчения

$$P^u_{с.н.} = q^u_{с.н.} 100 / Q^H_y \quad (18)$$

Время между регенерациями фильтра T_{ϕ} определяется из уравнения

$$T^H_{\phi} = 24 / n_p - t^H_{рег} / 60 \quad (19)$$

где n_p - количество регенераций каждого катионитового фильтра в сутки;

$t^H_{рег}$ - время регенерации фильтра, мин, определяемое по формуле (20)

$$t^H_{рег} = t^H_{взр} + t^H_{p,p} + t^H_{отм} \quad (20)$$

где $t^H_{взр}$ - продолжительность взрыхляющей промывки по табл.2(расчет Н-катионирования);

$t^H_{p,p}$ - время пропуска регенерационного раствора через Н-катионитовый фильтр, мин, зависит от концентрации регенерационного раствора и скорости пропуска его через катионит ($V = 10$ м/ч), определяется по формуле

$$t_{p,p}^H = 6 q_{p,p} / f^H \phi \quad (21)$$

$t_{отм}^H$ – время отмывки фильтра от продуктов регенерации, мин, при скорости $V = 10$ м/ч

$$t_{отм}^H = 6 q_{отм}^H / f^H, \quad (22)$$

Количество одновременно регенерируемых фильтров $N_{o,p}$ определяется по уравнению (23)

$$N_{o,p} = n_p \cdot N \cdot t_{рег}^H / 24 \quad (23)$$

Расчет режимов обработки воды для предотвращения карбонатных и сульфатных отложений при подкислении добавочной воды.

Обработку воды для предотвращения карбонатных отложений следует предусматривать при условии

$$\text{Щдобр} \cdot K_y > 3$$

Подкисление принимается при любых величинах щелочности и общей жесткости природных вод и коэффициентах упаривания воды в системе.

Методика расчета режимов обработки охлаждающей воды приведена в Приложении 12 СНИП 2.04.02-84.

Пример: Определить дозу кислоты для подкисления добавочной воды при минимально возможной продувке оборотной системы для следующих условий:

$$Q = 560 \text{ м}^3/\text{ч};$$

$$Ж_k = \text{Щдобр} = 3,8 \text{ мг-экв/л}$$

$$P = 850 \text{ мг/л}$$

$$PH = 6,8$$

$$T_2 = 26^\circ\text{C}; t_1 = 34^\circ\text{C}$$

$$Ca^{2+} = 66 \text{ мг/л};$$

$$Na^+ = 18 \text{ мг/л}$$

$$Mg^{2+} = 24,3 \text{ мг/л}$$

$$SO_4^{-2} = 55 \text{ мг/л};$$

$$Cl^- = 18 \text{ мг/л}.$$

$$P_1 = 2,7\%; P_2 = 0,8\%; P_3 = 0,8\%$$

Определить расход кислоты, подобрать бак-мерник.

Доза кислоты определяется по формуле (см прил.12 СНиП)

$$D_{\text{кис}} = 100e_{\text{кис}}(\text{Щ}_{\text{доб}} - \text{Щ}_{\text{об}}/K_y)/C_{\text{кис}}$$

$$\begin{aligned} \text{Коэффициент упаривания будет } K_y &= (P_1 + P_2 + P_3) / (P_2 + P_3) = \\ &= 2,7 + 0,8 + 0,7 / 0,8 + 0,7 = 2,8; \end{aligned}$$

$e_{\text{кис}} = 49$ – эквивалент серной кислоты;

$$\text{Щ}_{\text{доб}} = 3,8 \text{ мг-экв/л};$$

$C_{\text{кис}} = 92\%$ – содержание H_2SO_4 в техническом продукте;

$\text{Щ}_{\text{об}}$ определяется по формуле 2 Прилож.12 СНиП

$$\text{Щ}_{\text{об}} = 0,1N_o \sqrt{4,84N_o^2(P-P_1)^2 + (100-P)(\text{CO}_2)_{\text{охл}} + P(\text{CO}_2)_{\text{доб}} + 44\text{Щ}_{\text{доб}}P} - 0,22N_o^2(P-P_1)$$

$$\text{где } N_o = \psi / \sqrt{K_y(Ca)_{\text{доб}}};$$

ψ – величина, зависящая от общего солесодержания $S_{\text{об}} = S_{\text{доб}}K_y$ и температуры охлажденной воды $t_2 = 26^\circ\text{C}$ и принимаемая по таблице 1 Прил.12 СНиП и равная

$$\psi = 10,7$$

$(\text{CO}_2)_{\text{охл}}$ – концентрация двуокиси углерода в охлажденной воде опред. по табл.2 Прил.12 СНиП и равная 2,9 мг/л.

$(\text{CO}_2)_{\text{доб}}$ – концентрация двуокиси углерода в добавочной воде мг/л..

Концентрацию свободной углекислоты в доб воде определяют по щелочности (карбонатной жесткости) и рН исходной воды – номограмме (О.В. Лившиц Справочник по водоподготовке котельных установок, А.А.Кастальский, Д.М.Минц Подготовка воды для питьевого и промышленного водоснабжения) или по Таблице 69 (В.Ф.Кожин Очистка питьевой и технической воды). Если условия отличаются от табличных, то вводятся поправки на солесодержание β (табл.4) и на температуру τ (табл.5).

Следовательно, фактическое содержание $[\text{CO}_2]_{\text{исх}}$ будет

$$[\text{CO}_2]_{\text{исх. факт}} = [\text{CO}_2]_{\text{исх. табл}} \beta \tau = 660,85 \cdot 1,12 = 62,8 \text{ мг/л}$$

Таблица 4.

Солесодержание, мг/л	100	200	300	400	500	750	1000
β	1,05	1	0,96	0,94	0,92	0,87	0,83

Таблица 5.

Температура,о С	0	5	10	15	20	25	30	40	50	60
τ	1,28	1.12	1	0.9	0.83	0.78	0.74	0.67	0.66	0.65

Тогда Щоб = $0,1 \times 0,25 \sqrt{4,84 \times 0,25^2 (4,2 - 2,7)^2 + (100 - 4,2) 2,9 + 4,2 \times 62,8} + 44 \times 3,8 + 0,22 \times 0,25^2 (4,2 - 2,7) = 2,7 \text{ мг-экв/л,}$

Доза кислоты $D_{\text{кис}} = 100 \times 49 (3,8 - 2,7 / 2,8) / 92 = 152 \text{ мг/л.}$

Суточный расход крепкой серной кислоты будет

$Q_{\text{кис}} = 152 \times 560 \times 24 / 1000 = 2042,88 \text{ кг/сут}$

Объем суточного расхода технической серной кислоты составит

$V_{\text{сут}} = Q_{\text{кис}} / 1000 \rho = 2042,88 / (1000 \times 1,83) = 1,12 \text{ м}^3,$

Где 1,83 –плотность 92% H_2SO_4

Емкость мерника на суточный запас кислоты принимаем с коэффициентом запаса 1,3 и будет равен

$$1,12 \times 1,3 = 1,45 \text{ м}^3.$$

Принимаем к установке мерник крепкой кислоты БК-1,5 $V=1,5 \text{ м}^3$ производства БиКЗ с размерами $D=1000\text{мм}$, строительная высота 2,5 м.

Необходимая емкость бака для хранения месячного запаса кислоты

$$V_{\text{б}} = 1,45 \times 30 = 43,5 \text{ м}^3$$

Для хранения крепкой серной кислоты принимаем три бака хранения кислоты БК-15 емкостью 15 м^3 каждый, производства ТКЗ, диаметром 2000мм и длиной 5,8 м.