

**МИНИСТЕРСТВО ТРАНСПОРТА РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ  
ФЕДЕРАЛЬНОЕ ГОСУДАРСТВЕННОЕ БЮДЖЕТНОЕ  
ОБРАЗОВАТЕЛЬНОЕ  
УЧРЕЖДЕНИЕ ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ  
«РОССИЙСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ ТРАНСПОРТА (МИИТ)»  
(РУТ (МИИТ))**

Одобрено кафедрой  
«ТЕПЛОЭНЕРГЕТИКА И ВОДОСНАБЖЕНИЕ НА ЖД ТРАНСПОРТЕ»  
Протокол № 2.09 от 08 сентября 2018 г.  
Автор: Павлов Ю. Н., кандидат военных наук

**ЗАДАНИЕ НА КУРСОВОЙ ПРОЕКТ С МЕТОДИЧЕСКИМИ  
УКАЗАНИЯМИ**

**ПО ДИСЦИПЛИНЕ**

**ВОДОСНАБЖЕНИЕ ПРОМЫШЛЕННЫХ ПРЕДПРИЯТИЙ**

---

**Уровень ВО:** *Бакалавриат*

**Форма обучения:** *Заочная*

**Курс:** *4*

**Специальность/Направление:** *08.03.01 Строительство (СТб)*

**Специализация/Профиль/Магистерская программа:** *(ВВ)  
Водоснабжение и водоотведение*

Москва

Курсовой проект по дисциплине «Водоснабжение промышленных предприятий» - это комплексная самостоятельная работа обучающегося. Темой курсового проекта является: «Водоподготовительная установка паровой котельной».

## ЗАДАНИЕ НА КУРСОВОЙ ПРОЕКТ

### **Общие методические указания**

При выполнении курсового проекта студент изучает теоретические вопросы по учебникам и учебным пособиям [1,3,10,19], после чего ему необходимо выполнить расчет водоподготовительной установки (ВПУ) производственной котельной. Расчет ВПУ может быть выполнен «вручную» или на ПЭВМ.

### **Задание и исходные данные на расчет ВПУ**

Рассчитать водоподготовительную установку для приготовления питательной воды, идущей на питание двух паровых котлов типа ДЕ-25/14 – ГМ (паропроизводительность 25 т/ч, давление пара 1,4 МПа), если потери пара в котельной составляют  $K_1\%$  от паропроизводительности котлов, а потери пара на производстве –  $K_2\%$  от паропроизводительности.

Топливо котлов – газ. Деаэрация питательной воды осуществляется в термических деаэраторах барботажного типа.

Источник водоснабжения принимается по табл.2 в соответствии с предпоследней цифрой учебного шифра студента, а содержание в исходной воде взвешенных веществ и её окисляемость по перманганату из табл.1 в соответствии с последней цифрой шифра.

При расчете ВПУ студент должен привести в текстовой части курсового проекта:

1. Данные анализа исходной воды (из табл.2 по предпоследней цифре шифра студента).
2. Требования, предъявляемые к качеству питательной воды для паровых котлов данного типа.
3. Результаты предварительного выбора принципиальной схемы ВПУ и ее обоснование.
4. Данные об изменениях в составе воды, произошедшие при обработке её по принятой схеме.
5. Расчет принятой схемы и обоснование её соответствия требованиям по величине продувки котлов, относительной щелочности котловой воды и концентрации углекислоты в паре.
6. Результаты выбора окончательной схемы ВПУ и уточненный состав воды на различных этапах её обработки.
7. Расчет производительности ВПУ нетто.
8. Расчет ионитного фильтра (при двухступенчатой схеме катионирования рассчитать фильтры II и I ступеней).
9. Расчет механического фильтра.
10. Расчет декарбонизатора (при наличии его в схеме).
11. Расчет осветлителя (при его наличии).
12. Расчет диаметров трубопроводов.
13. Обоснование и расчет вспомогательного оборудования ВПУ.

На графических материалах (чертежах) студент представляет:

1. Полную принципиальную схему ВПУ.
2. План и разрез размещения оборудования.

Таблица 1

Последняя цифра учебного шифра	K <sub>1</sub> %	K <sub>2</sub> %	Взвешенные вещества, мг/кг	Окисляемость мгKMnO <sub>4</sub> /кг
0	1 ,5	50	155	16,4
1	2	45	400	15
2	3 ,6	40	300	25,5
3	4 ,5	52	170	30
4	5	35	550	17
5	3	40	580	12
6	6	38	750	11
7	2	52	230	16
8	1 ,9	38	230	11
9	2 ,4	47	340	14

Таблица 2

**Данные по химическому составу некоторых источников водоснабжения**

Вариант*	Источник водоснабжения	Место отбора пробы	Содержание ионов в воде, мг/кг								Сухой остаток, мг/кг	Жесткость, мг-экв/кг	
			Ca <sup>2+</sup>	Mg <sup>2+</sup>	Na <sup>+</sup> K <sup>+</sup>	HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	Cl <sup>-</sup>	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	SiO <sub>3</sub> <sup>2-</sup>		Ж <sub>о</sub>	Ж <sub>к</sub>
1	Амур	Хабаровск	13,4	2,5	4,4	42,7	4,2	3,0	—	9,0	66,0	0,87	0,7
2	Волга	Ярославль	34,4	9,1	7,0	119,0	23,1	5,8	—	8,7	167,6	2,47	1,95
3	Волга	Казань	72,0	14,5	20,5	140,3	140	15,0	—	3,0	360,0	4,78	2,3
4	Воронеж	Липецк	72,2	17,4	12,5	280,6	33,5	10,0	—	21,6	320,4	5,03	4,6
5	Клязьма	Владимир	47,0	10,3	34,7	158,7	52,7	21,7	1,2	16,6	347,0	3,2	2,6
6	Москва	Москва	40,0	9,8		131,0	19,2	9,0	—	1,5	178,0	2,8	2,15
7	Нева	С-Петербург	9,0	1,2	2,7	26,2	6,1	3,9	—	—	67,2	0,55	0,43
8	Днепр	Смоленск	51,9	15,0	61,6	127,5	105,7	35,1	76	—	410,0	3,82	2,09
9	Енисей	Красноярск	37,0	9,1	6,9	140,0	10,1	3,2	—	11,4	154,0	2,6	2,3
0	Вологда	Вологда	91,2	43,2	69	433	125	89,2	—	—	708	8,1	7,1

\* - вариант выбирается по предпоследней цифре шифра студента.

На основании данных анализа воды (табл. 1 и 2) студент заполняет бланк исходных данных (графы отсутствующих исходных данных не заполняют).

**Анализ воды**

**I. Общие сведения**



## МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ К РАСЧЕТУ ВПУ

### **Выбор схемы ВПУ**

Выбор схемы ВПУ зависит от состава исходной воды и требований к качеству обработанной воды.

При использовании в котельной установке осветленной воды (артезианской, ключевой, водопроводной из центральных фильтрационно-осветлительных установок промышленных предприятий) в ВПУ не требуется коагуляция и осветление, и такая вода может непосредственно поступать на обессоливающую часть ВПУ.

При работе установки на поверхностных (неосветленных) водах необходима их обязательная предочистка для удаления коллоидных и взвешенных веществ (табл. 3).

*Таблица 3*

### **Методы осветления поверхностных вод**

Показатели качества исходной воды	Методы обработки	Применяемая аппаратура
Взвешенные вещества до 50 мг/кг	Фильтрование	Механические однослойные фильтры с загрузкой антрацита крупностью 0,5-1,2 мм; высота слоя загрузки 1,0 м
Взвешенные вещества до 100 мг/кг	–”–	Механические фильтры с двухслойной загрузкой (антрацит и кварцевый песок); загрузка крупностью соответственно 0,8-1,8 и 0,5-1,2 мм; высота загрузки каждого слоя 400-500 мм
Взвешенные вещества более 100 мг/кг	Осветление с последующим фильтрованием	Осветлитель со взвешенным шламовым фильтром; последующее фильтрование через механические фильтры
Окисляемость вещества более 15 мг/кг	Коагуляция с последующим осветлением или фильтрованием	Фильтры или осветлители в зависимости от количества взвешенных веществ

Природные воды, содержащие более 8 мг·экв/кг некарбонатных солей, подвергаются обессоливанию в испарителях.

При большой производительности ВПУ применяют самотечную схему, в которой для известкования используется известковое молоко, в качестве коагулянта – сульфат железа  $FeSO_4$ , и для обескремнивания – каустический магnezит. В напорных схемах в качестве коагулянта используется сульфат алюминия  $Al_2(SO_4)_3$ .

Для более полного удаления органических веществ в схему предочистки включают осветлительные (механические) фильтры, заполняемые антрацитом или кварцевым песком. Содержание взвешенных веществ после осветлителя должно быть не более 10 мг/кг, а после механических фильтров взвешенные вещества должны отсутствовать.

Обессоливание воды производится в ионитных фильтрах, куда поступает вода, прошедшая предочистку, либо прозрачная вода (артезианская или водопроводная). Схему обессоливания выбирают в зависимости от качества исходной воды и типа парогенератора. Рекомендации по выбору схемы приводятся в литературе [4 и 19]. В [19] на с.299-306 подробно рассматривается назначение отдельных стадий обработки воды в обессоливающей установке.

После выбора схемы ВПУ оценивают качество обрабатываемой воды по ступеням очистки при определенных расходах (дозах) реагентов и при определенной емкости загрузочных материалов. Дозу коагулянта следует принимать равной 1,0 мг·эquiv/кг при использовании сернокислого алюминия  $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$  и 0,7 мг·эquiv/кг при использовании сернокислого железа  $FeSO_4 \cdot 7H_2O$ . Результаты изменений в составе воды при Na- и H- катионировании приведены в литературе [4 и 19].

Требования к качеству питательной сетевой и подпиточной воды приведены в [4]. Нормы качества питательной воды для водотрубных котлов приведены в табл. 4.

Таблица 4

#### Нормы качества питательной воды для водотрубных котлов [4]

Показатели	Нормы для котлов с давлением, МПа			Примечание
	до 1,4	до 2,4	до 4,0	
Содержание взвешенных веществ, мг/кг	5	5	Не допускается	В числителе указаны значения для котлов, работающих на твердом топливе с локальным тепловым потоком 350 кВт/м <sup>2</sup> , а в знаменателе – для котлов, работающих на газе и мазуте, а также для котлов, работающих на твердом топливе при $q > 350$ кВт/м <sup>2</sup>
Общая жесткость, мг·эquiv/кг	20/15	15/10	10/5	
Содержание соединений железа, мкг/кг	Не нормируется	200/100	100/50	
Содержание соединений меди, мкг/кг	Не нормируется	Не нормируется	Не нормируется/10	
Содержание растворенного кислорода, мкг/кг	50/30	50/20	30/20	
Значение pH при 25°C	8,5-9,5	8,5-9,5	8,5-9,5	
Содержание свободной углекислоты, мкг/кг	Не допускается			
Содержание масел, мкг/кг	3	3	0,6	
Содержание NO <sub>2</sub> , мкг/кг	Не нормируется		20	

Принятая схема ВПУ должна соответствовать требуемым критериям качества питательной воды для барабанных котлов по трем параметрам: **допустимой величине продувки котлов, относительной щелочности котловой воды и концентрации углекислоты в паре**. Для котлов ДЕ-25/14-ГМ с механической внутрибарабанной сепарацией пара продувка не должна превышать 10% паропроизводительности.

Относительная щелочность котловой воды для котлов, имеющих заклочные соединения и работающих на давлении до 8 ати, не должна превышать 20%. Аналогично требование по щелочности для сварных котлов на давление более 10 ати. Концентрация углекислоты в паре допускается не более 20 мг/кг. Термическая барботажная деаэрация позволяет удалить кислород до 0,03 мг/кг.

Величину продувки котлов определяют по формуле

$$P = \frac{S_{\text{о.в.}} \cdot \alpha_{\text{п.к.}} \cdot 100}{S_{\text{к.в.}} - S_{\text{о.в.}} \cdot \alpha_{\text{п.к.}}},$$

где  $S_{\text{о.в.}}$  – сухой остаток обработанной воды, мг/кг;

$\alpha_{\text{п.к.}}$  – суммарные потери пара и конденсата в долях от паропроизводительности котельной;

$S_{\text{к.в.}}$  – сухой остаток котловой воды, мг/кг; для котла ДЕ-25/14-ГМ с механической внутриваранной сепарацией пара  $S_{\text{к.в.}} = 3000$  мг/кг [4].

Сухой остаток обработанной в результате предочистки и катионирования воды с учетом происходящего в парогенераторах превращения кремниевой кислоты в  $\text{Na}_2\text{SiO}_3$  и щелочных соединений в  $\text{NaOH}$  определяют по формуле:

$$S_{\text{о.в.}} = 0,25 C_{\text{орг}} + 71,04 \frac{C_{\text{SO}_4^{2-}}^{\text{ост}}}{48,03} + 58,45 \frac{C_{\text{Cl}^-}^{\text{ост}}}{35,46} + 85 \frac{C_{\text{NO}_3^-}^{\text{ост}}}{62} + 61 \frac{C_{\text{SiO}_3^{2-}}^{\text{ост}}}{38,03} + 40 \text{Щ}_{\text{о.в.}}$$

Здесь  $C_{\text{орг}}$  – концентрация органических веществ в исходной воде, мг/кг;

$C_{\text{SO}_4^{2-}}^{\text{ост}}$ ,  $C_{\text{Cl}^-}^{\text{ост}}$ ,  $C_{\text{NO}_3^-}^{\text{ост}}$ ,  $C_{\text{SiO}_3^{2-}}^{\text{ост}}$  – остаточные концентрации соответствующих анионов

после предочистки воды, мг/кг;

$\text{Щ}_{\text{о.в.}}$  – остаточная нелетучая натровая щелочность обработанной воды, мг·эquiv/кг.

Относительную щелочность обработанной воды определяют по формуле

$$\text{Щ}_{\text{о.в.}}^{\text{отн}} = \frac{40 \text{Щ}_{\text{о.в.}} \cdot 100}{S_{\text{о.в.}}} < 50\%.$$

Концентрация углекислоты в паре при деаэрации химически обработанной воды в термическом барботажном деаэраторе

$$\text{CO}_2 = 22 \text{Щ}_{\text{о.в.}} \alpha_{\text{кп.}} (0,4 + 0,7) < 20$$

где 22 – эквивалент  $\text{CO}_2$ , мг;

0,4 – доля разложения  $\text{NaHCO}_3$  в котле (0,6 разложилось в барботажном деаэраторе);

0,7 – доля разложения  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  в котле, работающем на давлении 13 ати.

**При концентрации  $\text{CO}_2 > 20$  мг/кг для снижения щелочности исходной воды можно применять схемы Н-катионирования, последовательного и параллельного.**

Последовательное Н- Na-катионирование наряду со снижением общей жесткости до 0,01-0,02 мг·эquiv/кг снижает щелочность до 0,5-0,8 мг·эquiv/кг. Рекомендуются при суммарном содержании в воде хлоридов и сульфатов более 7 мг·эquiv/кг и соотношении  $\text{Ж}_\text{к}/\text{Ж}_\text{о} \geq 0,5$ .

Расход воды через Н-фильтры определяют из уравнения

$$Q_{\text{н}} = \frac{Q_{\text{об}} (\text{Ж}_\text{о} - \text{Ж}_\text{к})}{\text{Ж}_\text{о} - \text{Ж}_\text{к} + B};$$

$$B = (\text{SO}_4 + \text{Cl} - 0,35) / 2.$$

Параллельное Н- Na-катионирование позволяет получать воду с остаточной жесткостью 0,01-0,02 мг·эquiv/кг (при наличии барьерного Na-катионитного фильтра), остаточной щелочностью 0,2-0,35 мг·эquiv/кг.

Рекомендуется применять, если общее содержание хлоридов и сульфатов в исходной воде не более 7 мг·экв/кг, а отношение  $J_k/J_o < 0,5$ .

$$Q_n = \frac{Q_{об} (J_o - J_k)}{A + J_o};$$

$$A = SO_4 + Cl + NO_3.$$

После уточнения схемы ВПУ (если требуется) выполняют расчет производительности ВПУ нетто. Производительность ВПУ нетто  $Q_n$ , м<sup>3</sup>/ч, для промышленных котельных, ТЭЦ, ГРЭС, где внутростанционные и внешние потери пара и конденсата, а также потери с продувочной водой восполняются химически умягченной или обессоленной водой, рассчитывают по формуле

$$Q_n = k_3 \cdot \alpha_{п.к} \cdot D_{п} \cdot n,$$

где  $k_3$  – коэффициент запаса,  $k_3 = 1,1 \div 1,2$ ;

$D_{п}$  – паропроизводительность котла, т/ч;

$n$  – количество установленных котлов.

Значения коэффициентов потерь пара и конденсата приведены в задании.

Производительность брутто ВПУ определяют по формуле

$$Q_{бр} = Q_n + q_{сн},$$

где  $q_{сн}$  – расход воды на собственные нужды ВПУ, м<sup>3</sup>/ч.

**Поэтому технологический расчет ВПУ следует начинать с конца, принимая для каждой последующей ступени расход воды в предыдущей. Последней при этом рассчитывается коагуляционная установка.**

#### ***Расчет катионитного фильтра***

Важным элементом в схеме ВПУ является катионитный фильтр. Необходимая площадь фильтрования  $F_{\phi}$ , м<sup>2</sup>, Na-катионитных и H-катионитных фильтров определяется по формуле

$$F_{\phi} = \frac{Q_n}{W},$$

где  $Q_n$  – производительность ВПУ нетто, м<sup>3</sup>/ч;

$W$  – скорость фильтрования, м/ч (прил., табл. 3 и 4).

Число фильтров должно быть минимальным, но не менее трех (два рабочих)

$$n_{\phi} = \frac{F_{\phi}}{f},$$

здесь  $f$  – площадь фильтрования серийного фильтра, м<sup>2</sup> (прил., табл. 5).

Длительность фильтроцикла  $T + t$ , ч

$$T + t = \frac{f \cdot h \cdot n_{\phi} \cdot \varepsilon_p}{J_o \cdot Q},$$

где  $n_{\phi}$  – число рабочих фильтров;

$T$  – время полезной работы одного фильтра, ч (рекомендуется  $T = 22,5$  ч при ручном управлении задвижками и  $T = 10,5$  ч при автоматизированном управлении фильтрами);

$t$  – продолжительность регенерации, ч, рекомендуемое значение  $t = 1,5-2,0$  ч;

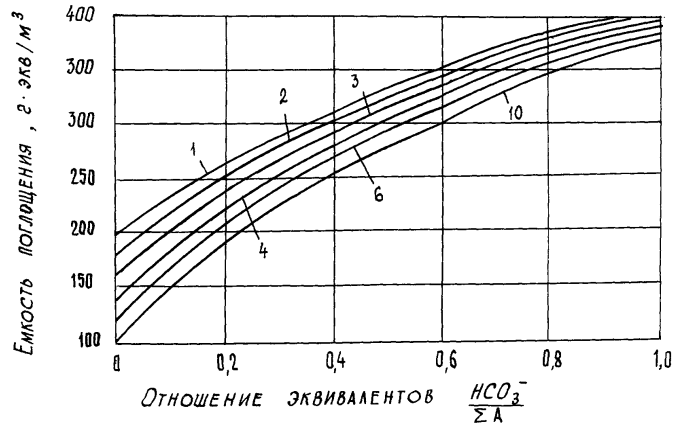
$h$  – высота слоя ионита в фильтре, м;



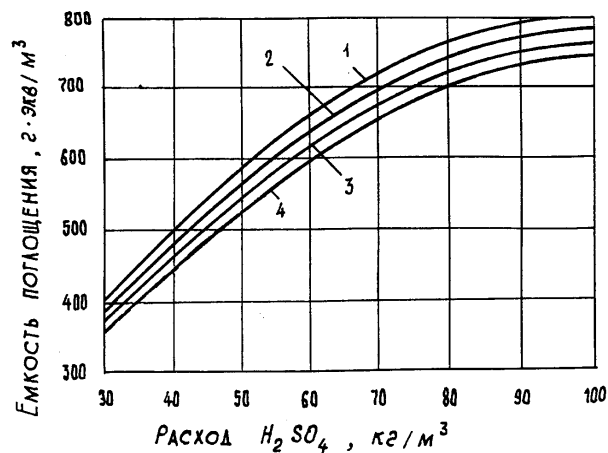
$\varepsilon_p$  – рабочая емкость поглощения катионита, г·экв/м<sup>3</sup>, принимаемая по рис. 1 и 2 для Н-катионитных фильтров и табл. 2 прил. для Na-катионитных фильтров;

$J_0$  – общая жесткость воды, поступающей на фильтры рассчитываемой ступени, г·экв/м<sup>3</sup>;

$Q$  – производительность данной группы фильтров без учета расхода воды на собственные нужды, м<sup>3</sup>/ч.



**Рис. 1.** Рабочая емкость поглощения сульфогля для Н<sub>1</sub>:  
1, 2, 3, 4, 5, 6, 10 – суммы концентраций анионов ΣА, мг·экв/л:  
 $\Sigma A = C_{HCO_3^-} + C_{Cl^-} + C_{SiO_3^{2-}}$



**Рис. 2.** Рабочая емкость поглощения катионита КУ-2 для Н<sub>1</sub>:  
1, 2, 3, 4 – значения ΣК:  $\Sigma K = C_{Na^+ + K^+} + C_{Ca^{2+}} + C_{Mg^{2+}}$   
соответственно равные 1, 5, 10, 15 мг·экв/л

Если рассчитанное значение длительности фильтроцикла  $T + t$  значительно отличается от рекомендуемых значений, следует принять новое значение числа фильтров  $n_{\phi}$  и откорректировать расчет.

Число регенераций одного фильтра в сутки

$$n_p = \frac{24}{T + t}$$

**Расход воды на собственные нужды фильтра, м<sup>3</sup>:**

- на взрыхление

$$q_{\text{взр}} = \frac{f \cdot \omega_{\text{взр}} \cdot t_{\text{взр}} \cdot 60}{1000},$$

где  $\omega_{\text{взр}}$  – интенсивность взрыхления, л/(м<sup>2</sup>·с) (прил., табл. 3 и 4);  
 $t_{\text{взр}}$  – продолжительность взрыхления, мин (прил., табл. 3 и 4);

- на отмывку от продуктов регенерации

$$q_{\text{отм}} = \frac{W_{\text{отм}} \cdot t_{\text{отм}} \cdot f}{60},$$

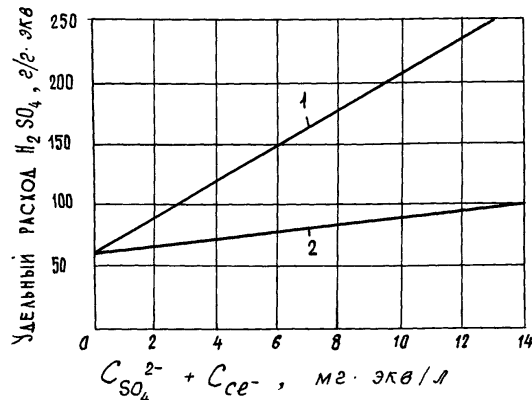
где  $W_{\text{отм}}$  – скорость пропуска отмывочной воды, м/ч (прил., табл. 3 и 4);  
 $t_{\text{отм}}$  – продолжительность отмывки, мин (прил., табл. 3 и 4);

- на приготовление регенерационного раствора

$$q_{\text{хим}} = \frac{\varepsilon_p \cdot f \cdot h \cdot b_k}{k \cdot \rho \cdot 10000},$$

$b_k$  – удельный расход концентрированного реагента H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> для H-катионитного фильтра, г/г·экв (см. в рис. 3); для Na-катионитного фильтра расход NaCl см. в табл. 11;  
 $k$  – концентрация регенерационного раствора, %;  
 $\rho$  – плотность регенерационного раствора, г/мл.

Необходимые для проектирования фильтров расчетные данные приводятся в прил. в табл. 3 и 4.



**Рис. 3.** Удельный расход серной кислоты в зависимости от концентрации сульфатов и хлоридов в поступающей на Н1 воде; 1 – при параллельном токе; 2 – при противотоке

Расход воды на собственные нужды одного фильтра

$$Q_{\text{сн.ф}} = Q_{\text{взр}} + Q_{\text{отм}} + Q_{\text{хим}}.$$

Суточный расход воды на собственные нужды всех фильтров

$$Q_{\text{сн.сут}} = Q_{\text{сн.ф}} \cdot n_{\text{ф}} \cdot n_{\text{р}}.$$

Среднечасовой расход воды на собственные нужды всех фильтров

$$q_{\text{сн.ч}} = \frac{Q_{\text{сн.сут}}}{24}.$$

Количество воды, поступающей на фильтры, с учетом расхода на собственные нужды, м<sup>3</sup>/ч:

$$Q_{\text{бр}} = Q'_{\text{н}} + q_{\text{сн.ч}},$$

где  $Q'_{\text{н}}$  – расход воды через фильтр, м<sup>3</sup>/ч.

Производим проверку.

Скорость фильтрования при работе всех фильтров  $\omega'_\phi$ , м/ч

$$\omega'_\phi = \frac{Q_{\text{бр}}}{f \cdot n_\phi}$$

Скорость фильтрования в период регенерации одного фильтра  $\omega''_\phi$ , м/ч

$$\omega''_\phi = \frac{Q_{\text{бр}}}{f \cdot (n_\phi - 1)}$$

### **Расчет осветлительного (механического) фильтра**

Предварительную очистку воды осуществляют в осветлительных механических фильтрах. Необходимую площадь фильтрования определяют по формуле

$$F_\phi = \frac{Q}{W}$$

где Q – производительность фильтров по осветленной воде без учета расхода воды на собственные нужды осветлительных фильтров, м<sup>3</sup>/ч;

$$Q = Q_{\text{бр}}$$

$Q_{\text{бр}}$  – производительность брутто ВПУ, равная производительности брутто послеключенного фильтра.

W – скорость фильтрования при нормальном режиме работы фильтров, м/ч.

Скорость фильтрования принимается по табл. 5.

Таблица 5

### **Расчетная скорость фильтрования в осветлительных фильтрах**

Фильтрующий материал	Диаметр зерна, мм	Скорость фильтрования, м/ч	
		нормальная	максимальная
Антрацит	0,5 – 1,2	6,0	7,5
	0,8 – 1,7		
Кварц	0,5-1,2	10,0	12,0

Число фильтров в данном случае должно быть не менее трех (два рабочих).

Число фильтров с учетом данных табл. 6 прил. рассчитывают по формуле

$$n_\phi = \frac{F_\phi}{f}$$

где f – площадь фильтрования серийного фильтра, м<sup>2</sup> (см. табл. 8).

Кроме того, на каждую группу (12 и менее) осветлительных фильтров устанавливают один дополнительный фильтр такого же диаметра, который используется во время ревизии или ремонта одного из фильтров.

Расход воды на собственные нужды (взрыхляющую промывку) каждого фильтра  $q_{\text{взр}}$ , М<sup>3</sup>,

$$q_{\text{взр}} = \frac{f \cdot i \cdot t_{\text{взр}} \cdot 60}{1000}$$

где  $i$  – интенсивность взрыхления фильтра, для фильтра, загруженного антрацитом,  $i = 10-12$  л/(с·м<sup>2</sup>), для фильтра, загруженного кварцевым песком и антрацитом,  $i = 13-15$  л/(с·м<sup>2</sup>);

$t_{\text{взр}}$  – продолжительность взрыхляющей промывки фильтра; для фильтра, загруженного антрацитом,  $t_{\text{взр}} = 5-6$  мин; для двухслойного фильтра, загруженного песком и антрацитом,  $t_{\text{взр}} = 6-7$  мин.

Расход воды на отмывку осветлительных фильтров  $q_{\text{отм}}$ , м<sup>3</sup>,

$$q_{\text{отм}} = \frac{f \cdot W_{\text{отм}} \cdot t_{\text{отм}}}{60},$$

где  $W_{\text{отм}}$  – скорость спуска в дренаж первого мутного фильтрата;  $W_{\text{отм}} = 4$  м/ч;  
 $t_{\text{отм}}$  – время отмывки;  $t_{\text{отм}} = 10$  мин.

Часовой расход воды на собственные нужды всех фильтров  $q_{\text{ч}}$ , м<sup>3</sup>/ч,

$$q_{\text{ч}} = \frac{(q_{\text{взр}} + q_{\text{отм}}) \cdot m \cdot n_{\text{ф}}}{24},$$

где  $m$  – число отмывок каждого фильтра в сутки,  $m = 1 \div 3$ .

Производительность осветлительных фильтров брутто  $Q_{\text{бр}}$ , м<sup>3</sup>/ч,

$$Q_{\text{бр}} = Q + q_{\text{ч}}.$$

Действительная скорость фильтрования  $W_{\text{д}}$ , м/ч,

$$W_{\text{д}} = \frac{Q_{\text{бр}}}{n_{\text{ф}} \cdot f}.$$

Действительная скорость фильтрования при отключении одного из фильтров на промывку  $W_{\text{д-1}}$ , м/ч,

$$W_{\text{д-1}} = \frac{Q_{\text{бр}}}{(n_{\text{ф}} - 1) \cdot f}.$$

Если скорость  $W_{\text{д-1}}$  окажется больше максимально допустимой (см. табл. 6), необходимо уменьшить принятую в расчете нормальную скорость фильтрования и произвести перерасчет.

Продолжительность полезной работы фильтра  $T$  между промывками определяется по формуле

$$G \cdot f \cdot h = \frac{G_{\text{в}} \cdot Q_{\text{бр}}}{1000 \cdot n} \cdot (T + t),$$

где  $G$  – удельная грязеемкость фильтрующего материала, кг/м<sup>3</sup>;

$h$  – высота слоя фильтрующего материала, м (прил., табл. 6);

$G_{\text{в}}$  – концентрация взвешенных веществ в воде, поступающей на осветлительные фильтры, г/м<sup>3</sup>;  $G_{\text{в}} = 10$  г/м<sup>3</sup> для схем водоподготовки с осветлителем, для схем водоподготовки без осветлителей

$$G_{\text{в}} = B + K \cdot \mathcal{E}_{\text{к}} \cdot (K' + K''),$$

где  $B$  – концентрация взвешенных веществ в исходной воде, г/м<sup>3</sup>;

$K$  – доза коагулянта;

$\mathcal{E}_{\text{к}}$  – эквивалентный вес коагулянта;  $\mathcal{E}_{\text{к}} = 57,02$  мг·эquiv/кг для  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ ;

$K'$  – коэффициент, учитывающий количество нерастворимых примесей в коагулянте;  $K' = 0,01$ ;

$K''$  – переводной коэффициент для пересчета  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  в  $\text{Al}(\text{OH})_3$ ;  $K'' = 0,46$ .

Суточное число отмывок каждого фильтра

$$m = \frac{24}{T + t}.$$

Здесь  $t$  – продолжительность операций, связанных с промывкой фильтра;  $t = 0,5$  ч.

Если рассчитанное число отмывок  $m$  окажется отличным от ранее принятого, надо принять новое значение  $m$  и повторить расчет.

### Расчет декарбонизатора

В схемах с Н-катионированием или при подкислении воды образуется много  $\text{CO}_2$ . Для удаления углекислоты применяют декарбонизаторы. Распространены аппараты башенного типа с насадкой орошаемой сверху обрабатываемой водой и продуваемой снизу воздухом.

В качестве насадки используются керамические кольца Рашига (табл. 6).

Таблица 6

### Характеристика колец Рашига

Размеры колец, мм	Количество колец в 1 м <sup>3</sup> насадки при беспорядочной загрузке	Поверхность насадки, м <sup>2</sup> /м <sup>3</sup>	Масса колец, кг/м <sup>3</sup>
25X25X3	53 200	204	532
35X35X4	20 200	140	505
50X50X5	6000	87,5	530

Все приведенные расчеты ведутся на кольца Рашига размером 25X25X3. Методика расчета декарбонизаторов дана по [4, раздел 7.2].

Исходными данными для расчета декарбонизаторов являются: производительность установки, температура обрабатываемой воды, содержание свободной углекислоты в воде до и после декарбонизатора.

Содержание свободной углекислоты в исходной воде определяют по номограмме, приведенной на рис. 4 [4].

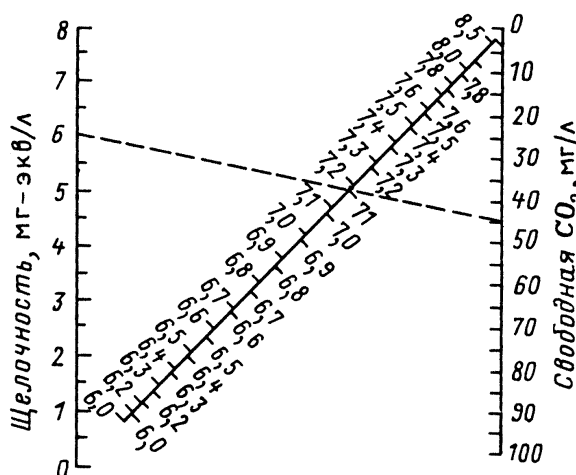


Рис. 4. Номограмма для определения содержания в воде свободной углекислоты в зависимости от значения pH и щелочности воды

Номограмма составлена для воды с сухим остатком 200 мг/л при температурах 10 и 20°C.

При других значениях сухого остатка вводится поправочный коэффициент:

Сухой остаток, мг/л	100	200	300	400	500	750	1000
Поправочный коэффициент $\alpha$	1,05	1,0	0,96	0,94	0,92	0,87	0,83

Содержание свободной углекислоты в исходной воде  $(\text{CO}_2)_{\text{и.в}}$  определяют из уравнения

$$(\text{CO}_2)_{\text{и.в}} = (\text{CO}_2)_{\text{н}} \cdot \alpha,$$

где  $(\text{CO}_2)_{\text{н}}$  – содержание свободной углекислоты, определенной по номограмме (рис. 4), мг/л;

$\alpha$  – поправочный коэффициент, соответствующий сухому остатку исходной воды.

Количество свободной углекислоты, поступающей на декарбонизатор после Н-катионирования (или подкисления) воды, определяют из уравнения

$$c_{\text{вх}} = [44 \cdot \mathcal{J}_{\text{к}} + (\text{CO}_2)_{\text{н.в}}] / 1000,$$

где  $(\text{CO}_2)_{\text{н.в}}$  и  $c_{\text{вх}}$  – концентрация углекислоты соответственно в исходной воде и в воде, поступающей на декарбонизатор, кг/м<sup>3</sup>;

$\mathcal{J}_{\text{к}}$  – карбонатная жесткость, разрушаемая при Н-катионировании, мг·экв/л.

Необходимую поверхность насадки  $F$  (поверхность десорбции), м<sup>2</sup>, обеспечивающую удаление свободной углекислоты, определяют из уравнения

$$F = G / K_{\text{ж}} \cdot \Delta c_{\text{ср}},$$

здесь  $G$  – количество углекислоты, удаляемое в декарбонизаторе, кг/ч;

$$G = Q \cdot (c_{\text{вх}} - c_{\text{вых}}),$$

где  $Q$  – производительность декарбонизатора с учетом собственных нужд последующих стадий обработки воды, м<sup>3</sup>/ч;

$c_{\text{вых}}$  – концентрация углекислоты в декарбонизированной воде, принимается равной 0,005 кг/м<sup>3</sup> (5 мг/л);

$K_{\text{ж}}$  – коэффициент десорбции углекислоты, м/ч, для декарбонизаторов с кольцами Рашига 25X25X3 и плотностью орошения 60 м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>·ч) определяют в зависимости от температуры декарбонизированной воды по графику на рис. 5 [1];

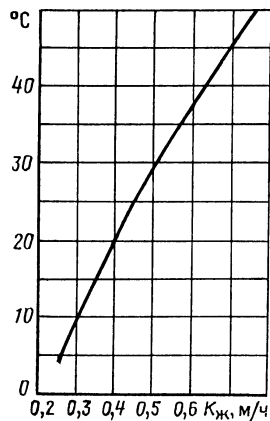
$\Delta c_{\text{ср}}$  – средняя движущая сила десорбции, кг/м<sup>3</sup>, определяемая по рис. 6 [1] в зависимости от содержания свободной углекислоты до и после декарбонизатора.

Площадь поперечного сечения декарбонизатора  $f$ , м<sup>2</sup>, определяют из уравнения

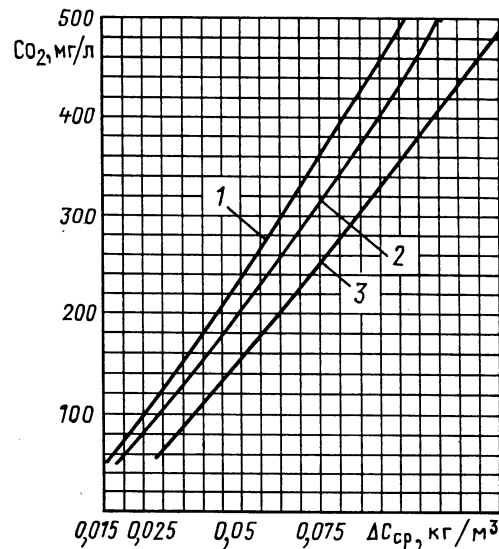
$$f = Q / 60,$$

где 60 – оптимальная плотность орошения насадки, м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>·ч), на единицу площади поперечного сечения декарбонизаторов.

При снижении плотности орошения насадки с 60 до 40 м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>·ч) возникает необходимость увеличения площади декарбонизатора на 50%, объема насадки на 58% и высоты насадки на 5%.



**Рис. 5.** Зависимость  $K_{ж}$  от температуры, для декарбонизаторов, загруженных кольцами Рашига размером 25x25x3, при плотности орошения  $60 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$



**Рис. 6.** Зависимость  $C_{ср}$  от  $C_{вх}$  при различных  $C_{вых}$  (мг/л): 1-3; 2-5; 3-10

Диаметр декарбонизатора определяют из уравнения

$$D = \sqrt{4 \cdot f / 3,14},$$

высота насадки в декарбонизаторе

$$h = V_{к.р} / f.$$

Здесь  $V_{к.р}$  – объем, занимаемый кольцами Рашига 25X25X3 мм при беспорядочной загрузке определяют из уравнения

$$V_{к.р} = F / 204,$$

где  $F$  – поверхность десорбции,  $\text{м}^2$ ;

204 – поверхность  $1 \text{ м}^3$  насадки при беспорядочной загрузке,  $\text{м}^2/\text{м}^3$ .

Расход воздуха, подаваемого в декарбонизатор,  $\text{м}^3/\text{ч}$ ,

$$Q_{воз} = b \cdot Q,$$

где  $b$  – удельный расход воздуха,  $\text{м}^3/\text{м}^3$ .

Суммарное сопротивление проходу воздуха через декарбонизатор, мм вод. ст., определяют из уравнения

$$\Sigma \zeta = 40 + 25 \cdot h,$$

где 25 мм вод. ст. – сопротивление высоты слоя в 1 м насадки из колец Рашига 25X25X3.

### **Расчет вспомогательного оборудования ВПУ**

Восстановление обменной способности (регенерации) катионитового фильтра осуществляется путем вытеснения из катионита поглощенных им при умягчении воды ионов кальция и магния ионами водорода или натрия.

Регенерация Н-катионитовых фильтров осуществляется обычно 1-1,5%-ным раствором серной кислоты. Концентрированная кислота в специальных баках разбавляется неумягченной водой и доводится до 1-1,5%-ного раствора.

Расчеты начинают начать с определения расхода 100%-ной серной кислоты на одну регенерацию Н-катионитового фильтра. При известном числе регенераций одного фильтра в сутки и количестве регенерируемых фильтров определяют суточный объемный, весовой и месячный расходы кислоты. Последний берут за основу для определения емкости баков-хранилищ, число которых принимается не менее двух, а их общая емкость должна быть кратной емкости авто- или железнодорожной цистерны. Отечественной промышленностью выпускаются цистерны для хранения кислоты емкостью 15 м<sup>3</sup> (28 т H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>). Цистерна имеет длину 5764 мм и диаметр 2000 мм.

Объемы мерников и расходных баков с регенерационным раствором кислоты определяют и подбирают по данным табл. 7 и 8.

Таблица 7

### Технические характеристики баков вытеснителей и баков-мерников

Объем, м <sup>3</sup>	Основные размеры, мм		Вес, кг	
	наружного диаметра	строительной высоты	металла	нагрузочный
	Баки-вытеснители			
0,3	670	1685	290	800
0,5	850	1764	470	1400
1,5	1030	2490	690	3400
3,5	1525	2842	1170	7600
	Баки-мерники			
0,09	450	845	98	—
0,150	500	1060	132	—
0,250	670	1135	190	—
0,500	810	1345	313	—

Таблица 8

### Технические характеристики баков для растворов кислых и щелочных реагентов

Объем м <sup>3</sup>	Основные размеры, мм		Вес, кг	
	наружного диаметра	строительной высоты	металла	нагрузочный
	Баки для растворов кислых реагентов			
0,5	1006	740	154	800
1,5	1400	1090	291	2000
2,0	1675	1090	374	3000
3,0	2008	1090	477	4000
	Баки для растворов щелочных реагентов			
0,5	1008	810	110	700
1,1	1510	815	200	1300
2,2	2014	815	340	2600

Регенерацию катионитовых фильтров производят 8%-ным раствором NaCl. В настоящее время нашли применение две схемы хранения соли:

а) при суточном расходе NaCl до 500 кг – сухое хранение соли на складе с последующим приготовлением 8-10%ного раствора в солерастворителе и подачей его на регенерацию;



б) при суточном расходе NaCl более 500 кг – мокрое хранение 26%-ного раствора соли с последующим разбавлением его до 8%-ной концентрации и подачей на регенерацию.

В проекте необходимо определить расход соли на одну регенерацию, а также суточный и месячный весовой расход соли.

Емкость резервуаров для мокрого хранения соли, число которых принимается не менее двух, рекомендуется определить из расчета 1,5-2 м<sup>3</sup> пространства на 1 т соли.

Площадь складов для сухого 30-суточного хранения соли рассчитывается из условия, что высота соли не должна превышать 2,5 м.

Подбор солерастворителей производится по величине расхода соли на одну регенерацию фильтра (табл. 9).

Таблица 9

#### Технические характеристики солерастворителей

Объем, м <sup>3</sup>	0,4	0,6	0,9
Диаметр, мм	450	600	1000
Полезная емкость, кг	100	200	450

Насос для перекачки регенерационного раствора соли подбирается по расходу последнего и потребному напору.

#### **Компоновка оборудования ВПУ**

К основным помещениям станции относится помещение для Н - катионитовых фильтров, имеющее высоту на 2-2,5 м более полной высоты фильтров. Последние можно располагать в плане в один или два ряда. При этом рекомендуется расстояния между фильтрами, фильтрами и стенами помещения принимать достаточными для удобного прохода и обслуживания оборудования. Следует предусмотреть возможность монтажа и демонтажа любого фильтра с удалением его за пределы помещения.

К вспомогательным помещениям относятся:

а) помещения для складирования, приготовления и дозирования реагентов (отдельно для кислоты и соли);

б) помещение лаборатории.

Основным компоновочным требованием к помещениям для хранения расчетов является одинаковая отметка пола платформы для выгрузки соли из вагонов и отметки верха баков для мокрого хранения соли (допускается последнюю принимать меньше первой на 0,3-0,5 м).

Помещения кислотного хозяйства должны быть изолированы от помещений солевого хозяйства и иметь не менее двух выходов наружу. Рекомендуются как основные, так и вспомогательные помещения станции блокировать в одном здании, что сокращает протяженность коммуникаций и повышает удобство в эксплуатации.

Дегазатор должен находиться в непосредственной близости от фильтров.

Таблица 1

**Ионные и эквивалентные массы**

Наименование	Химическое обозначение	Ионная масса	Эквивалентная масса
Кальций	Ca <sup>2+</sup>	40,08	20,04
Магний	Mg <sup>2+</sup>	24,32	12,16
Натрий	Na <sup>+</sup>	23,00	23,00
Бикарбонатный анион	HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	61,02	61,02
Сульфатный анион	SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	96,07	48,03
Хлористый анион	Cl <sup>-</sup>	35,48	35,48
Нитратный анион	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	62,01	62,01
Силикатный анион	SiO <sub>3</sub> <sup>2-</sup>	76,06	38,03

Таблица 2

**Рабочая емкость поглощения сульфогля при Na-катионировании, г-экв/м<sup>3</sup>**

Содержание Na в обрабатываемой воде, % от Ж <sub>0</sub>	Удельный расход соли на регенерацию, г/г-экв	Общая жесткость поступающей на фильтры воды, мг-экв/кг							
		≤5		10		15		20	
		Фракционный состав сульфогля, мм							
		0,3-0,8	0,5-1,1	0,3-0,8	0,5-1,1	0,3-0,8	0,5-1,1	0,3-0,8	0,5-1,1
1	120	330	300	321	290	310	280	300	270
	150	370	330	360	320	350	310	340	300
	200	400	360	390	360	380	350	370	330
10	120	310	280	320	290	260	240	240	220
	150	350	310	350	320	290	260	280	250
	200	390	340	390	350	330	290	310	270
50	120	220	200	200	180	180	160	150	130
	150	250	220	220	200	200	180	170	150
	200	270	250	250	220	220	220	190	170
	250	290	260	260	240	240	210	200	180

**Расчетные данные для проектирования  
Na-катионитных фильтров**

Показатель	Первая ступень	Вторая ступень
	Материал	
	Сульфоуголь СМ-1	Сульфоуголь СК-1
Размер зерен катионита, мм	0,3-0,8	0,5-1,1
Рабочая емкость поглощения $\varepsilon_p^{\text{Na}}$ , г-экв/м <sup>3</sup>	Табл. 2	Табл. 2
Высота слоя h, м	2-2,5	1,5
Скорость фильтрования при $J_0$ мг-экв/кг, м/ч:		
до 5	25-35	30-50
5-10	15-25	30-50
до 15	10-20	10-20
<b>Регенерация:</b>		
реагент	NaCl	NaCl
концентрация регенерационного раствора K, %	5-8	8-12
плотность регенерационного раствора $\rho$ , г/мл	1,005-1,012	1,027-1,056
удельный расход концентрированного реагента b, кг/г-экв при жесткости 5 мг-экв/л 10 мг-экв/л 15 мг-экв/л 20 мг-экв/л	100-200 120-150 170-250 275-300	
Интенсивность взрыхления $\omega_{\text{взр}}$ , л/м <sup>2</sup> ·с	3,0	4,0
Продолжительность взрыхления $t_{\text{взр}}$ , мин	15	30
Скорость пропуска отмывочной воды $W_{\text{отм}}$ , м/ч	6-8	6-8
Продолжительность отмывки $t_{\text{отм}}$ , мин	40	40

**Расчетные данные для проектирования  
Н-катионитных фильтров**

Показатель	Первая ступень
<b>Материал:</b>	сульфоуголь СК-1
Размер зерен катионита, мм	0,5-1,1
Рабочая емкость поглощения $\epsilon_p^{\text{Na}}$ , Г·экв/м <sup>3</sup>	Сульфоуголь (рис. 1) КУ-2 (рис. 2)
Высота слоя h, м	2-2,5
Скорость фильтрования при $Ж_0$ мг·экв/кг $W$ , м/ч:	
до 5	25-35
5-10	15-25
10-20	10-20
<b>Регенерация:</b>	
реагент	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
концентрация регенерационного раствора K, %	1,5-2,0
плотность регенерационного раствора $\rho$ , г/мл	1,005-1,012
удельный расход концентрированного реагента H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> b, кг/Г·экв	Рис. 3
Интенсивность взрыхления $t_{\text{взр}}$ , л/м <sup>2</sup> ·с	3,0
Продолжительность взрыхления $\omega_{\text{взр}}$ , мин	12
Скорость пропуска отмывочной воды $W_{\text{отм}}$ , м/ч	10
Продолжительность отмывки $t_{\text{отм}}$ , мин	40

**Конструктивные и технологические показатели ионитных и сорбционных фильтров**

Марка, завод-изготовитель	Диаметр $D$ , мм	Площадь $F$ , м <sup>2</sup>	Высота		Объем		Масса	
			общая $H$ , мм	слоя ионита $h_{сл}$ , м	фильтра общий $V$ , м <sup>3</sup>	ионитного слоя, м <sup>3</sup>	металла, т	нагрузочная, т
1	2	3	4	5	6	7	8	9
<b>Фильтры ионитные I ступени</b>								
ФИПа I-0,7-0,6-Na, СЗТМ	700	0,38	3000	2	1,1	0,8	0,57	3
ФИПа I-1,0-0,6-Na	1000	0,78	3124	2	2,3	1,6	1,03	5
ФИПа I-1,0-0,6-N, БиКЗ	1000	0,78	3124	2	2,3	1,6	0,943	5
ФИПа I-1,4-0,6-N	1400	1,54	3600	2	4,5	3,42	1,4	13
ФИПа I-1,4-0,6-Na	1400	1,54	3600	2	4,5	3,42	1,4	13
ФИПа I-2,0-0,6, ТКЗ	2000	3,14	4000	1,8	11,7	5,7	2,9	15
ФИПа I-2,6-0,6	2600	5,3	4300	1,8	20	9,6	4,6	27
ФИПа I-3,0-0,6	3000	7,1	4450	1,8	29	12,6	5,5	41
ФИПа I-3,4-0,6	3400	9,1	4600	1,8	39	16,3	7,4	47
<b>Фильтры ионитные II ступени</b>								
ФИПа II-1,0-0,6-N, БиКЗ	1000	0,78	2724	1,5	1,87	1,20	0,858	~3,5
ФИПа II-1,0-0,6-Na	1000	0,78	2724	1,5	1,87	1,20	0,91	~3,5
ФИПа II-1,4-0,6-N	1500	1,78	2985	1,5	3,58	2,66	1,59	~7
ФИПа II-1,4-0,6-Na	1500	1,78	2985	1,5	3,58	2,66	1,31	~7
ФИПа II-2,0-0,6, ТКЗ	2000	3,14	3235	1,5	7,6	3,8	2,51	13,1
ФИПа II-2,6-0,6	2600	5,3	3501	1,5	13,6	6,9	4,2	20
ФИПа II-3,0-0,6	3000	7,1	3775	1,5	17,0	9,4	5,6	30
<b>Фильтры катионитные, противоточные</b>								
ФИПа 2,0-0,6, ТКЗ	2000	3,14	6505	3,7+0,4	19	18,3	3,92	24
ФИПа 2,6-0,6	2600	5,3	6775	3,7+0,4	33	19,6	6,02	42
ФИПа 3,0-0,6	3000	7,1	6950	3,6+0,4	45	26,6	7,14	59
ФИПа 3,4-0,6	3400	9,1	6980	3,4+0,4	60	31	8,96	78
<b>Фильтры сорбционные с активированным углем</b>								
ФСУ-2-0,6, ТКЗ	2000	3,14	–	2,5	10,7	7,85	2,47	–
ФСУ-2,6-0,6	2600	5,3	–	2,5	19,0	13,2	4,02	–
ФСУ-3-0,6	3000	7,1	–	2,5	26,0	17,8	5,20	–

Таблица 6

**Конструктивные и технологические показатели осветлительных фильтров**

Марка, завод-изготовитель	Диаметр D, м	Площадь F, м <sup>2</sup>	Объем V, м <sup>3</sup>	Высота общая H, м	Высота загрузки h <sub>сл</sub> , м	
1	2	3	4	5	6	
Фильтры осветлительные однокамерные (обычные)						
ФОВ-1—0,6БикЗ	1	0,78	~1,75	2,124	1	
ФОВ-1,4—0,6	1,4	1,54	~2,26	2,985	1	
ФОВ-1,5—0,6	1,5	1,78	—	>3,200	1	
ФОВ-2—0,6, ТКЗ	2	3,14	~7,6	3,630	1	
ФОВ-2,5—0,6	2,5	4,9	~11,0	>3,500	1	
ФОВ-2,6—0,6	2,6	5,3	~13,6	3,930	1	
ФОВ-3—0,6	3	7,07	~22	4,315	1	
ФОВ-3,4—0,6	3,4	9,1	~36	4,465	1	
Фильтры осветлительные вертикальные двух- и трехкамерные						
ФОВ-2к-3,4—0,6	3,4	9,1X2	36	5,52	0,9X2	
ФОВ-3к-3,4—0,6	3,4	9,1X3	56	7,06	0,9X3	
Фильтры осветлительные горизонтальные						
ФОГ-3-0,6—5,5	3,0	15	39	4,630, l = 6,202	1	
ФОГ-3-0,6—10,5	3,0	30	67,0	4,630, l = 10 472	1	
Фильтры осветлительные однокамерные (обычные)						
ФОВ-1—0,6,БикЗ	0,8	0,78	~4,0	10	0,6	1
ФОВ-1,4—0,6	1,6	1,26	~7,0	16	1,15	1,9
ФОВ-1,5—0,6	1,8	~1,6	~8,0	18	1,33	2,22
ФОВ-2—0,6, ТКЗ	3,14	2,0	~15,0	30	2,35	3,9
ФОВ-2,5—0,6	4,0	>3,0	~25	50	3,7	6,1
ФОВ-2,6—0,6	5,3	3,37	~28	55	4,0	6,6
ФОВ-3—0,6	7,07	4,44	~37	70	5,3	8,8
ФОВ-3,4—0,6	9,1	5,66	~50	90	6,8	11,2
Фильтры осветлительные вертикальные двух- и трехкамерные						
ФОВ-2к-3,4—0,6	23,8	8,32	72	180	12,3	20,3
ФОВ-3к-3,4—0,6	33,8	13,08	102	270,0	18,5	31,0
Фильтры осветлительные горизонтальные						
ФОГ-3-0,6—5,5	19	8,34	63	105	11,3	19,0
ФОГ-3-0,6—10,5	34,5	14,21	118	210	22,5	38,0

Примечания. Высота загрузки всех фильтров – 1 м. Общие показатели осветлительных однокамерных фильтров: рабочее давление 0,6 МПа, высота фильтрующего слоя 1000 мм, диаметр зерен 0,5-2,0 мм, насыпная масса кварца 1,7 т/м<sup>3</sup>, антрацита 0,9 т/м<sup>3</sup>, керамзита 1,3 т/м<sup>3</sup>, интенсивность промывки кварца 15 л/(с·м<sup>2</sup>), антрацита 8-10 л/(с·м<sup>2</sup>), продолжительность промывки кварца 6-10 мин, антрацита 10-15 мин, грязеемкость 1-1,25 кг/м<sup>2</sup>.

**Технические характеристики декарбонизаторов для подкисленной или Н-катионированной воды\***  
**с температурой 20-30°C (по нормам Сантехпроекта) [14]**

Производительность, м <sup>3</sup> /ч	Диаметр корпуса, мм	Площадь поперечного сечения, м <sup>2</sup>	Расход воздуха, м <sup>3</sup> /ч, при удельном расходе 25 м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup> воды	Карбонатная жесткость обрабатываемой воды Ж <sub>к</sub> , мг·эquiv/л			
				4-6		6-8	
				Масса загруженного декарбонизатора, кг*	Шифр декарбонизатора	Масса загруженного декарбонизатора, кг*	Шифр декарбонизатора
15	565	0,25	375	860 (920)	Б-230 (Б-240)	975 (1030)	Б-250 (Б-260)
25	730	0,417	625	1270 (1360)	Б-231 (Б-241)	1450 (1540)	Б-251 (Б-261)
50	1030	0,833	1250	2250 (2410)	Б-232 (Б-242)	2580 (2740)	Б-252 (Б-262)
75	1260	1,25	1880	3300 (3520)	Б-233 (Б-243)	3760 (4000)	Б-253 (Б-263)
100	1460	1,67	2500	4260 (4570)	Б-234 (Б-244)	4880 (5100)	Б-254 (Б-264)
125	1630	2,08	3100	5370 (5770)	Б-235 (Б-245)	6160 (6550)	Б-255 (Б-265)
150	1790	2,5	3750	6550 (7000)	Б-236 (Б-246)	7470 (7950)	Б-256 (Б-266)
200	2060	3,33	5000	8400 (9000)	Б-237 (Б-247)	9610 (10230)	Б-257 (Б-267)
250	2315	4,17	6250	10600 (10350)	Б-238 (Б-248)	12160 (12825)	Б-258 (Б-268)
300	2520	5,0	7500	12500 (13400)	Б-239 (Б-249)	14270 (15180)	Б-259 (Б-269)

\*Размеры и шифры без скобок относятся к Ж<sub>к</sub> = 4÷5, в скобках – к Ж<sub>к</sub> = 6÷8 мг·эquiv/л.