

## 1. Системы водоснабжения промышленных предприятий

### 1.1. Определение расходов воды промышленного предприятия. Выбор технологии водоподготовки и водоисточника.

**Пример 1.1.** Рассчитать расходы воды на промышленном предприятии, составить график потребления воды по часам суток. Исходные данные приведены в таблице 1.1.

Таблица 1.1

1	Количество рабочих смен на предприятии	3
2	Продолжительность одной смены, часов	8
3	Расход воды на технологические нужды, м <sup>3</sup> /ч	152
4	Всего рабочих в смену, чел	288
5	В том числе работают в холодных цехах в смену, %	36
6	В том числе работают в горячих цехах в смену, %	64
7	Пользуются душем от количества работающих в холодном цехе, %	43
8	Пользуются душем от количества работающих в горячем цехе, %	59
9	Площадь территории предприятия, га	80
10	Площадь асфальтовых покрытий, %	8
11	Площадь зеленых насаждений, %	2
12	Продолжительность полива, ч	2

#### Решение

Суточный расход воды на технологические нужды на предприятии:

$$Q_{\text{пром.техн}}^{\text{сут}} = 152 \cdot 24 = 3648 \text{ м}^3 / \text{ч.}$$

Предприятие работает равномерно в течении суток в три смены.

Суммарное суточное потребление хозяйственно-питьевой воды на предприятии определяется как:

$$Q_{\text{пром.х-п}}^{\text{сут}} = Q_{\text{х-п}}^{\text{сут}} + Q_{\text{душ}}^{\text{сут}} + Q_{\text{п}}^{\text{сут}} + Q_{\text{стол}}^{\text{сут}}, \quad (1.1)$$

где  $Q_{\text{х-п}}$  – расчетный расход воды рабочими предприятия на умывание и мытье рук, утоление жажды и т.п.;  $Q_{\text{душ}}$  – расчетный расход воды на душевые установки;  $Q_{\text{п}}$  – расчетный расход воды на полив территории;  $Q_{\text{стол}}$  – расчетный расход воды в столовых предприятия.

Расчетный расход воды на хозяйственно-питьевые нужды в холодных и горячих цехах промышленного предприятия рассчитывается по нормам СП 30.13330.2012. На каждого рабочего и служащего предусматривается потребление 25 л воды в смену в обычных (холодных) цехах и 45 л на человека в смену в горячих цехах.

Коэффициент часовой неравномерности водопотребления на хозяйственно-питьевые нужды на промышленных предприятиях следует принимать по п. 5.4 СП 31.13330.2012: 2,5 – для «горячих» цехов и 3 – для остальных («холодных») цехов.

Определим количество работников в смену:

- в холодных цехах:

$$N_x = 288 \cdot 36 / 100 = 104 \text{ чел};$$

$$\text{из них пользуются душем (43\%)} - N_{x.d} = 104 \cdot 0,43 = 45 \text{ чел};$$

- в горячих цехах:

$$N_2 = 288 \cdot 64 / 100 = 184 \text{ чел};$$

$$\text{из них пользуются душем (59\%)} - N_{2.d} = 184 \cdot 0,59 = 109 \text{ чел}.$$

Расход воды в смену в холодных цехах на хозяйственно-питьевые нужды:

$$q_{\text{см.х.х-п}} = N_x \cdot q_x = 104 \cdot 0,025 = 2,6 \text{ м}^3/\text{см};$$

в сутки на хозяйственно-питьевые нужды:

$$Q_{\text{сут.х.х-п}} = q_{\text{х.х-п}} \cdot n = 2,6 \cdot 3 = 7,8 \text{ м}^3/\text{сут}.$$

Средний часовой расход в холодных цехах:

$$q_{\text{час.х.х-п}} = q_{\text{см.х.х-п}} / t = 2,6 / 8 = 0,325 \text{ м}^3/\text{ч};$$

максимальный часовой расход (обеденный перерыв):

$$q_{\text{час.х.х-п}}^{\text{макс}} = q_{\text{час.х.х-п}} \cdot K_{\text{час. макс}} = 0,325 \cdot 3 = 0,975 \text{ м}^3/\text{ч};$$

Расход воды в смену в горячих цехах на хозяйственно-питьевые нужды:

$$q_{см.г.х-n} = N_{г} \cdot q_{г} = 184 \cdot 0,045 = 8,28 \text{ м}^3/\text{см},$$

в сутки на хозяйственно-питьевые нужды:

$$Q_{сут.г.х-n} = q_{г.х-n} \cdot n = 8,28 \cdot 3 = 24,84 \text{ м}^3/\text{сут},$$

Средний часовой расход в горячих цехах:

$$q_{час.г.х-n} = q_{см.г.х-n} / t = 8,28 / 8 = 1,035 \text{ м}^3/\text{ч};$$

максимальный часовой расход (обеденный перерыв):

$$q_{час.г.х-n}^{max} = q_{час.г.х-n} \cdot K_{час. макс} = 1,035 \cdot 2,5 = 2,59 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Расчетный часовой расход ( $\text{м}^3/\text{ч}$ ) на душевых установках предприятия определяется по выражению:

$$Q_{душ}^{час} = 0,001 \cdot n_{д} \cdot \frac{q_{д}}{0,75}, \text{ м}^3/\text{ч}. \quad (1.2)$$

Расчетное число человек на 1 душевую сетку определяется по СП 44.13330.2011. Принимаем в холодном цехе на одну душевую сетку 15 работников, в горячем цехе – 7 человек на одну душевую сетку.

Количество потребных душевых сеток для холодного цеха  $n_{х.с}$  в смену:

$$n_{х.с} = N_{х.д} / 15 = 45 / 15 = 3 \text{ шт.};$$

количество потребных душевых сеток для горячего цеха  $n_{г.с}$  в смену:

$$n_{г.с} = N_{г.д} / 7 = 109 / 7 = 16 \text{ шт}.$$

При норме расхода воды на одну душевую сетку 500 л/ч ( $0,5 \text{ м}^3/\text{ч}$ ) и времени принятия душа в течении 45 минут ( $0,75$  часа) после рабочей смены, душевой расход в холодном цехе в смену составит:

$$q_{х.д} = n_{х.с} \cdot 0,5 = 3 \cdot 0,5 \cdot 0,75 = 1,125 \text{ м}^3/\text{см}.$$

За  $n$  смен (т.е. в сутки) расход воды на душ в холодном цехе:

$$Q_{сут.х.д} = q_{х.д} \cdot n = 1,125 \cdot 3 = 3,375 \text{ м}^3/\text{сут}.$$

Душевой расход в горячем цехе в смену составит:

$$q_{г.д} = n_{г.с} \cdot 0,5 = 16 \cdot 0,5 \cdot 0,75 = 6 \text{ м}^3/\text{см}.$$

За  $n$  смен (т.е. в сутки) расход воды на душ в горячем цехе:

$$Q_{сут.г.д} = q_{г.д} \cdot n = 6 \cdot 3 = 18 \text{ м}^3/\text{сут}.$$

Общий расход воды на душ в цехах промышленного предприятия:

$$Q_{сут.д} = 3,375 + 18 = 21,375 \text{ м}^3/\text{сут},$$

при этом расход в час приема душа составит:

$$Q_{час.д} = 21,375 / 3 = 7,125 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Расчетный часовой расход воды ( $\text{м}^3/\text{ч}$ ) на полив территории предприятия определяется по формуле:

$$Q_{\Pi}^{\text{час}} = 0,001 \cdot \sum_{i=1}^{i=k} \frac{n_{ni} \cdot F_{ni} \cdot q_{ni}}{\tau_{ni}}, \text{ м}^3 / \text{ч}. \quad (1.3)$$

где  $n_{ni}$  – количество поливов территории определенного вида за сутки, раз/сутки;  $F_{ni}$  – площадь поливаемой территории данного вида,  $\text{м}^2$ ;  $q_{ni}$  – расход воды на один полив  $1 \text{ м}^2$  конкретного вида поливаемой территории,  $\text{л}/\text{м}^2$  (для асфальтированных покрытий:  $q_{n(асф)} = 0,5 \text{ л}/\text{м}^2$ ; для зеленых насаждений:  $q_{n(зел)} = 3 \dots 6 \text{ л}/\text{м}^2$ );  $\tau_{ni}$  – продолжительность полива территории данного вида, ч/сутки;  $k$  – количество различных видов поливаемых площадей, шт.

Площадь поливаемой территории предприятия:

- асфальтированных покрытий:  $F_{n.асф} = 80 \cdot 8 / 100 = 6,4 \text{ га} = 64000 \text{ м}^2$ ;

- зеленых насаждений:  $F_{n.зел} = 80 \cdot 2 / 100 = 1,6 \text{ га} = 16000 \text{ м}^2$ .

Часовой расход воды на полив территории предприятия (в случае, если полив асфальтовых покрытий и зеленых насаждений осуществляется одновременно, в одни и те же часы):

$$Q_{\Pi}^{\text{час}} = 0,001 \cdot \left( \frac{2 \cdot 64000 \cdot 0,5}{2} + \frac{2 \cdot 16000 \cdot 4}{2} \right) = 96 \text{ м}^3 / \text{ч}.$$

Суточный расход воды на полив территории предприятия:

$$Q_{\Pi}^{\text{сут}} = 0,001 \cdot (2 \cdot 64000 \cdot 0,5 + 2 \cdot 16000 \cdot 4) = 192 \text{ м}^3 / \text{ч}.$$

График водопотребления на предприятии приведен в таблице 1.2. Распределение расходов воды на хозяйственно-питьевые нужды в цехах сделано так: выделен максимальный расход в обеденный перерыв, остальной расход равномерно распределен на 7 часам смены.

**Общее водопотребление предприятия по часам суток**

Часы суток	Промышленное предприятие				Суммарный расход, м <sup>3</sup> /ч
	хоз-пить. хол. цех, м <sup>3</sup> /ч	хоз-пить. гор. цех, м <sup>3</sup> /ч	душ, м <sup>3</sup> /ч	технолог. расход, м <sup>3</sup> /ч	
0 - 1	0,232	0,813	7,125	152	160,170
1 - 2	0,232	0,813		152	153,045
2 - 3	0,232	0,813		152	153,045
3 - 4	0,232	0,813		152	153,045
4 - 5	0,975	2,590		152	155,565
5 - 6	0,232	0,813		152	153,045
6 - 7	0,232	0,813		152	153,045
7 - 8	0,233	0,812		152	153,045
8 - 9	0,232	0,813	7,125	152	160,170
9 - 10	0,232	0,813		152	153,045
10 - 11	0,232	0,813		152	153,045
11 - 12	0,232	0,813		152	153,045
12 - 13	0,975	2,590		152	155,565
13 - 14	0,232	0,813		152	153,045
14 - 15	0,232	0,813		152	153,045
15 - 16	0,233	0,812		152	153,045
16 - 17	0,232	0,813	7,125	152	160,170
17 - 18	0,232	0,813		152	153,045
18 - 19	0,232	0,813		152	153,045
19 - 20	0,232	0,813		152	153,045
20 - 21	0,975	2,590		152	155,565
21 - 22	0,232	0,813		152	153,045
22 - 23	0,232	0,813		152	153,045
23 - 24	0,233	0,812		152	153,045
<b>Итого:</b>	<b>7,800</b>	<b>24,840</b>	<b>21,375</b>	<b>3648</b>	<b>3702,015</b>

**1.2. Техничко-экономическое обоснование выбора системы производственного водоснабжения. Экономическое сравнение вариантов по приведенным затратам.**

Выбор технологии водоподготовки производится на основе таблицы 1.3.

### Выбор технологической схемы

Назначение водоподготовки	Характеристики очищенной воды	Базовая технологическая схема	Альтернативная технологическая схема
1. Водогрейные котлы (подпитка тепловых сетей)	$K = 0,5$ $[Ca] \cdot [Щ], (мг-экв/л)^2$	Na-катион. (одноступенчатое)	Н голодн. Параллельное Н-Na-катион.
2. Бойлеры	$K = 2$	то же	то же
3. Паровые котлы среднего давления	$Ж \leq 10$ мкг-экв/л	Na-катион. (двухступенчатое)	Na-катион. с противоточной регенерацией
4. Паровые котлы с высокой температурной напряженностью	$Ж \leq 10$ мкг-экв/л $S \leq 80$ мг/л	Н-ОН-ионирование	Н-ОН-ионир. с противоточной регенерацией или обратный осмос
5. Паровые котлы высокого давления (ТЭЦ)	$S < 0,1$ мг/л $SiO_3^{2-} \leq 0,01$ мг/л	Н-ОН-Н-ОН-ФСД	Н-ОН-ФСД с противоточной регенерацией или обратный осмос-ФСД

Большое значение на выбор схемы водоподготовки оказывают капитальные и эксплуатационные затраты, которые зависят от принятой технологической схемы и показателей качества обрабатываемой воды. Для объективной оценки стоимости различных вариантов схем водоподготовки (для различных составов исходной воды) пользуются приведенными затратами на водоподготовку.

Приведенные затраты (определяющие затраты на водоподготовку в течение одного года) определяются по формуле:

$$E = K_i \cdot k + \text{Э}_i, \quad (1.4)$$

где  $E_i$  – приведенные затраты по  $i$ -му варианту, тыс.руб./год;

$K_i$  – капитальные затраты (стоимости оборудования), тыс.руб./год;

$k$  – нормативный коэффициент окупаемости проекта, принимаемый обычно 0,16 при сроке окупаемости 6 лет;

$\text{Э}_i$  – эксплуатационные затраты (на реагенты, электроэнергию и т. п.), тыс.руб./год.

Для определения капитальных затрат для схем предочистки и ионного обмена пользуются величиной удельной стоимости, руб./(1 м<sup>3</sup>/ч), которая зависит от расхода станции (см. таблицу 1.4).

При расчете стоимости реагентов для регенерации исходят из их расхода, приблизительно равному трехкратному расчетному расходу. Годовой расход  $i$ -го реагента определяется по формуле:

$$q_i = \frac{Q \cdot \Sigma_i \cdot \varepsilon_i \cdot 3 \cdot 7000}{10^6}, \text{ т/год}, \quad (1.5)$$

где  $Q$  – расход обрабатываемой воды, м<sup>3</sup>/сут;  $\Sigma_i$  – суммарное количество удаляемых ионов для  $i$ -го реагента; для Na-катионирования равно общей жесткости исходной воды  $\Sigma_c = \text{Ж}_{\text{общ}}$ , мг-экв/л; для H-катионитовых фильтров равно  $\Sigma_k = \text{Ж}_{\text{общ}} + [\text{Na} + \text{K}]$ , мг-экв/л; для OH-анионитовых фильтров равно  $\Sigma_{\text{щ}} = \text{Ж}_{\text{общ}} + [\text{Na} + \text{K}] - \text{Щ}$ , мг-экв/л или  $\Sigma_{\text{щ}} = [\text{Cl} + \text{SO}_4 + \text{SiO}_3]$ ;

$\varepsilon_i$  – эквивалентный вес реагента (для поваренной соли  $\varepsilon = 58,5$ , для серной кислоты  $\varepsilon = 49$ , для едкого натра  $\varepsilon = 40$ );

7000 – среднее число часов работы системы водоподготовки в год, ч.

Эксплуатационные затраты на реагенты определяются по формуле

$$\text{Э} = \sum_{i=0}^n (q_i \cdot C_i), \text{ руб./год}, \quad (1.6)$$

где  $C_i$  – стоимость  $i$ -го реагента, руб. за 1 т по чистому продукту: поваренная соль – 1000 руб./т; серная кислота – 1500 руб./т; едкий натр – 6500 руб./т.

**Укрупненные данные по удельным капитальным вложениям для различных видов оборудования**

Вид схемы	Удельные капитальные вложения, руб./( $\text{м}^3/\text{ч}$ )		
	Расход, $\text{м}^3/\text{ч}$		
	до 50	50 – 100	выше 100
Осветлители коридорные со скорыми фильтрами	34000	29000	26000
Осветлители ВТИ с механическими фильтрами	41000	36000	33000
Отстойники со скорыми фильтрами	39000	33000	30000
Обезжелезивание методом упрощенной аэрации	39000	32000	30000
Na-катионирование одноступенчатое	48000	41000	39000
Na-катионирование двухступенчатое	52000	45000	40000
Частичное обессоливание (H-OH)	60000	50000	45000
Полное обессоливание (H-OH-ФСД)	72000	65000	55000

**Пример 1.2.** Выбрать технологическую схему подготовки воды для паровых котлов среднего давления. Качество исходной воды приведено в таблице 1.5, производительность станции водоподготовки –  $200 \text{ м}^3/\text{ч}$ . Провести экономическое сравнение водоподготовки для двух водоисточников.

Таблица 1.5

№ п/п	Показатели качественного состава воды	Ед. изм.	Речная вода	Подземная вода
1	Мутность	мг/л	250	2
2	Цветность	град.	60	10
3	Жесткость общая	мг-экв/л	5,2	9,6
4	Железо общее	мг/л	0,4	0,4
5	Щелочность	мг-экв/л	2,2	3,8
6	Сульфаты	мг-экв/л	1,1	4,0
7	Хлориды	мг-экв/л	3,6	3,0
8	Кальций	мг-экв/л	4,0	7,5
9	Магний	мг-экв/л	1,2	2,1
10	Натрий + калий	мг-экв/л	1,7	1,2

### Решение

Для подготовки воды для паровых котлов среднего давления выбирается схема двухступенчатого натрий-катионирования. Удельные вложения по таблице 1.4 принимаются 40 000 руб./( $\text{м}^3 \cdot \text{ч}$ ). При использовании воды из реки выбирается предочистка на осветлителях ВТИ с механическими фильтрами. Удельные вложения – 33 000 руб./( $\text{м}^3 \cdot \text{ч}$ ). При использовании воды из подземного источника предочистка не требуется (исходя из показателей качества воды).

Определение приведенных затрат при использовании воды из поверхностного источника

Эксплуатационные затраты на соль:

$$\mathcal{E}_1 = q_1 \cdot C_{NaCl} = \frac{200 \cdot 5,2 \cdot 58,5 \cdot 3 \cdot 7000}{10^6} \cdot 1000 = 1,28 \cdot 10^6 \text{ руб./год.}$$

Капитальные затраты:

$$K_1 = 40000 \cdot 200 + 33000 \cdot 200 = 1,46 \cdot 10^6 \text{ руб.}$$

Приведенные затраты:

$$E_1 = 1,46 \cdot 10^6 \cdot 0,16 + 1,28 \cdot 10^6 = 1,51 \text{ руб./год.}$$

Определение приведенных затрат при использовании воды из подземных источников

Эксплуатационные затраты на соль:

$$Э_2 = q_2 \cdot C_{NaCl} = \frac{200 \cdot 9,6 \cdot 58,5 \cdot 3 \cdot 7000}{10^6} \cdot 1000 = 2,36 \cdot 10^6 \text{ руб./год.}$$

Капитальные затраты:

$$K_2 = 40000 \cdot 200 = 0,8 \cdot 10^6 \text{ руб.}$$

Приведенные затраты:

$$E_2 = 0,8 \cdot 10^6 \cdot 0,16 + 2,36 \cdot 10^6 = 2,49 \text{ руб./год.}$$

По результатам экономических расчетов выбираем источник, для которого приведенные затраты минимальны – поверхностные воды.

## 2. Умягчение и обессоливание воды

### 2.1. Расчет сооружений предварительной подготовки

**Пример 2.1.** Рассчитать сооружения предварительной обработки воды. Качество исходной воды приведено в таблице 2.1. Полезная производительность станции водоподготовки – 220 м<sup>3</sup>/ч.

Таблица 2.1

№ п/п	Показатели качественного состава воды	Ед. изм.	Значение
1	Мутность	мг/л	170
2	Цветность	град.	80
3	Жесткость общая	мг-экв/л	12,0
4	Щелочность	мг-экв/л	8,5
5	Сульфаты	мг-экв/л	2,0

6	Хлориды	мг-экв/л	3,0
7	Кальций	мг-экв/л	9,0
8	Магний	мг-экв/л	3,0
9	Натрий + калий	мг-экв/л	1,5

### Решение

Расход воды с учётом собственных нужд водоподготовительной установки (принимаем расход на собственные нужды – 30%):

$$Q_{Na} = 1,3 \cdot 220 = 286 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Исходя из показателей качества исходной воды (мутность 170 мг/л, цветность 80 град ПКШ) выбираем технологическую схему с осветлителями со слоем взвешенного осадка и напорными скорыми фильтрами.

#### Выбор дозы коагулянта

В качестве коагулянта принимаем сернокислый алюминий. Доза коагулянта выбирается на основании СНиП 2.04.02-84 по мутности и по цветности:

$$D_k^M = 35 \text{ мг/л}.$$

$$D_k^C = 4\sqrt{C} = 4\sqrt{170} = 52 \text{ мг/л}.$$

Принимаем  $D_k = 52 \text{ мг/л}$ .

#### Расчет осветлителя со слоем взвешенного осадка

Принимаем 3 рабочих осветлителя типа ВТИ со слоем взвешенного осадка производительностью по 100 м<sup>3</sup>/ч каждый.

Максимальная концентрация взвешенных веществ в воде, поступающей в осветлитель:

$$C = M + K \cdot D_k + 0,25 \cdot C + И, \text{ мг/л}, \quad (2.1)$$

где  $M$  – мутность исходной воды, мг/л;

$C$  – цветность исходной воды, град;

$K$  – переводной коэффициент, равный для очищенного сернокислого алюминия – 0,55;

И – количество нерастворимых веществ, вводимых с известью для подщелачивания, в нашем случае  $I = 0$ .

$$C = 170 + 0,55 \cdot 52 + 0,25 \cdot 80 + 0 = 218,6 \text{ мг/л.}$$

Принимаем время уплотнения осадка  $T = 12$  ч, тогда средняя концентрация осадка  $\delta_{\text{ср}} = 32000 \text{ г/м}^3$ . Процент воды, теряемой при сбросе осадка из осадкоуплотнителя, т.е. при так называемой продувке осветлителя:

$$\%_{\text{ос}} = K_p \cdot (C - m) / \delta_{\text{ср}} \cdot 100 \%, \quad (2.2)$$

где  $K_p$  – коэффициент разбавления осадка при его удалении, принимаем  $K_p = 1,2$ ;

$m$  – количество взвеси в воде, выходящей после обработки в осветлителе, принимаем  $m = 10 \text{ мг/л}$ .

$$\%_{\text{ос}} = 1,2 \cdot (218,6 - 10) / 32000 \cdot 100 \% = 0,8 \%$$

Потеря воды при продувке, т.е. при сбросе осадка, будет равна:

$$q_{\text{ос}} = Q \cdot \%_{\text{ос}} / 100 \% = 286 \cdot 0,8 / 100 = 2,3 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

#### Расчет напорных фильтров

Общая площадь фильтрования:

$$F = Q_{\text{сут}} / (T \cdot V_n - 3,6 \cdot n \cdot \omega \cdot t_1 - n \cdot t_2 \cdot V_n), \text{ м}^2, \quad (2.3)$$

где  $T$  – продолжительность работы станции в течение суток, принимаем  $T = 24$  ч;

$V_n$  – расчетная скорость фильтрования при нормальном режиме эксплуатации, равная  $V_n = 7 \text{ м/ч}$ ;

$n$  – количество промывок каждого фильтра за сутки, принимаем  $n = 2$ ;

$\omega$  – интенсивность промывки, принимаем  $\omega = 14 \text{ л/(сек} \cdot \text{м}^2)$ ;

$t_1$  – продолжительность промывки, принимаем  $t_1 = 7 \text{ мин} = 0,12 \text{ ч}$ ;

$t_2$  – время простоя фильтра в связи с промывкой, принимаем  $t_2 = 0,33 \text{ ч}$ .

$$F = (286 \cdot 24) / (24 \cdot 7 - 3,6 \cdot 2 \cdot 14 \cdot 0,12 - 2 \cdot 0,33 \cdot 7) = 45,4 \text{ м}^2$$

Принимаем 7 фильтров ФОВ-3,0-0,6 диаметром 3000 мм и площадью фильтрования  $7 \text{ м}^2$  каждый.

Скорость фильтрования при нормальном режиме:

$$V_{\phi} = Q / (f \cdot N) = 286 / (7 \cdot 7) = 5,8 \text{ м/ч},$$

где  $f$  – площадь одного фильтра,  $\text{м}^2$ .

Скорость фильтрования при форсированном режиме:

$$V_{\phi} = V_{\text{н}} \cdot N / (N - N1) = 7 \cdot 7 / (7 - 1) = 8,2 \text{ м/ч},$$

где  $N1$  – количество фильтров, находящихся в ремонте, принимаем  $N1 = 1$  шт.

## 2.2. Расчет схем умягчения воды

### *Требования к качеству подготовленной воды. Карбонатный индекс.*

При выборе технологической схемы (см. таблица 1.3) для подготовки воды для водогрейных котлов (подпитка тепловых сетей) и для бойлеров необходимо рассчитать карбонатный индекс исходной и подготовленной воды –  $K$ :

$$K = [Ca] \cdot [Щ], (\text{мг-экв/л})^2, \quad (2.4)$$

где  $[Ca]$  – содержание кальция, мг-экв/л,  $[Щ]$  – щелочность воды, мг-экв/л.

Карбонатный индекс воды для водогрейных котлов (подпитка тепловых сетей) должен быть не более 0,5, а для бойлеров – не более 2.

**Пример 2.2.** Рассчитать карбонатные индексы для исходной воды по таблице 2.2. Подобрать технологию водоподготовки для водогрейных котлов (подпитка тепловых сетей) и для бойлеров для обоих составов исходной воды. Рассчитать карбонатные индексы подготовленной воды.

Таблица 2.2

№ п/п	Показатели качественного состава воды	Ед. изм.	Вода №1	Вода №2
1	Жесткость общая	мг-экв/л	5,3	9,5
2	Щелочность	мг-экв/л	2,5	6,5
3	Кальций	мг-экв/л	4,0	7,0

### Решение

Карбонатный индекс воды №1:

$$K = 4,0 \cdot 2,5 = 10,0 \text{ (мг-экв/л)}^2.$$

Карбонатный индекс воды №2:

$$K = 7,0 \cdot 6,5 = 45,5 \text{ (мг-экв/л)}^2.$$

После одноступенчатого Na-катионирования общая жесткость умягченной воды составляет около 0,1 мг-экв/л, эту величину можно принять за содержание кальция. После параллельного H-Na-катионирования общая жесткость составляет около 0,1 мг-экв/л, а общая щелочность – не менее 0,35 мг-экв/л. После последовательного H-Na-катионирования общая жесткость составляет около 0,1 мг-экв/л, а общая щелочность – около 1 мг-экв/л.

Таким образом, чтобы получить  $K = 0,5$  при  $[Ca] = 0,1$  мг-экв/л, щелочность воды должна быть не более  $0,5 / 0,1 = 5$  мг-экв/л. Чтобы получить  $K = 2$  при  $[Ca] = 0,1$  мг-экв/л, щелочность воды должна быть не более  $2 / 0,1 = 20$  мг-экв/л.

Для водогрейных котлов при использовании воды №1 требуется одноступенчатое Na-катионирование ( $K = 0,1 \cdot 2,5 = 0,25 \text{ (мг-экв/л)}^2$ ), при использовании воды №2 – параллельное H-Na-катионирование ( $K = 0,1 \cdot 0,35 = 0,35 \text{ (мг-экв/л)}^2$ ).

Для бойлеров при использовании воды №1 требуется Na-катионирование ( $K = 0,1 \cdot 2,5 = 0,25 \text{ (мг-экв/л)}^2$ ), а при использовании воды №2 – также Na-катионирование ( $K = 0,1 \cdot 6,5 = 0,65 \text{ (мг-экв/л)}^2$ ).

***Выбор технологической схемы подготовки воды для котлов. Компоновка обвязки фильтров.***

**Пример 2.3.** Выбрать и описать технологические схемы водоподготовки для котлов среднего давления и высокого давления. Требуемая производительность – 300 м<sup>3</sup>/ч. Исходные данные приведены в таблице 2.1.

**Решение**

Для подготовки воды для котлов среднего давления выбирается схема двухступенчатого Na-катионирования, обеспечивающая остаточную жесткость очищенной воды не более 0,01 мг-экв/л. Схема состоит из следующих элементов (по порядку):

- первичное хлорирование;
- дозирование коагулянта и флокулянта;
- дырчатый смеситель;
- осветлитель типа ВТИ или аналогичный;
- промежуточный бак и насос повышения давления;
- осветительный напорный скорый фильтр;
- Na-катионитовый фильтр первой ступени;
- Na-катионитовый фильтр второй ступени;
- бак сбора умягченной воды;
- оборудование для хранения, приготовления и дозирования растворов коагулянта и флокулянта;
- оборудование для хранения, приготовления и дозирования раствора соли.

Для подготовки воды для котлов высокого давления выбирается схема одноступенчатого H-ОН-ионирования, обеспечивающая остаточную жесткость очищенной воды не более 0,01 мг-экв/л и солесодержание не более 80 мг/л. Схема состоит из следующих элементов (по порядку):

- первичное хлорирование;
- дозирование коагулянта и флокулянта;
- дырчатый смеситель;
- осветлитель типа ВТИ или аналогичный;
- промежуточный бак и насос повышения давления;
- осветительный напорный скорый фильтр;
- H-катионитовый фильтр;
- декарбонизатор с баком сбора воды и повысительным насосом;

- ОН-анионитовый фильтр;
- бак сбора умягченной воды;
- оборудование для хранения, приготовления и дозирования растворов коагулянта и флокулянта;
- оборудование для хранения, приготовления и дозирования раствора серной кислоты;
- оборудование для хранения, приготовления и дозирования раствора едкого натра.

***Расчет схем и сооружений водоподготовки: Na-катионирования, H-катионирования с «голодной» регенерацией, H-Na-катионирования.***

**Пример 2.4.** Рассчитать установку для подготовки воды для бойлеров производительностью 140 м<sup>3</sup>/ч. Качество исходной воды приведено в таблице 2.3.

*Таблица 2.3*

№ п/п	Показатели качественного состава воды	Ед. изм.	Значение
1	Мутность	мг/л	170
2	Цветность	град.	80
3	Жесткость общая	мг-экв/л	8,8
4	Щелочность	мг-экв/л	6,0
5	Сульфаты	мг-экв/л	1,0
6	Хлориды	мг-экв/л	1,8
7	Кальций	мг-экв/л	6,0
8	Магний	мг-экв/л	2,8
9	Натрий + калий	мг-экв/л	1,0

**Решение**

Для данного качества воды принимается следующая технологическая схема: предварительная очистка воды путем коагулирования примесей воды, осветления и обесцвечивания на осветлителях со слоем взвешенного осадка и напорных скорых фильтрах, умягчение воды на Na-катионитовых фильтрах (1 ступень). Показатель умягченной воды  $K = 0,1 \cdot 6,0 = 0,6$ , что ниже требуемого значения  $K = 2$ .

Расход воды с учётом собственных нужд водоподготовительной установки (принимается расход на собственные нужды – 20% от требуемой производительности, из которых 5% – на собственные нужды предварительной очистки, с учетом оборота промывных вод фильтров, и 15% – на собственные нужды катионитных фильтров):

$$Q_{Na} = 1,2 \cdot 140 = 168 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Расчет Na-катионитного фильтра начинают с подбора диаметра фильтра по скорости фильтрования.

Нормальная скорость:

$$w_n = \frac{Q_{Na}}{f_{Na} \cdot a}, \quad (2.5)$$

Максимальная скорость:

$$w_m = \frac{Q_{Na}}{f_{Na} \cdot (a - 1)}, \quad (2.6)$$

где  $w_n$ ,  $w_m$  – нормальная и максимальная скорости фильтрования, м/ч (принимаются в зависимости от жесткости исходной воды);

$f_{Na}$  – площадь фильтрования Na-катионитного фильтра, м<sup>2</sup>;

$a$  – количество работающих фильтров (не менее 2, кроме того, 1 – резервный);

$(a - 1)$  – число работающих фильтров при регенерации одного из них.

Принимаем нормальную и максимальную скорость фильтрования в зависимости от жесткости исходной воды  $J_0 = 8,8$  мг-экв/л:  $w_n = 15$  м/ч и  $w_m = 25$

м/ч. Определяем предварительно общую площадь ионообменных фильтров:  $f = 168 / 15 = 11,2 \text{ м}^2$ .

Принимаем 7 рабочих (+ 1 резервный) фильтров диаметром 1500 мм с площадью фильтрования  $1,72 \text{ м}^2$ . Фактические скорости фильтрования:

$$w_n = 168 / (1,72 \cdot 7) = 13,95 \text{ м/ч};$$

$$w_m = 168 / (1,72 \cdot (7 - 1)) = 16,3 \text{ м/ч}.$$

Количество солей жесткости  $A$ , г-экв/сут, удаляемое на Na-катионитных фильтрах, определяется по формуле:

$$A = 24 \cdot Ж_0 \cdot Q_{Na}, \text{ г-экв/сут}, \quad (2.7)$$

где  $Ж_0$  – общая жесткость исходной воды, мг-экв/л.

Количество солей жесткости  $A$ , г-экв/сут, удаляемое на Na-катионитных фильтрах:

$$A = 24 \cdot 8,8 \cdot 168 = 35482 \text{ г-экв/сут}.$$

Число регенераций каждого фильтра в сутки  $n$  определяется по формуле:

$$n = \frac{A}{f_{Na} \cdot H_{cl} \cdot E_p^{Na} \cdot a}, \quad (2.8)$$

где  $n$  – число регенераций каждого фильтра первой ступени в сутки;

$H_{cl}$  – высота слоя катионита, м; принимается  $H_{cl} = 2 \text{ м}$ ;

$a$  – число работающих фильтров, шт.;

$E_p^{Na}$  – рабочая обменная способность катионита, г-экв/м<sup>3</sup>, определяется из уравнения:

$$E_p^{Na} = \alpha_3 \cdot \beta_{Na} \cdot E_n - 0,5q \cdot Ж_0, \quad (2.9)$$

где  $\alpha_3$  – коэффициент эффективности регенерации, учитывающий неполноту регенерации катионита в зависимости от удельного расхода соли на регенерацию. Удельный расход соли принимается  $180 \text{ г/г-экв}$ , тогда  $\alpha_3 = 0,78$ ;

$\beta_{Na}$  – коэффициент, учитывающий снижение обменной способности катионита по ионам  $\text{Ca}^{2+}$  и  $\text{Mg}^{2+}$  за счет частичного задержания катионов Na:

$$Q_c^{Na} = \frac{C_{Na}^2}{Ж_0} = \frac{1^2}{8,8} = 0,114 \text{ мг-экв/л};$$

$$\beta_{Na} = 0,83;$$

$E_n$  – полная обменная способность катионита, г-экв/м<sup>3</sup>,  $E_n = 1700$  г-экв/м<sup>3</sup>;

$q$  – удельный расход воды на отмывку катионита, м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>;  $q = 6$  м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>,

0,5 – доля умягчения отмывочной воды.

$$E_p^{Na} = 0,78 \cdot 0,83 \cdot 1700 - 0,5 \cdot 6 \cdot 8,8 = 1074,2 \text{ г-экв/м}^3;$$

Число регенераций каждого фильтра в сутки:

$$n = 35482 / (1,72 \cdot 2 \cdot 1074,2 \cdot 7) = 1,37 \approx 1,4$$

Расход 100% поваренной соли на одну регенерацию фильтра:

$$Q_c^{Na} = 1074,2 \cdot 1,72 \cdot 2 \cdot 180 / 1000 = 665,1 \text{ кг.}$$

Суточный расход технической соли:

$$Q_{т.с.} = 665,1 \cdot 1,4 \cdot 7 \cdot 100 / 93 = 7009 \text{ кг/сут.}$$

где 93 – содержание NaCl в технической соли, %.

Расход воды на одну регенерацию Na-катионитового фильтра складывается из расхода на взрыхляющую промывку, расхода на приготовление регенерационного раствора, расхода воды на отмывку катионита.

1) Объем воды на взрыхляющую промывку.

Интенсивность взрыхляющей промывки фильтров принимается  $i = 4$  л/с·м<sup>2</sup>; продолжительность взрыхляющей промывки  $t_{взр} = 30$  мин.

$$Q_{взр} = 4 \cdot 1,72 \cdot 60 \cdot 30 / 1000 = 12,4 \text{ м}^3.$$

2) Объем воды на приготовление регенерационного раствора соли.

Концентрация регенерационного раствора  $b = 8$  %; плотность регенерационного раствора  $\rho_{р.р.} = 1,056$  т/м<sup>3</sup>.

$$Q_{р.р.} = 665,1 \cdot 100 / (1000 \cdot 8 \cdot 1,056) = 7,9 \text{ м}^3.$$

3) Расход воды на отмывку катионита от продуктов регенерации.

$$Q_{от} = 6 \cdot 1,72 \cdot 2 = 20,64 \text{ м}^3.$$

Расход воды на одну регенерацию Na-катионитного фильтра составит:

$$Q_{с.н.} = 12,4 + 7,9 + 20,64 = 40,94 \text{ м}^3.$$

Межрегенерационный период работы фильтра определяется из уравнения:

$$T_{Na} = \frac{24}{n} - t_{рег}^{Na}, \quad (2.10)$$

где  $t_{рег}^{Na}$  – продолжительность регенерации фильтра, ч:

$$t_{рег}^{Na} = t_{взр} + t_{p.p.} + t_{от}, \text{ мин} \quad (2.11)$$

где  $t_{взр}$  – продолжительность взрыхляющей промывки фильтра, мин;

$t_{p.p.}$  – продолжительность пропуска регенерационного раствора, мин;

$t_{от}$  – продолжительность отмывки фильтров от продуктов регенерации, мин:

Продолжительность взрыхляющей промывки фильтра  $t_{взр} = 30$  мин.

Скорость пропуска регенерационного раствора  $w_{p.p.} = 4$  м/ч.

Продолжительность пропуска регенерационного раствора:

$$t_{p.p.} = 7,9 \cdot 60 / (4 \cdot 1,72) = 69 \text{ мин.}$$

Скорость пропуска отмывочной воды  $w_{от} = 7$  м/ч.

$$t_{от} = 20,64 \cdot 60 / (7 \cdot 1,72) = 103 \text{ мин.}$$

$$t_{рег}^{Na} = 30 + 69 + 103 = 202 \text{ мин} = 3,4 \text{ ч.}$$

$$T_{Na} = 24 / n - t_{рег}^{Na} = 24 / 1,4 - 3,4 = 13,7 \text{ ч.}$$

Количество одновременно регенерируемых фильтров:

$$n_{o.p} = 1,4 \cdot 7 \cdot 3,4 / 24 = 1,4 \approx 2.$$

**Пример 2.5.** Рассчитать установку для подготовки воды для водогрейных котлов производительностью 200 м<sup>3</sup>/ч. Качество исходной воды приведено в таблице 2.3.

### Решение

Для данного качества воды принимается следующая технологическая схема: предварительная очистка воды путем коагулирования примесей воды, осветления и обесцвечивания на осветлителях со слоем взвешенного осадка и напорных скорых фильтрах, умягчение воды на H-Na-катионитовых фильтрах

(параллельное). Показатель умягченной воды  $K = 0,1 \cdot 0,35 = 0,35$ , что ниже требуемого значения  $K = 0,5$ .

Расход воды с учётом собственных нужд водоподготовительной установки (принимая расход на собственные нужды – 20% от требуемой производительности, из которых 5% – на собственные нужды предварительной очистки, с учетом оборота промывных вод фильтров, и 15% – на собственные нужды катионитных фильтров):

$$Q_{Na} = 1,2 \cdot 200 = 240 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

В начале определим расход воды подаваемой на Н-катионитовые фильтры при параллельном водород-натрий-катионировании. При параллельном водород-натрий катионировании доля воды, обрабатываемой на Н-катионитовых фильтрах, определяется из уравнения:

$$y = \frac{Щ_{у.в.} - Щ_{ост}}{A + Щ_{у.в.}} \quad (2.12)$$

где  $y$  – доля воды, подлежащая умягчению на Н-катионитовых фильтров;  $Щ_{ост}$  – остаточная щелочность умягченной воды, мг-экв/л;  $A$  – сумма анионов сильных кислот (как правило, это сумма хлоридов и сульфатов), мг-экв/л.

$$y = (Щ_{у.в.} - Щ_{ост}) / (A + Щ_{у.в.}) = (6,0 - 0,35) / (2,8 + 6,0) = 0,64$$

$$Q_H = Q \cdot y = 240 \cdot 0,64 = 154 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Расчет Н-катионитного фильтра начинают с подбора диаметра фильтра по скорости фильтрования. Принимаем нормальную и максимальную скорость фильтрования в зависимости от жесткости исходной воды  $Ж_0 = 8,8$  мг-экв/л:  $w_H = 15$  м/ч и  $w_M = 25$  м/ч. Определяем предварительно общую площадь ионообменных фильтров:  $f = 154 / 15 = 10,3 \text{ м}^2$ .

Принимаем 3 рабочих (+ 1 резервный) фильтра диаметром 2000 мм с площадью фильтрования  $3,1 \text{ м}^2$ . Фактические скорости фильтрования:

$$w_H = 154 / (3,1 \cdot 3) = 16,5 \text{ м/ч};$$

$$w_M = 154 / (3,1 \cdot (3 - 1)) = 24,8 \text{ м/ч}.$$

Количество солей жесткости  $A$ , г-экв/сут, удаляемое на Н-катионитных фильтрах:

$$A = 24 \cdot 8,8 \cdot 154 = 32525 \text{ г-экв/сут.}$$

Высота слоя катионита принимается  $H_{cl} = 2$  м.

Рабочая обменная способность катионита определяется из уравнения:

$$E_p^H = \alpha_{\varepsilon} \cdot \beta_{Na} \cdot E_n - 0,5q \cdot C_k, \text{ г-экв/м}^3, \quad (2.13)$$

где  $\alpha_{\varepsilon}$  – коэффициент эффективности регенерации, учитывающий неполноту регенерации катионита в зависимости от удельного расхода кислоты на регенерацию, принимается  $\alpha_{\varepsilon} = 0,9-0,93$ ;

$\beta_{Na}$  – коэффициент, учитывающий снижение обменной способности катионита по ионам  $Ca^{2+}$  и  $Mg^{2+}$  за счет частичного задержания катионов  $Na$ :

$$Q_c^{Na} = \frac{C_{Na}^2}{Ж_0} = \frac{1^2}{8,8} = 0,114 \text{ мг-экв/л;}$$

$$\beta_{Na} = 0,83;$$

$E_n$  – полная обменная способность катионита, г-экв/м<sup>3</sup>,  $E_n = 1700$  г-экв/м<sup>3</sup>;

0,5 – доля умягчения отмывочной воды;

$q$  – удельный расход воды на отмывку катионита, м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>;  $q = 6,5$  м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>;

$C_k$  – общее содержание в воде катионов кальция, магния, натрия и калия, мг-экв/л,  $C_k = 9,8$  мг-экв/л.

$$E_p^{Na} = 0,91 \cdot 0,83 \cdot 1700 - 0,5 \cdot 6,5 \cdot 9,8 = 1252,2 \text{ г-экв/м}^3.$$

Число регенераций каждого фильтра в сутки:

$$n = 32525 / (3,1 \cdot 2 \cdot 1252,2 \cdot 3) = 1,4.$$

Удельный расход серной кислоты выбирается по графику 4 из Методических указаний к курсовому проектированию,  $q_k = 200$  г/г-экв.

Расход 100% серной кислоты на одну регенерацию фильтра:

$$Q_k^H = 1252,2 \cdot 3,1 \cdot 2 \cdot 200 / 1000 = 1552,7 \text{ кг.}$$

Суточный расход 93% технической кислоты:

$$Q_{т.к.} = 1552,7 \cdot 1,4 \cdot 3 \cdot 100 / 93 = 7012 \text{ кг/сут.}$$

где 93 – содержание чистой кислоты в техническом продукте, %.

Расход воды на одну регенерацию Н-катионитового фильтра складывается из расхода на взрыхляющую промывку, расхода на приготовление регенерационного раствора, расхода воды на отмывку катионита.

1) Объем воды на взрыхляющую промывку.

Интенсивность взрыхляющей промывки фильтров принимается  $i = 3$  л/с·м<sup>2</sup>; продолжительность взрыхляющей промывки  $t_{взр} = 30$  мин.

$$Q_{взр} = 3 \cdot 3,1 \cdot 60 \cdot 30 / 1000 = 16,74 \text{ м}^3.$$

2) Объем воды на приготовление регенерационного раствора.

Регенерационный раствор пропускается с нарастающей концентрацией от 1 до 6 %; плотность регенерационного раствора при 3%  $\rho_{р.р.} = 1,020$  т/м<sup>3</sup>.

$$Q_{р.р.} = 1552,7 \cdot 100 / (1000 \cdot 3 \cdot 1,020) = 50,7 \text{ м}^3.$$

3) Расход воды на отмывку катионита от продуктов регенерации.

$$Q_{от} = 6,5 \cdot 3,1 \cdot 2 = 40,3 \text{ м}^3.$$

Расход воды на одну регенерацию Н-катионитного фильтра составит:

$$Q_{С.Н.} = 16,74 + 50,7 + 40,3 = 107,74 \text{ м}^3.$$

Скорость пропуска регенерационного раствора  $w_{р.р.} = 10$  м/ч.

Продолжительность пропуска регенерационного раствора:

$$t_{р.р.} = 50,7 \cdot 60 / (10 \cdot 3,1) = 98 \text{ мин.}$$

Скорость пропуска отмывочной воды  $w_{от} = 10$  м/ч.

$$t_{от} = 40,3 \cdot 60 / (10 \cdot 3,1) = 78 \text{ мин.}$$

$$t_{пер}^H = 30 + 98 + 78 = 206 \text{ мин} = 3,4 \text{ ч.}$$

$$\underline{T}_{Na} = 24 / n - t_{пер}^H = 24 / 1,4 - 3,4 = 13,7 \text{ ч.}$$

Количество одновременно регенерируемых фильтров:

$$n_{о.р.} = 1,4 \cdot 3 \cdot 3,4 / 24 = 0,6 \approx 1.$$

### 2.3. Расчет схем глубокого умягчения воды

*Расчет схем двухступенчатого Na-катионирования, последовательного H-Na-катионирования и схемы частичного обессоливания.*

**Пример 2.6.** Рассчитать установку для подготовки воды для котлов среднего давления производительностью 160 м<sup>3</sup>/ч. Качество исходной воды приведено в таблице 2.4.

Таблица 2.4

№ п/п	Показатели качественного состава воды	Ед. изм.	Значение
1	Жесткость общая	мг-экв/л	5,2
2	Щелочность	мг-экв/л	6,0
3	Сульфаты	мг-экв/л	0,5
4	Хлориды	мг-экв/л	0,5
5	Кальций	мг-экв/л	3,7
6	Магний	мг-экв/л	1,5
7	Натрий + калий	мг-экв/л	1,8

### Решение

Для подготовки воды для котлов среднего давления принимается технологическая схема двухступенчатого Na-катионирования.

Расход воды с учётом собственных нужд водоподготовительной установки (принимаем расход на собственные нужды – 25%):

$$Q_{\text{Na}} = 1,25 \cdot 160 = 200 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

### Расчет Na-катионитных фильтров первой ступени

Расчет Na-катионитного фильтра начинают с подбора диаметра фильтра по скорости фильтрования.

Принимаем 4 рабочих + 1 резервных фильтра диаметром 2000 мм с площадью фильтрования 3,1 м<sup>2</sup>.

$$w_{\text{н}} = 200 / (3,1 \cdot 4) = 15,12 \text{ м}^3/\text{ч};$$

$$w_{\text{м}} = 200 / (3,1 \cdot (4 - 1)) = 21,5 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Количество солей жесткости  $A$ , г-экв/сут, удаляемое на Na-катионитных фильтрах первой ступени:

$$A = 24 \cdot 5,2 \cdot 200 = 24960 \text{ г-экв/сут.}$$

Число регенераций каждого фильтра в сутки  $n$  определяется по формуле (2.4), рабочая обменная способность катионита, г-экв/м<sup>3</sup>, определяется из уравнения (2.5). Коэффициент эффективности регенерации принимается  $\alpha_3 = 0,64$ ; коэффициент, учитывающий снижение обменной способности катионита по ионам  $\text{Ca}^{2+}$  и  $\text{Mg}^{2+}$  за счет частичного задержания катионов Na принимается  $\beta_{\text{Na}} = 0,69$ .

$$Q_c^{\text{Na}} = \frac{C_{\text{Na}}^2}{J_0} = \frac{1,8^2}{5,2} = 0,62 \text{ мг-экв/л.}$$

$$E_p^{\text{Na}} = 0,64 \cdot 0,69 \cdot 1700 - 0,5 \cdot 6 \cdot 5,2 = 735,12 \text{ г-экв/м}^3;$$

$$n = 24960 / (3,1 \cdot 2,5 \cdot 735,12 \cdot 4) = 1,1$$

Расход 100% поваренной соли на одну регенерацию фильтра:

$$Q_c^{\text{Na}} = 735,12 \cdot 3,1 \cdot 1,5 \cdot 110 / 1000 = 376 \text{ кг.}$$

Суточный расход технической соли:

$$Q_{\text{т.с.}} = 376 \cdot 1,5 \cdot 4 \cdot 100 / 93 = 2425,8 \text{ кг/сут.}$$

*Расход воды на регенерацию:*

1) Расход воды на взрыхляющую промывку:

$$Q_{\text{взр.}} = 4 \cdot 3,1 \cdot 60 \cdot 15 / 1000 = 11,16 \text{ м}^3.$$

2) Расход воды на приготовление регенерационного раствора соли:

$$Q_{\text{р.р.}} = 376 \cdot 100 / (1000 \cdot 8 \cdot 1,056) = 4,45 \text{ м}^3.$$

3) Расход воды на отмывку катионита от продуктов регенерации:

$$Q_{\text{от}} = 6 \cdot 3,1 \cdot 2,5 = 46,5 \text{ м}^3.$$

Расход воды на одну регенерацию Na-катионитного фильтра первой ступени:

$$Q_{\text{с.н.}} = 11,16 + 4,45 + 46,5 = 62,11 \text{ м}^3.$$

Определим межрегенерационный период работы фильтра и время регенерации фильтра.

Время пропуска регенерационного раствора:

$$t_{p.p.} = 4,45 \cdot 60 / (4 \cdot 3,1) = 21,5 \text{ мин.}$$

Время отмывки фильтров от продуктов регенерации:

$$t_{om} = 46,5 \cdot 60 / (7 \cdot 3,1) = 129 \text{ мин.}$$

$$t_{рег}^{Na} = 15 + 21,5 + 129 = 165,5 \text{ мин} \approx 2,76 \text{ ч.}$$

$$T_{Na} = (24 / 1,1) - 2,76 = 19,06 \text{ ч.}$$

Количество одновременно регулируемых фильтров:

$$n_{o.p} = 1,5 \cdot 4 \cdot 2,76 / 24 = 0,7 \approx 1.$$

### **Расчет Na-катионитных фильтров второй ступени**

Принимаем 3 рабочих фильтра диаметром 1500 мм с площадью фильтрования 1,72 м<sup>2</sup>.

$$w_n = 200 / (1,72 \cdot 3) = 39 \text{ м/ч;}$$

$$w_m = 200 / (1,72 \cdot (3 - 1)) = 58 \text{ м/ч.}$$

Количество солей жесткости А, г-экв/сут, удаляемое на Na-катионитных фильтрах второй ступени (после первой ступени очистки принимаем жесткость 0,1 мг-экв/л).

$$A = 24 \cdot 0,1 \cdot 200 = 480 \text{ г-экв/сут.}$$

Число регенераций каждого фильтра в сутки (рабочая обменная способность катионита принимается  $E_p^{Na} = 250 \text{ г-экв/м}^3$ ).

$$n = 480 / (1,72 \cdot 1,5 \cdot 250 \cdot 3) = 0,25.$$

Расход 100% поваренной соли на одну регенерацию фильтра:

$$Q_c^{Na} = 250 \cdot 1,72 \cdot 1,5 \cdot 350 / 1000 = 226 \text{ кг.}$$

Суточный расход технической соли:

$$Q_{т.с.} = 226 \cdot 0,25 \cdot 3 \cdot 100 / 93 = 182 \text{ кг/сут.}$$

*Расход воды на регенерацию:*

1) Расход воды на взрыхляющую промывку:

$$Q_{взр.} = 3 \cdot 1,72 \cdot 60 \cdot 15 / 1000 = 4,64 \text{ м}^3.$$

2) Расход воды на приготовление регенерационного раствора соли:

$$Q_{p.p.} = 226 \cdot 100 / (1000 \cdot 8 \cdot 1,056) = 2,8 \text{ м}^3.$$

3) Расход воды на отмывку катионита от продуктов регенерации, м<sup>3</sup>

$$Q_{от} = 8 \cdot 1,72 \cdot 1,5 = 20,6 \text{ м}^3.$$

Расход воды на одну регенерацию Na-катионитного фильтра второй ступени составляет:

$$Q_{с.н.} = 4,64 + 2,8 + 20,6 = 28,0 \text{ м}^3.$$

Определим межрегенерационный период работы фильтра и время регенерации фильтра.

Время пропуска регенерационного раствора:

$$t_{p.p.} = 2,8 \cdot 60 / (5 \cdot 1,72) = 20 \text{ мин.}$$

Время отмывки фильтров от продуктов регенерации:

$$t_{от} = 20,6 \cdot 60 / (7 \cdot 1,72) = 103 \text{ мин.}$$

$$t_{рег}^{Na} = 15 + 20 + 103 = 138 \text{ мин} \approx 2,3 \text{ ч.}$$

$$T_{Na} = (24 / 0,25) - 2,3 = 93,7 \text{ ч.}$$

Количество одновременно регулируемых фильтров:

$$n_{o.p.} = 0,25 \cdot 3 \cdot 2,3 / 24 = 0,072 \ll 1.$$

## 2.4. Расчет схем обессоливания воды

### *Расчет схемы глубокого обессоливания.*

**Пример 2.7.** Рассчитать установку глубокого обессоливания производительностью 200 м<sup>3</sup>/ч. Качество исходной воды приведено в таблице 2.5.

Таблица 2.5

№ п/п	Показатели качественного состава воды	Ед. изм.	Значение
1	Жесткость общая	мг-экв/л	8,0
2	Щелочность	мг-экв/л	6,5
3	Сульфаты	мг-экв/л	0,5
4	Хлориды	мг-экв/л	1,5

5	Кальций	мг-экв/л	5,5
6	Магний	мг-экв/л	2,5
7	Натрий + калий	мг-экв/л	0,5
8	Кремнекислота ( $\text{SiO}_3^{2-}$ )	мг/л	19
9	рН	–	7,3
10	Общее солесодержание	мг/л	645

### Решение

Для подготовки глубокообессоленной воды принимается технологическая схема двухступенчатого Н-ОН-ионирования.

Расход воды с учётом собственных нужд водоподготовительной установки (принимаем расход на собственные нужды – 30%):

$$Q_{\text{Na}} = 1,30 \cdot 200 = 260 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

### Расчет Н-катионитных фильтров первой ступени

Расчет Н-катионитных фильтров начинают с подбора диаметра фильтра по скорости фильтрования. Принимаем нормальную и максимальную скорость фильтрования в зависимости от жесткости исходной воды  $J_0 = 8,0$  мг-экв/л:  $w_n = 15$  м/ч и  $w_m = 25$  м/ч. Определяем предварительно общую площадь ионообменных фильтров:  $f = 260 / 15 = 17,3 \text{ м}^2$ .

Принимаем 3 рабочих (+ 1 резервный) фильтра диаметром 2600 мм с площадью фильтрования  $5,2 \text{ м}^2$ . Фактические скорости фильтрования:

$$w_n = 260 / (5,2 \cdot 3) = 16,6 \text{ м/ч};$$

$$w_m = 260 / (5,2 \cdot (3 - 1)) = 25 \text{ м/ч}.$$

Количество солей жесткости  $A$ , г-экв/сут, удаляемое на Н-катионитных фильтрах первой ступени:

$$A = 24 \cdot 8,0 \cdot 260 = 49\,920 \text{ г-экв/сут}.$$

Высота слоя катионита принимается  $H_{cl} = 2 \text{ м}$ .

Рабочая обменная способность катионита определяется из уравнения (2.9). Коэффициент эффективности регенерации принимается  $\alpha_3 = 0,9$ . Коэффициент, учитывающий снижение обменной способности катионита по ионам  $\text{Ca}^{2+}$  и  $\text{Mg}^{2+}$  принимается  $\beta_{Na} = 0,91$ , так как

$$Q_c^{Na} = \frac{C_{Na}^2}{J_0} = \frac{0,5^2}{8,0} = 0,03 \text{ мг-экв/л.}$$

Полная обменная способность катионита принимается  $E_n = 1700$  г-экв/ $\text{м}^3$ .

Удельный расход воды на отмывку катионита принимается  $q = 6,5$   $\text{м}^3/\text{м}^3$ .

Общее содержание в воде катионов кальция, магния, натрия и калия составляет  $C_k = 8,5$  мг-экв/л.

$$E_p^{Na} = 0,90 \cdot 0,91 \cdot 1700 - 0,5 \cdot 6,5 \cdot 8,5 = 1364,7 \text{ г-экв/м}^3.$$

Число регенераций каждого фильтра в сутки:

$$n = 49\,920 / (5,2 \cdot 2 \cdot 1364,7 \cdot 3) = 1,17.$$

Удельный расход серной кислоты принимается  $q_k = 200$  г/г-экв.

Расход 100% серной кислоты на одну регенерацию фильтра:

$$Q_k^H = 1364,7 \cdot 5,2 \cdot 2 \cdot 200 / 1000 = 2838,6 \text{ кг.}$$

Суточный расход 93% технической кислоты:

$$Q_{т.к.} = 2838,6 \cdot 1,17 \cdot 3 \cdot 100 / 93 = 10\,713 \text{ кг/сут.}$$

где 93 – содержание чистой кислоты в техническом продукте, %.

Расход воды на одну регенерацию Н-катионитового фильтра складывается из расхода на взрыхляющую промывку, расхода на приготовление регенерационного раствора, расхода воды на отмывку катионита.

1) Объем воды на взрыхляющую промывку.

Интенсивность взрыхляющей промывки фильтров принимается  $i = 3$  л/с· $\text{м}^2$ ; продолжительность взрыхляющей промывки  $t_{взр} = 30$  мин.

$$Q_{взр} = 3 \cdot 5,2 \cdot 60 \cdot 30 / 1000 = 28,1 \text{ м}^3.$$

2) Объем воды на приготовление регенерационного раствора.

Регенерационный раствор пропускается с нарастающей концентрацией от 1 до 6 %; плотность регенерационного раствора при 3%  $\rho_{p.p.} = 1,020$  т/м<sup>3</sup>. Скорость пропуска регенерационного раствора  $w_{p.p.} = 10$  м/ч.

$$Q_{p.p.} = 2838,6 \cdot 100 / (1000 \cdot 3 \cdot 1,020) = 92,8 \text{ м}^3.$$

3) Расход воды на отмывку катионита от продуктов регенерации.

$$Q_{om} = 6,5 \cdot 5,2 \cdot 2 = 67,6 \text{ м}^3.$$

Расход воды на одну регенерацию Н-катионитного фильтра составит:

$$Q_{C.H.} = 28,1 + 92,8 + 67,6 = 188,5 \text{ м}^3.$$

Продолжительность пропуска регенерационного раствора:

$$t_{p.p.} = 92,8 \cdot 60 / (10 \cdot 5,2) = 107 \text{ мин.}$$

Скорость пропуска отмывочной воды  $w_{om} = 10$  м/ч.

$$t_{om} = 67,6 \cdot 60 / (10 \cdot 5,2) = 78 \text{ мин.}$$

$$t_{\text{пер}}^H = 30 + 107 + 78 = 215 \text{ мин} = 3,6 \text{ ч.}$$

$$\underline{T}_{Na} = 24 / n - t_{\text{пер}}^H = 24 / 1,17 - 3,6 = 16,9 \text{ ч.}$$

Количество одновременно регенерируемых фильтров:

$$n_{o.p.} = 1,17 \cdot 3 \cdot 3,6 / 24 = 0,53 \approx 1.$$

### **Расчет Н-катионитных фильтров второй ступени**

Принимаем нормальную скорость фильтрования  $w_H = 50$  м/ч.

При расчете Н-катионитовых фильтров второй ступени при  $[\text{SO}_4^{2-}]_{\text{ост}} = 0$ ,  $[\text{Na}^+]_{\text{ост}}$  принимают равным:

$$[\text{Na}^+]_{\text{ост}} = [\text{SiO}_3^{2-}] + [\text{CO}_3^{2-}] + [\text{Cl}^-] \quad (2.14)$$

$$[\text{Na}^+]_{\text{ост}} = 0,5 + 0 + 1,5 = 2,0 \text{ мг-экв/л.}$$

Определяем предварительно общую площадь ионообменных фильтров:  $f = 260 / 50 = 5,2 \text{ м}^2$ .

Принимаем 2 рабочих (+ 1 резервный) фильтра диаметром 2000 мм с площадью фильтрования 3,1 м<sup>2</sup>. Фактические скорости фильтрования:

$$w_H = 260 / (3,1 \cdot 2) = 41,9 \text{ м/ч;}$$

$$w_m = 260 / (3,1 \cdot (2 - 1)) = 83,9 \text{ м/ч.}$$

Количество солей жесткости А, г-экв/сут, удаляемое на Н-катионитных фильтрах второй ступени:

$$A = 24 \cdot 2,0 \cdot 260 = 12\,480 \text{ г-экв/сут.}$$

Высота слоя катионита принимается  $H_{cl} = 1,5 \text{ м.}$

Рабочая обменная способность катионита принимается  $E_n = 750 \text{ г-экв/м}^3$ .

Удельный расход воды на отмывку катионита принимается  $q = 10 \text{ м}^3/\text{м}^3$ .

Число регенераций каждого фильтра в сутки:

$$n = 12\,480 / (3,1 \cdot 1,5 \cdot 750 \cdot 2) = 1,79.$$

Удельный расход серной кислоты принимается  $q_k = 100 \text{ г/г-экв.}$

Расход 100% серной кислоты на одну регенерацию фильтра:

$$Q_k^H = 750 \cdot 3,1 \cdot 1,5 \cdot 100 / 1000 = 348,75 \text{ кг.}$$

Суточный расход 93% технической кислоты:

$$Q_{m.k.} = 348,75 \cdot 1,79 \cdot 2 \cdot 100 / 93 = 1342,5 \text{ кг/сут.}$$

где 93 – содержание чистой кислоты в техническом продукте, %.

Расход воды на одну регенерацию Н-катионитового фильтра складывается из расхода на взрыхляющую промывку, расхода на приготовление регенерационного раствора, расхода воды на отмывку катионита.

1) Объем воды на взрыхляющую промывку.

Интенсивность взрыхляющей промывки фильтров принимается  $i = 3 \text{ л/с} \cdot \text{м}^2$ ; продолжительность взрыхляющей промывки  $t_{взр} = 30 \text{ мин.}$

$$Q_{взр} = 3 \cdot 3,1 \cdot 60 \cdot 30 / 1000 = 16,74 \text{ м}^3.$$

2) Объем воды на приготовление регенерационного раствора соли.

Регенерационный раствор пропускается с концентрацией 6 %; плотность регенерационного раствора при 6%  $\rho_{p.p.} = 1,040 \text{ т/м}^3$ . Скорость пропуска регенерационного раствора  $w_{p.p.} = 10 \text{ м/ч.}$

$$Q_{p.p.} = 348,75 \cdot 100 / (1000 \cdot 6 \cdot 1,040) = 5,6 \text{ м}^3.$$

3) Расход воды на отмывку катионита от продуктов регенерации.

$$Q_{от} = 10 \cdot 3,1 \cdot 1,5 = 46,5 \text{ м}^3.$$

Расход воды на одну регенерацию Н-катионитного фильтра составит:

$$Q_{с.н.} = 16,74 + 5,6 + 46,5 = 68,84 \text{ м}^3.$$

Продолжительность регенерации принимается равной 3 ч.

$$T_{\text{Na}} = 24 / n - t_{\text{рег}}^H = 24 / 1,79 - 3 = 10,4 \text{ ч.}$$

Количество одновременно регенерируемых фильтров:

$$n_{o,p} = 1,79 \cdot 2 \cdot 3 / 24 = 0,45 \approx 1.$$

### **Расчет ОН-анионитных фильтров первой ступени**

Расчет ОН-анионитных фильтров начинают с подбора диаметра фильтра по скорости фильтрования. Принимаем скорость фильтрования  $w = 15$  м/ч. Определяем предварительно общую площадь ионообменных фильтров:  $f = 260 / 15 = 17,3 \text{ м}^2$ .

Принимаем 3 рабочих (+ 1 резервный) фильтра диаметром 2600 мм с площадью фильтрования  $5,2 \text{ м}^2$ . Фактические скорости фильтрования:

$$w_{\text{н}} = 260 / (5,2 \cdot 3) = 16,6 \text{ м/ч};$$

$$w_{\text{м}} = 260 / (5,2 \cdot (3 - 1)) = 25,0 \text{ м/ч.}$$

Количество анионов сильных кислот  $A_{с.к.}$ , г-экв/сут, удаляемое на ОН-анионитных фильтрах первой ступени:

$$A_{с.к.} = 24 \cdot 260 \cdot (2,0 - 0,0) = 12\,480 \text{ г-экв/сут.}$$

Высота слоя анионита принимается  $H_{сл} = 2$  м.

Число регенераций анионитных фильтров в сутки, определяется по формуле:

$$n = \frac{A_{с.к.}}{f_a \cdot H_{сл} \cdot E_p^a \cdot a}, \quad (2.15)$$

где  $n$  – число регенераций каждого фильтра первой ступени в сутки;  $H_{сл}$  – высота слоя анионита, м;  $a$  – число работающих фильтров;  $E_p^a$  – рабочая обменная способность анионита АН-31:

$$E_p^a = \alpha_{\text{э}}^a \cdot E_a - 0,8 \cdot q \cdot C_{с.к.}, \quad (2.16)$$

где  $\alpha^a$  – коэффициент эффективности регенерации анионита, зависящий от удельного расхода щелочи (при расходе NaOH  $q_{\text{NaOH}} = 60$  г-экв/м<sup>3</sup>,  $\alpha^a = 0,8 - 0,9$ );  $E_a$  – полная обменная способность анионита,  $E_a = 800$  г-экв/м<sup>3</sup>;  $q$  – удельный расход воды на отмывку анионита,  $q = 20$  м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>.

$$E_p^a = 0,85 \cdot 800 - 0,8 \cdot 20 \cdot 6,0 = 584 \text{ г-экв/м}^3.$$

Число регенераций каждого фильтра в сутки:

$$n = 12\,480 / (5,2 \cdot 2,0 \cdot 584 \cdot 3) = 0,68.$$

Расход 100% NaOH на одну регенерацию анионитного фильтра, кг, определяется по уравнению:

$$Q_{\text{NaOH}} = \frac{E_p^a \cdot f_a \cdot H_{\text{сл}} \cdot q_{\text{NaOH}}}{1000} \quad (2.17)$$

$$Q_{\text{NaOH}} = 584 \cdot 5,2 \cdot 2 \cdot 60 / 1000 = 364,4 \text{ кг.}$$

Суточный расход 100% NaOH:

$$Q_{\text{NaOH}}^{\text{сут}} = 364,4 \cdot 3 \cdot 0,68 = 743 \text{ кг.}$$

Расход воды на регенерацию одного ОН-анионитного фильтра складывается из расхода на взрыхляющую промывку, расхода на приготовление регенерационного раствора, расхода воды на отмывку анионита.

1) Объем воды на взрыхляющую промывку.

Интенсивность взрыхляющей промывки фильтров принимается  $i = 3$  л/с·м<sup>2</sup>; продолжительность взрыхляющей промывки  $t_{\text{взр}} = 30$  мин.

$$Q_{\text{взр}} = 3 \cdot 5,2 \cdot 60 \cdot 30 / 1000 = 28,1 \text{ м}^3.$$

2) Объем воды на приготовление регенерационного раствора.

Регенерационный раствор пропускается с концентрацией 4 %; плотность регенерационного раствора при 4%  $\rho_{\text{р.р.}} = 1,043$  т/м<sup>3</sup>. Скорость пропуска регенерационного раствора  $w_{\text{р.р.}} = 4$  м/ч.

$$Q_{\text{р.р.}} = 364,4 \cdot 100 / (1000 \cdot 4 \cdot 1,043) = 8,73 \text{ м}^3.$$

3) Объем воды на отмывку анионита от продуктов регенерации.

$$Q_{\text{от}} = 20 \cdot 5,2 \cdot 2 = 208 \text{ м}^3.$$

Расход воды на одну регенерацию ОН-анионитного фильтра составит:

$$Q_{С.Н.} = 28,1 + 8,73 + 208 = 244,8 \text{ м}^3.$$

Продолжительность пропуска регенерационного раствора:

$$t_{p.p.} = 8,73 \cdot 60 / (4 \cdot 5,2) = 25,2 \text{ мин.}$$

Скорость пропуска отмывочной воды  $w_{om} = 10$  м/ч.

$$t_{om} = 208 \cdot 60 / (10 \cdot 5,2) = 240 \text{ мин.}$$

$$t_{рег}^H = 30 + 25 + 240 = 295 \text{ мин} = 4,9 \text{ ч.}$$

$$\underline{T}_{Na} = 24 / n - t_{рег}^H = 24 / 0,68 - 4,9 = 30,4 \text{ ч.}$$

Количество одновременно регенерируемых фильтров:

$$n_{o.p} = 0,68 \cdot 3 \cdot 4,9 / 24 = 0,42 \approx 1.$$

### **Расчет ОН-анионитных фильтров второй ступени**

Принимаем скорость фильтрования  $w = 15$  м/ч. Определяем предварительно общую площадь ионообменных фильтров:  $f = 260 / 15 = 17,3 \text{ м}^2$ .

Принимаем 3 рабочих (+ 1 резервный) фильтра диаметром 2600 мм с площадью фильтрования  $5,2 \text{ м}^2$ . Фактические скорости фильтрования:

$$w_H = 260 / (5,2 \cdot 3) = 16,6 \text{ м/ч;}$$

$$w_M = 260 / (5,2 \cdot (3 - 1)) = 25,0 \text{ м/ч.}$$

Количество анионов слабых кислот  $A_{с.к.}$ , г-экв/сут, удаляемое на ОН-анионитных фильтрах второй ступени (гидрокарбонаты, карбонаты и силикаты):

$$A_{с.к.} = 24 \cdot 260 \cdot (1,2 + 0,5) = 10\ 608 \text{ г-экв/сут.}$$

Высота слоя анионита принимается  $H_{сл} = 1,5$  м.  $E_a$  – полная обменная способность анионита АВ-17 принимается  $500$  г-экв/м<sup>3</sup>.

Рабочая обменная емкость анионита:

$$E_p^{Na} = 0,85 \cdot 500 = 425 \text{ г-экв/м}^3.$$

Удельный расход NaOH на регенерацию  $q_{NaOH} = 500$  г-экв/м<sup>3</sup>,  $q$  – удельный расход воды на отмывку анионита,  $q = 20 \text{ м}^3/\text{м}^3$ .

Число регенераций каждого фильтра в сутки:

$$n = 10\,608 / (5,2 \cdot 1,5 \cdot 425 \cdot 3) = 1,07.$$

Расход 100% NaOH на одну регенерацию анионитного фильтра:

$$Q_{\text{NaOH}} = 425 \cdot 5,2 \cdot 1,5 \cdot 500 / 1000 = 1657,5 \text{ кг.}$$

Суточный расход 100% NaOH:

$$Q_{\text{NaOH}}^{\text{сут}} = 1657,5 \cdot 3 \cdot 1,07 = 5321 \text{ кг.}$$

Расход воды на регенерацию одного ОН-анионитного фильтра складывается из расхода на взрыхляющую промывку, расхода на приготовление регенерационного раствора, расхода воды на отмывку анионита.

1) Объем воды на взрыхляющую промывку.

Интенсивность взрыхляющей промывки фильтров принимается  $i = 3$  л/с·м<sup>2</sup>; продолжительность взрыхляющей промывки  $t_{\text{взр}} = 30$  мин.

$$Q_{\text{взр}} = 3 \cdot 5,2 \cdot 60 \cdot 30 / 1000 = 28,1 \text{ м}^3.$$

2) Объем воды на приготовление регенерационного раствора.

Регенерационный раствор пропускается с концентрацией 4 %; плотность регенерационного раствора при 4%  $\rho_{\text{р.р.}} = 1,043$  т/м<sup>3</sup>. Скорость пропуска регенерационного раствора  $w_{\text{р.р.}} = 4$  м/ч.

$$Q_{\text{р.р.}} = 1657,5 \cdot 100 / (1000 \cdot 4 \cdot 1,043) = 39,7 \text{ м}^3.$$

3) Объем воды на отмывку анионита от продуктов регенерации.

$$Q_{\text{от}} = 20 \cdot 5,2 \cdot 2 = 208 \text{ м}^3.$$

Расход воды на одну регенерацию ОН-анионитного фильтра составит:

$$Q_{\text{С.Н.}} = 28,1 + 39,7 + 208 = 275,8 \text{ м}^3.$$

Продолжительность пропуска регенерационного раствора:

$$t_{\text{р.р.}} = 39,7 \cdot 60 / (4 \cdot 5,2) = 115 \text{ мин.}$$

Скорость пропуска отмывочной воды  $w_{\text{от}} = 10$  м/ч.

$$t_{\text{от}} = 208 \cdot 60 / (10 \cdot 5,2) = 240 \text{ мин.}$$

$$t_{\text{рег}}^H = 30 + 115 + 240 = 385 \text{ мин} = 6,42 \text{ ч.}$$

$$\underline{T}_{\text{Na}} = 24 / n - t_{\text{рег}}^H = 24 / 1,07 - 6,42 = 16,0 \text{ ч.}$$

Количество одновременно регенерируемых фильтров:

$$n_{\text{o.р.}} = 1,07 \cdot 3 \cdot 6,42 / 24 = 0,86.$$

## 2.5. Расчет установки обратного осмоса

**Пример 2.8.** Рассчитать установку обессоливания подземной воды методом обратного осмоса производительностью 30 м<sup>3</sup>/ч. Общее солесодержание фильтрата (обессоленной воды) должно быть не более 5 мг/л. Общее солесодержание концентрата не должно превышать 2000 мг/л. Качество исходной воды приведено в таблице 2.5. Расчетная температура воды – 8 °С.

### Решение

Для подготовки обессоленной воды принимается технологическая схема одноступенчатого обратного осмоса. Установка строится по каскадному принципу (соединение мембранных аппаратов по типу «елочка»).

Необходимо подобрать тип и марку мембранных аппаратов, определить их количество, рассчитать рабочее давление и выход фильтрата.

Решение данного примера демонстрируется на примере использования программного продукта ROSA 6.0, предназначенного для расчета обратноосмотических установок с мембранами Dow (Dupont). Для расчета мембранных установок можно использовать свободно распространяемое ПО: NanotechROCAD, Winflows4.02, ROSA\_Desalitech, CSM PRO, IMSDesign, программа расчета установок Waterlab и др.

Шаг 1. На вкладке «Project Info» вводим название проекта, выбираем единицы измерения. Предварительно выбираем выход фильтрата (Recovery) на уровне 75%.

System Perm Flow:	0,20	m3/h
System Feed Flow:	1,33	m3/h
System Recovery:	15,00	%

**Project Name:** 2.8

**Case Number:** 1

**Project Information:**

**Design Note for this Case:**

**Project Preferences**

Analysis By: A

Company Name: MGSU

Balance Analysis with: NaCl

Select a Unit Set: Flow: m3/h, Pressure: bar

Temperature Unit  
 Celsius  
 Fahrenheit

Small Commercial System

Unit set used: m3/h (Flow); bar (pressure) .html 26.10.2021

Шаг 2. На вкладке «Feed» вводим исходные данные по качеству воды, включая pH и температуру. Выбираем в качестве исходной воды подземную воду (Well Water). После ввода всех данных производим баланс состава воды по катионам и анионами нажатием на кнопку «Adjust All Ions».

**ROSA System Selection and Data Entry**

File Options Calculation Help

Project Name:

Case Number:

System Perm Flow:  m3/h  
 System Feed Flow:  m3/h  
 System Recovery:  %

Water:  Total Number of Feed Streams:

Ionic Analysis Feed Pct:  % Feed Number:

Ions	mg/l	ppm CaCO3	meq/l	Total Conc.
Ammonium (NH4)	0,000	0,000	0,000	0,00
Potassium (K)	0,000	0,000	0,000	0,00
Sodium (Na)	11,505	25,022	0,500	11,51
Magnesium (Mg)	30,416	125,109	2,502	30,42
Calcium (Ca)	110,316	275,239	5,505	110,32
Strontium (Sr)	0,000	0,000	0,000	0,00
Barium (Ba)	0,000	0,000	0,000	0,00
Carbonate (CO3)	0,444	0,740	0,015	0,44
Bicarbonate (HCO3)	396,532	325,000	6,500	396,53
Nitrate (NO3)	0,000	0,000	0,000	0,00
Chloride (Cl)	53,133	74,935	1,499	53,13
Fluoride (F)	0,000	0,000	0,000	0,00
Sulfate (SO4)	23,979	24,978	0,500	23,98
Silica (SiO2)	19,017	n.a.	n.a.	19,02
Boron (B)	0,000	n.a.	n.a.	n.a.

Specify individual solutes

TDS:  mg/l  
 Feed Temp.:  C  
 Feed pH:   
 Feed:  m3/h

Charge Balance:

Cations:    
 Anions:    
 Balance:

Note: Any changes in raw feed water composition will affect scaling calculation. Please review scaling calculation.

Unit set used: m3/h (Flow); bar (pressure) .html 26.10.2021

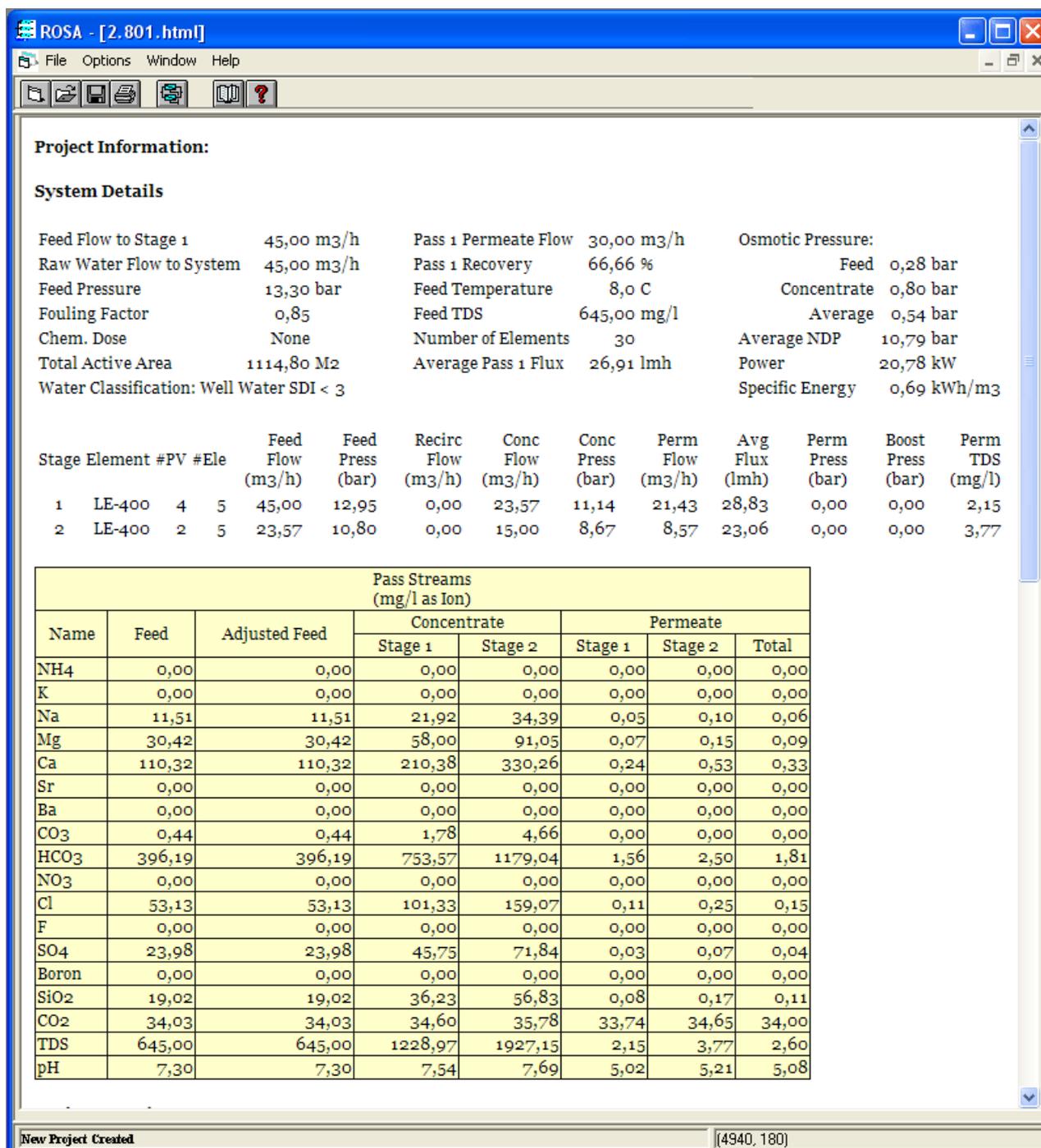
Шаг 3. На вкладке «Scaling» выбираем режим без дозирования реагентов (No Chemical Added), что по факту предполагает работу с дозированием ингибиторов солеотложений.

На вкладке «Configuration» производим конфигурацию нашей установки. Выбираем количество каскадов (Number of Stages In Pass) равное 2. Общее количество мембранных элементов в установке предварительно оцениваем по полезной производительности установки и по единичной производительности одного мембранного элемента – для аппаратов типа 8040 она лежит в пределах от 600 до 1400 л/ч (при работе на пресной воде). Производительность мембранного элемента зависит от типа мембраны – BW, LE, XLE (обычные для солоноватой воды, низконапорные, ультранизконапорные). Для каждого каскада (Stage 1, Stage 2) выбираем количество напорных корпусов (Number of Pressure Vessels in Stage) так, чтобы на первом каскаде было примерно в 2-3 раза больше корпусов

сов, чем на втором, и выбираем количество мембранных элементов в одном корпусе (Number of Elements in Each Vessel) – 6 шт. (может быть от 1 до 6 шт. и более, зависит от производительности установки). Выбираем предварительно тип мембранного элемента (далее он будет корректироваться, в зависимости от того, обеспечивается качество фильтрата или нет) – LE-400. Вводим расход исходной воды (40 м<sup>3</sup>/ч) и расход фильтрата (30 м<sup>3</sup>/ч). Расход исходной воды подбираем таким образом, чтобы выход фильтрата составил примерно 75%.

Производим первый расчет (Perform Calculations). Проверяем качество фильтрата и концентрата, рабочее давление (должно быть в пределах 12 – 16 бар). Так как солесодержание концентрата превысило заданное значение, увеличиваем расход исходной воды до 45 м<sup>3</sup>/ч, для корректировки давления изменяем общее количество мембранных элементов в установке. Итог расчетов,

включающий конфигурацию установки и качество фильтрата и концентрата, показан на рисунке ниже.



Общее количество мембранных элементов типа LE-400 составило 30 шт., в первом каскаде 4 напорных корпуса по 5 элементов, на втором – 2 корпуса по 5 элементов. Рабочее давление 13,3 бар, производительность одного элемента –

1000 л/ч. Общее солесодержание (TDS) фильтрата (обессоленной воды) – 2,6 мг/л, концентрата – 1927 мг/л. Выход фильтрата – 66,66 %.

### **3. Дегазация и удаление кремниевой кислоты. Обработка и охлаждение оборотной воды**

#### **3.1. Расчет вспомогательных сооружений схем водоподготовки**

**Пример 3.1.** Рассчитать оборудование для хранения и расходования поваренной соли NaCl (для примера 2.6).

##### **Решение**

Для мокрого хранения соли предусматриваем два железобетонных резервуара. Объем резервуаров мокрого хранения:

$$V_{\text{NaCl}} = 1,5 \cdot (2425,8 + 182) \cdot (30 + 5) / 1000 = 136,9 \text{ м}^3.$$

Объем мерника для хранения крепкого раствора соли для фильтров первой ступени:

$$V_{\text{NaCl}} = 376 \cdot 4 \cdot 1,1 \cdot 100 / (1000 \cdot 26 \cdot 1,197) = 5,3 \text{ м}^3.$$

Объем мерника для хранения крепкого раствора соли для фильтров второй ступени:

$$V_{\text{NaCl}} = 226 \cdot 3 \cdot 0,25 \cdot 100 / (1000 \cdot 26 \cdot 1,197) = 0,54 \text{ м}^3.$$

**Пример 3.2.** Рассчитать декарбонизатор для данных из примера 2.7.

##### **Решение**

Концентрацию растворенной углекислоты, поступающей на декарбонизатор, определяют по формуле:

$$\text{CO}_2 = 44 \cdot \text{Ж}_K + \text{CO}_2^{\text{НВ}}, \text{ мг/л}, \quad (3.1)$$

где  $\text{CO}_2$  – концентрация углекислоты в воде, поступающей в декарбонизатор,  $\text{кг/м}^3$ ;

$\text{Ж}_k$  – карбонатная жесткость исходной воды, разрушаемая в процессе доподготовки,  $\text{мг-экв/л}$ ;

$\text{CO}_2^{\text{НВ}}$  – концентрация растворенной свободной углекислоты (равновесной) в исходной воде,  $\text{мг/л}$ .

Концентрацию свободной углекислоты определяют по значениям щелочности и рН исходной воды по номограмме (рис. 3.1):  $\text{CO}_2^{\text{НВ}} = 30 \text{ мг/л}$  для температуры  $20^\circ\text{C}$ .

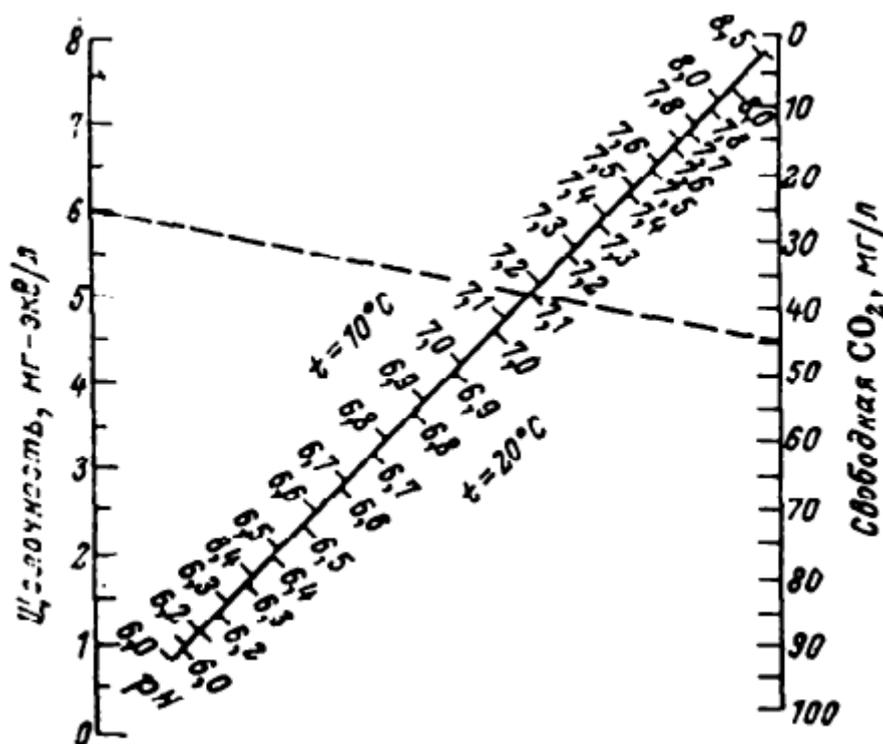


Рис. 3.1. Номограмма для определения свободной углекислоты в воде при сухом остатке 200 мг/л.

Номограмма составлена для плотного растворенного остатка воды 200 мг/л и при температуре ее  $22^\circ\text{C}$ . При иных значениях температуры и плотного остатка

$$C_{\text{ная}} = C_{\text{ном}} \cdot \alpha, \text{ мг/л}, \quad (3.2)$$

где  $C_{\text{ном}}$  – содержание свободной углекислоты, найденное по номограмме;  $\alpha$  – поправка на плотный растворенный остаток (определяется по таблице 3.1).

Таблица 3.1

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

$$C_{\text{ная}} = 30 \cdot 0,91 = 27 \text{ мг/л.}$$

$$\text{CO}_2 = 44 \cdot 6 + 27 = 291 \text{ мг/л.}$$

Для удаления оксида углерода (IV) примем дегазатор с насадкой из колец Рашига и противотоком воды и воздуха, подаваемого вентилятором.

Площадь поверхности насадки,  $\text{м}^2$ , обеспечивающую заданный эффект удаления углекислоты, определяют по формуле:

$$F = G / (k_{\text{ж}} \cdot \Delta C_{\text{ср}}), \quad (3.3)$$

где  $G$  – количество углекислоты, подлежащее удалению в декарбонизаторе, кг/ч, определяемое по формуле:

$$G = Q \cdot (\text{CO}_2 - \text{CO}_2^{\text{O.B.}}) / 1000, \quad (3.4)$$

где  $Q$  – расход воды, поступающей на декарбонизатор,  $\text{м}^3/\text{ч}$ ;

$\text{CO}_2$  – концентрация углекислоты в исходной воде, мг/л;

$\text{CO}_2^{\text{O.B.}}$  – концентрация углекислоты в декарбонизированной воде, принимают 5 мг/л;

$k_{\text{ж}}$  – коэффициент десорбции углекислоты (для декарбонизатора с кольцами Рашига 25x25x3 и плотностью орошения насадка  $60 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$  определяют в зависимости от температуры исходной воды по графику на рис. 3.2;

$\Delta C_{\text{ср}}$  – средняя движущая сила десорбции,  $\text{кг}/\text{м}^3$  (определяется по рис. 3.3 в зависимости от концентрации углекислоты в воде до и после декарбонизатора).

$$G = 260 \cdot (291 - 5) / 1000 = 74,36 \text{ мг/ч.}$$

$$F = 74,36 / (0,4 \cdot 0,065) = 2860 \text{ м}^2.$$

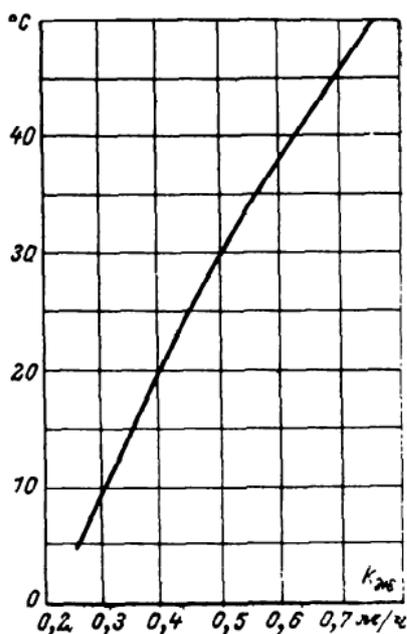


Рис. 3.2. График зависимости коэффициента десорбции  $k_{жс}$  от температуры для декарбонизаторов, загруженных кольцами Рашига 25x25x3 мм, при плотности орошения насадки 60 м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>·ч).

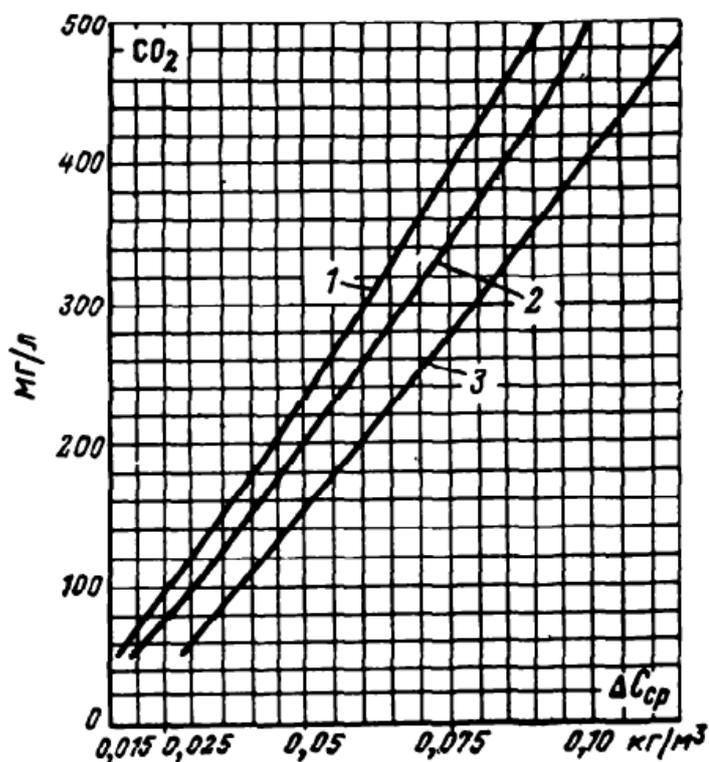


Рис. 3.3. График определения средней движущей силы десорбции  $\Delta C_{ср}$  в зависимости от концентрации  $CO_2$  до декарбонизатора. Концентрация  $CO_2$  после декарбонизатора, мг/л: 1 - 3; 2 - 5; 3 - 10.

Площадь поперечного сечения декарбонизатора определяется по формуле:

$$f = Q/60, \text{ м}^2, \quad (3.5)$$

где 60 – оптимальная плотность орошения насадки из колец Рашига 25x25x3 мм, м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>·ч) на единицу площади поперечного сечения декарбонизатора.

$$f = Q/60 = 260 / 60 = 4,3 \text{ м}^2.$$

Диаметр декарбонизатора определяется по формуле:

$$D = (4f/\pi)^{1/2}, \text{ м}, \quad (3.6)$$

$$D = (4 \cdot 4,3/3,14)^{1/2} = 2,35 \text{ м}.$$

Высота слоя насадки:

$$h = V_{\text{к.р.}}/f, \text{ м}, \quad (3.7)$$

где  $V_{\text{к.р.}}$  – объем загрузки из колец Рашига, м<sup>3</sup>:

$$V_{\text{к.р.}} = F/204, \text{ м}^3, \quad (3.8)$$

где  $F$  – поверхность десорбции, м<sup>2</sup>;

204 – поверхность 1 м<sup>3</sup> насадки из колец Рашига 25x25x3 мм при беспорядочной загрузке, м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>.

$$V_{\text{к.р.}} = F/204 = 2860 / 204 = 14 \text{ м}^3.$$

$$h = V_{\text{к.р.}}/f = 14 / 4,3 = 3,26 \text{ м}.$$

Вентилятор к декарбонизатору должен обеспечивать необходимый расход воздуха и преодолевать сопротивление проходу воздуха через декарбонизатор. Необходимый расход воздуха, подаваемого в декарбонизатор, определяется по формуле:

$$Q_{\text{возд.}} = b \cdot Q, \text{ м}^3/\text{ч}, \quad (3.9)$$

где  $b$  – удельный расход воздуха при насадке из колец Рашига, принимается: при умягчении 25 м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>, при обессоливании – 40 м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>.

$$Q_{\text{возд.}} = 40 \cdot 260 = 10\,400 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Суммарное сопротивление проходу воздуха через декарбонизатор, мм вод. ст., определяется по формуле:

$$\sum \xi = 25h + 40, \quad (3.10)$$

где 25 – сопротивление проходу воздуха 1 м высоты слоя насадки из колец Рашига, мм вод. ст.;

40 – сопротивление проходу воздуха конструктивных элементов декарбонизатора, мм вод. ст.

$$\sum \xi = 25 \cdot 3,26 + 40 = 121,5 \text{ мм вод. ст.}$$

### 3.2. Расчет сооружений охлаждения оборотной воды

При проектировании новых градирен и привязке типовых проектов производятся аэродинамический и тепловой расчеты. В результате аэродинамического расчета необходимо установить соответствие аэродинамического сопротивления градирни давлению, развиваемому вентилятором при его номинальной подаче. Если окажется, что аэродинамическое сопротивление градирни соответствует давлению вентилятора, то приступают к тепловому расчету. В противном случае необходимо выбрать другой вентилятор или изменить конструктивные размеры элементов градирни (для новых градирен). После этого аэродинамический расчет повторяют заново до тех пор, пока не будет соблюдаться условие

$$P_B \geq \sum P_i, \quad (3.11)$$

где  $P_B$  – давление, развиваемое вентилятором, Па;  $\sum P_i$  – сумма потерь давления (сопротивления) во всех элементах градирни, Па.

Потери давления в элементах градирни определяются по формуле

$$P_i = \xi_i \cdot \gamma_v \cdot V_i^2 / 2g, \quad (3.12)$$

где  $\xi_i$  – коэффициент сопротивления элементов градирни;  $\gamma_v$  – удельный вес воздуха,  $\gamma_v = \rho_v \cdot g$ , Н/м<sup>3</sup>;  $\rho_v$  – плотность воздуха, кг/м<sup>3</sup>;  $V_i$  – скорость движения воздуха в элементах градирни, м/с;  $g$  – ускорение силы тяжести, равное 9,81 м/с<sup>2</sup>.

Скорость движения воздуха в элементах градирни, м/с, определяется из выражения

$$V_i = G_B / f_c 3600, \quad (3.13)$$

где  $G_v$  – номинальная производительность вентилятора,  $\text{м}^3/\text{с}$ , соответствующая максимальному коэффициенту полезного действия;  $f_c$  – площадь сечения элемента,  $\text{м}^2$ .

При выборе вентилятора и размеров градирни (секции) в плане следует иметь в виду, что скорость движения воздуха в оросителе должна быть в пределах от 2 до 4  $\text{м}/\text{с}$ .

Аэродинамический расчет при привязке типовых проектов ведется для предварительно выбранной конкретной градирни с известными коэффициентами сопротивлений элементов, их размерами и типом вентилятора.

Тепловой расчет градирен может осуществляться по формулам теории испарительного охлаждения либо по эмпирическим формулам и графикам охлаждения с использованием экспериментальных данных.

При привязке типовых проектов градирен к конкретным условиям предпочтение отдают эмпирическим графикам охлаждения. Эмпирические графики охлаждения обычно устанавливают зависимость между температурой воды и атмосферного воздуха и гидравлической нагрузкой. Расчет градирни по графикам сводится к определению плотности орошения  $q_{\text{ж}}$ ,  $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ , по температуре воды на входе в градирню  $t_1$ ,  $^{\circ}\text{C}$ , температуре воды на выходе из градирни  $t_2$ ,  $^{\circ}\text{C}$ , и заданным расчетным параметрам наружного воздуха – температуре воздуха по сухому термометру  $\theta_1$ ,  $^{\circ}\text{C}$  и относительной влажности наружного воздуха  $\phi_1$ , %, или только по температуре воздуха по влажному термометру  $\tau_1$ ,  $^{\circ}\text{C}$ . Затем по плотности орошения  $q_{\text{ж}}$ , и заданному расходу охлаждаемой воды  $Q_{\text{об}}$ ,  $\text{м}^3/\text{ч}$ , определяется суммарная площадь орошения

$$F_{\text{ор}} = Q_{\text{ор}}/q_{\text{ж}}, \quad (3.14)$$

По суммарной площади орошения  $F_{\text{ор}}$ ,  $\text{м}^2$ , и площади орошения одной градирни (секции)  $f_{\text{ор}}$ ,  $\text{м}^2$ , определяется число градирен (секций)  $N$ .

С помощью графиков охлаждения возможно решать и обратную задачу, т. е. по заданной плотности орошения  $q_{\text{ж}}$  определять температуру воды на выходе из градирни  $t_2$  при прочих одинаковых условиях.

График охлаждения, предложенный Л. Д. Берманом (рис. 3.4), построен на основании обработки опытных данных, полученных при испытаниях ряда промышленных капельных секционных противоточных градирен. При построении графика принято:  $\tau_1 = 20$  °С,  $\tau_1/\theta_1 = 0,8$ ; скорость воздуха в оросителе  $\omega$  от 1,8 до 2 м/с для секционных градирен и от 2,2 до 2,4 м/с для одновентиляторной.

При других  $\tau_1$  (в пределах от 17 до 20 °С) и  $\tau_1/\theta_1$  (меньше 0,8) температура охлажденной воды,  $t_2$ , может быть определена по формуле

$$t_2^* = t_2 + (\tau_1 - 20) \cdot (0,9 - \Delta t/100) + 8 \cdot (0,8 - \tau_1/\theta_1), \quad (3.15)$$

где  $t_2^*$  – температура охлажденной воды при заданных  $\tau_1$  и  $\tau_1/\theta_1$ ;  $t_2$  – температура охлажденной воды при  $\tau_1 = 20$  °С и  $\tau_1/\theta_1 = 0,8$ , определяется по графику на рис. 3.4.

Поскольку график построен для определенных скоростей воздуха в оросителе, то каждому значению плотности орошения  $q_{ж}$  отвечает и определенное значение относительного расхода воздуха  $\lambda$ .

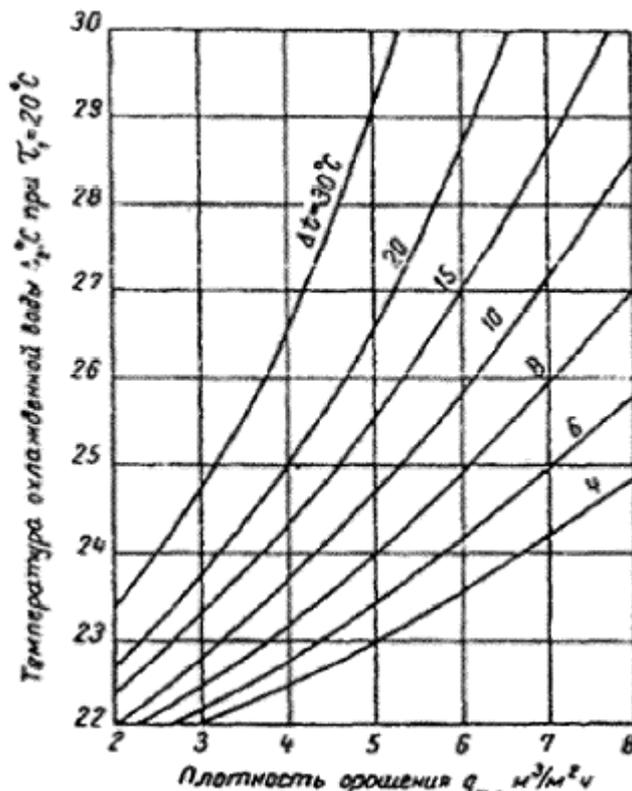


Рис. 3.4. График для расчета вентиляторных градирен, предложенный Л.Д. Берманом.

На рис. 3.5 приведен график охлаждения, разработанный ЛОТЭП для расчета противоточных вентиляторных градирен с пленочным оросителем. Этот график дает возможность рассчитывать градирни в диапазоне  $\Delta t$  от 6 до 20 °С.

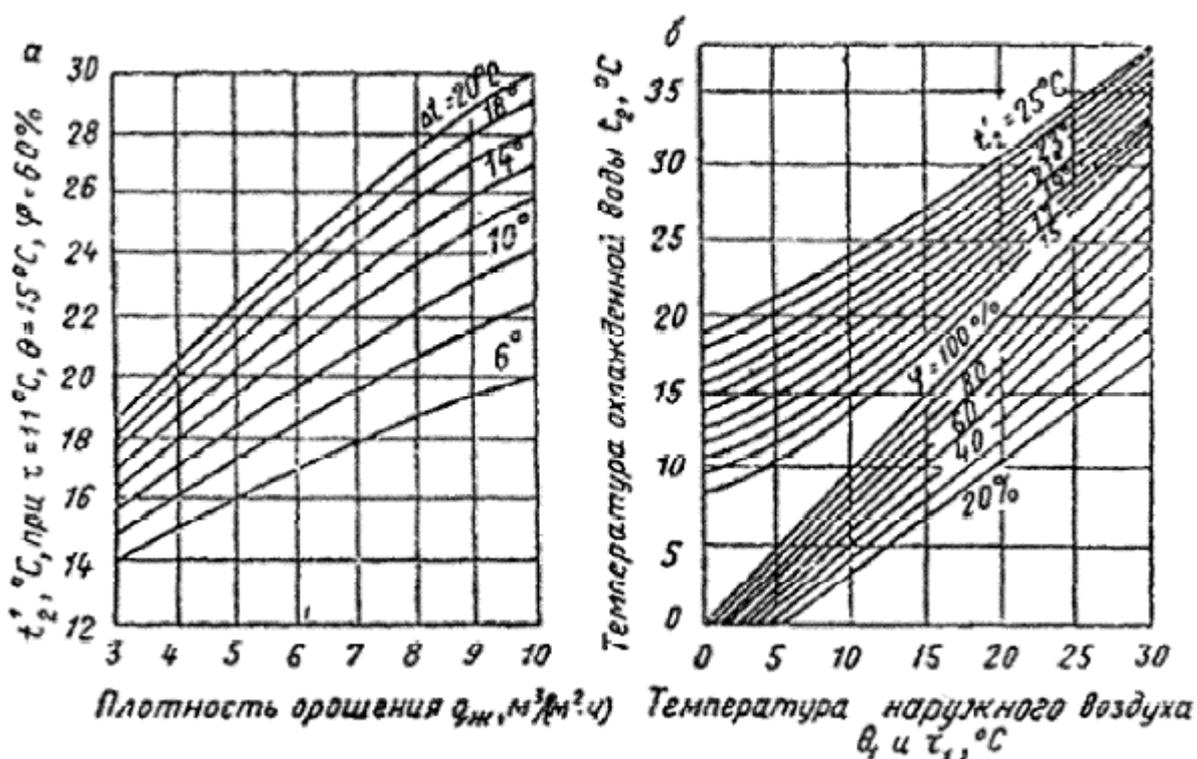


Рис. 3.5. График для расчета противоточных вентиляторных градирен, предложенный ЛОТЭП:  
 а) график для определения плотности орошения при  $t_2^1$ ; б) график для определения  $t_2^1$  при  $t_2^1/\theta_1$  и  $\tau_1$

**Пример 3.3.** Определить плотность орошения вентиляторной градирни при следующих условиях:  $t_1 = 45$  °С,  $t_2 = 25$  °С,  $\tau_1 = 18$  °С,  $\phi_1 = 60$  %.

### Решение

По формуле (3.15) находим:

$$t_2^* = 25 + (18 - 20) \cdot [0,9 - (45 - 25)/100] + 8 \cdot (0,8 - 18/25) = 24,24 \text{ °С}$$

По графику на рис. 3.4 находим при  $t_2^* = 24,24$  °С и  $\Delta t = t_1 - t_2 = 20$  °С плотность орошения:  $q_{ж} = 3,4 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ .

**Пример 3.4.** Определить плотность орошения противоточной вентиляторной градирни для условий из примера 3.3.

### Решение

При условиях предыдущего примера по графику (рис. 3.5,б) при  $t_1 = 18\text{ }^\circ\text{C}$  и  $t_2 = 25\text{ }^\circ\text{C}$  получаем  $t_2^1 = 20\text{ }^\circ\text{C}$ . При этой температуре и  $\Delta t = 20\text{ }^\circ\text{C}$  по графику на рис. 3.5,а находим  $q_{ж} = 3,7\text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ .

## 3.3. Проектирование водоочистных комплексов

### Компоновка сооружений в здании станции водоподготовки

Примеры компоновки сооружений для различных схем ионного обмена приведены на рис. 3.6 – 3.8.

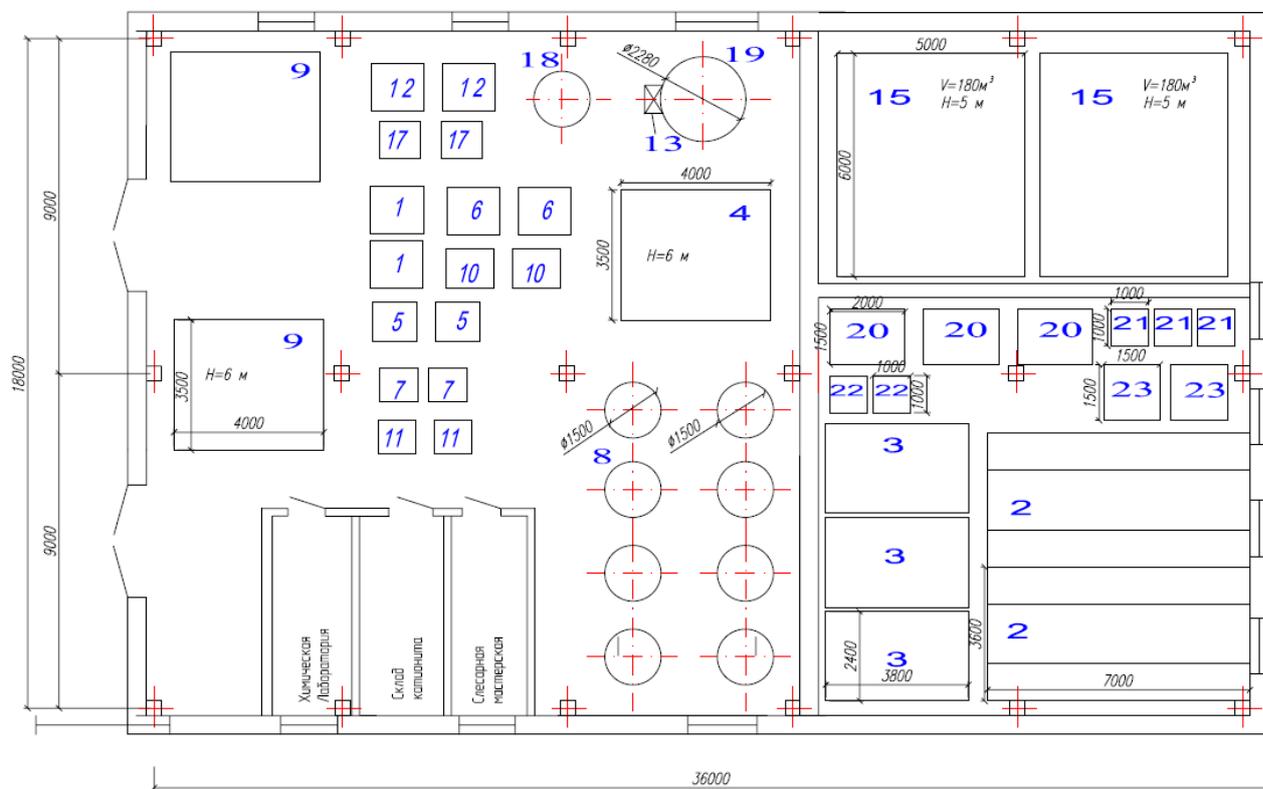


Рис. 3.6. Пример компоновки сооружений станции водоподготовки (схема одноступенчатого натрий-катионирования с предварительной очисткой в коридорных осветлителях со взвешенным осадком и на скорых безнапорных фильтрах):

1. Насос подачи исходной воды; 2. Осветлитель; 3. Скорый фильтр; 4. Бак осветленной воды; 5. Насос подачи воды на промывку скорого фильтра; 6. Насос перекачки осветлённой воды; 7. Насос для воды на взрыхление Na-катионитового фильтра; 8. Na-катионитовый фильтр; 9. Бак умягченной воды; 10. Насос подачи воды на отмывку Na-катионитового фильтра; 11. Насос подачи умягченной воды для регенерации Na-катионитового фильтра; 12. Насос подачи умягченной воды к потребителю; 13. Эжектор; 14. Бак постоянного уровня; 15. Мокрое хранение поваренной соли; 16. Слой соли; 17. Насос для перекачки солевого раствора; 18. Фильтр для очистки солевого раствора; 19. Мерник для Na-катионитового фильтра; 20. Растворный бак коагулянта; 21. Растворный бак флокулянта; 22. Расходный бак коагулянта; 23. Расходный бак флокулянта.

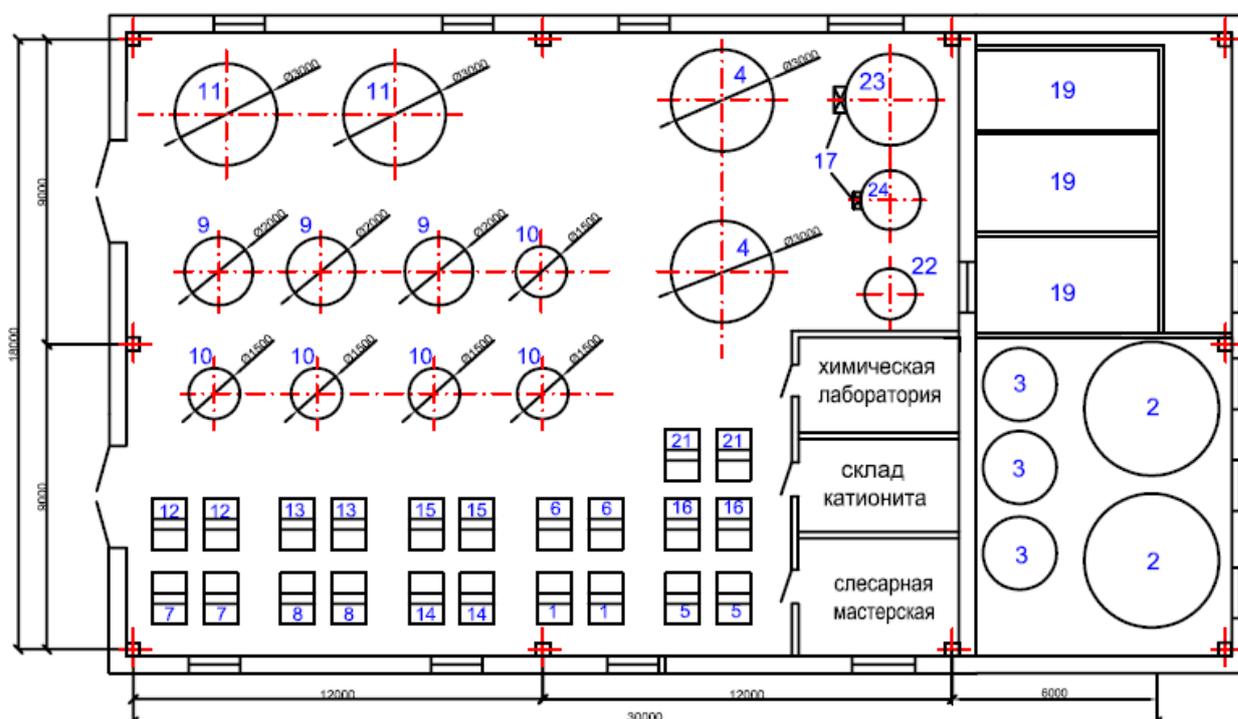


Рис. 3.7. Пример компоновки сооружений станции водоподготовки (схема двухступенчатого натрий-катионирования с предварительной очисткой на осветлителях ВТИ и скорых напорных фильтрах):

1. Насос подачи исходной воды; 2. Осветлитель; 3. Скорый фильтр; 4. Бак осветленной воды; 5. Насос подачи воды на промывку скорого фильтра; 6. Насос перекачки осветлённой воды; 7. Насос для воды на взрыхление Na-катионитового фильтра I ступени; 8. Насос для воды на взрыхление Na-катионитового фильтра II ступени; 9. Na-катионитовый фильтр I ступени; 10. Na-катионитовый фильтр II ступени; 11. Бак умягченной воды; 12. Насос подачи воды на отмывку Na-катионитового фильтра II ступени; 13. Насос подачи воды на отмывку Na-катионитового фильтра I ступени; 14. Насос подачи умягченной воды для регенерации Na-катионитового фильтра II ступени; 15. Насос подачи умягченной воды для регенерации Na-катионитового фильтра I ступени; 16. Насос подачи умягченной воды к потребителю; 17. Эжектор; 18. Бак постоянного уровня; 19. Мокрое хранение поваренной соли; 20. Слой соли; 21. Насос для перекачки солевого раствора; 22. Фильтр для очистки со-

левого раствора; 23. Мерник для Na-катионитового фильтра I ступени; 24. Мерник для Na-катионитового фильтра II ступени.

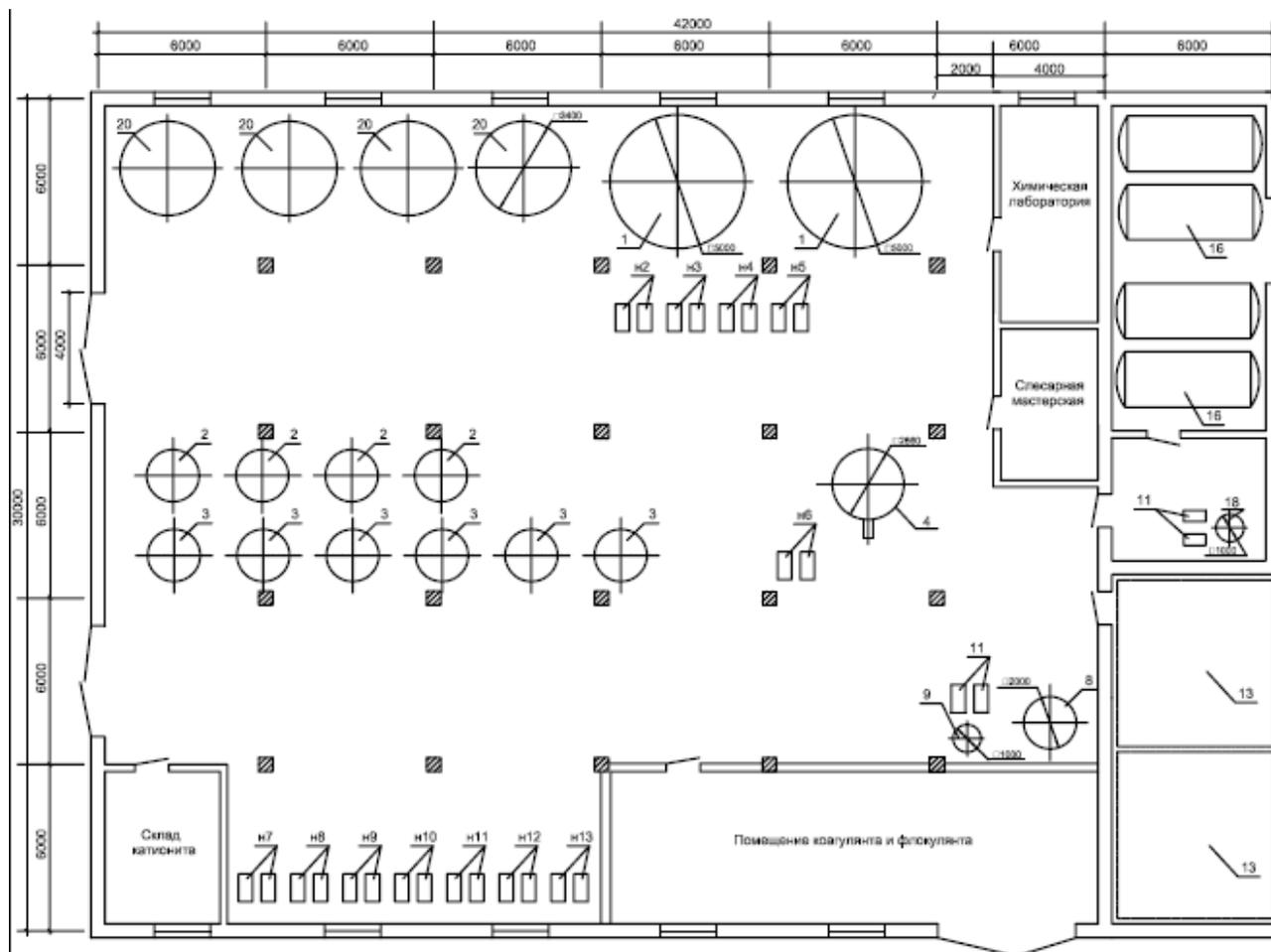


Рис. 3.8. Пример компоновки сооружений станции водоподготовки (схема параллельного H-Na-катионирования с предварительной очисткой на осветлителях ВТИ и скорых напорных фильтрах): 1. Бак осветненной воды; 2. H-катионитовый фильтр; 3. Na-катионитовый фильтр; 4. Резервуар дегазированной воды; 5. Вентилятор; 6. Дегазатор; 7. Бак умягченной воды; 8. Мерник соли; 9. Солеобразовательный фильтр; 10. Показывающий расходомер; 11. Эжектор; 12. Слой соли; 13. Резервуар хранилище соли; 14. Бак постоянного уровня; 15. Ж/д цистерна; 16. Стационарная цистерна; 17. Промежуточный бачок; 18. Мерный бак кислоты; 19. Осветлитель; 20. Скорый песчаный фильтр; н1. Насос подачи исходной воды; н2. Насос подачи воды на фильтры; н3. Насос исходной воды на взрыхление Na-катионитового фильтра; н4. Насос исходной воды на взрыхление H-катионитового фильтра; н5. Насос исходной воды на промывку скорого фильтра; н6. Насос умягченной воды; н7. Насос подачи воды на отмывку H-катионитового фильтра; н8. Насос подачи воды на отмывку Na-катионитового фильтра; н9. Насос на взрыхлении солеобразовательного фильтра; н10. Насос подачи умягченной воды для регенерации Na-катионитового фильтра; н11. Насос подачи умягченной воды для регенерации H-катионитового фильтра I ступени; н12. Насос подачи умягченной воды к потребителю.