

1. Введение. 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 ³ /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:

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

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

- в горячих цехах:

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

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

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

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

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:

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

в сутки на хозяйственно-питьевые нужды:

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

Средний часовой расход в горячих цехах:

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

максимальный часовой расход (обеденный перерыв):

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

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 $n_{с.х}$ в смену:

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

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

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

Общий расход воды на душ в цехах промышленного предприятия:

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

при этом расход в час приема душа составит:

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

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

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

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

Площадь поливаемой территории предприятия:

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

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

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

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

Суточный расход воды на полив территории предприятия:

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

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 ³ /ч
	хоз-пить. хол. цех, м ³ /ч	хоз-пить. гор. цех, м ³ /ч	душ, м ³ /ч	технолог. расход, м ³ /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
Итого:	7,800	24,840	21,375	3648	3702,015

1.2. Технико-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)	H голодн. Параллельное H-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	H-OH-ионирование	H-OH-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	H-OH-H-OH-ФСД	H-OH-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:

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

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;

$\mathcal{E}_i$ – 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 м³/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, м³/сут; Σ_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 $\Sigma_{\text{щ}} = [\text{Cl} + \text{SO}_4 + \text{SiO}_3]$;

ε_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

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

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.

Таблица 1.4

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:

$$\mathcal{E}_2 = q_2 \cdot C_{NaCl} = \frac{200 \cdot 9,6 \cdot 58,5 \cdot 3 \cdot 7000}{10^6} \cdot 1000 = 2,36 \cdot 10^6 \text{ руб./год.}$$

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. Системы водоподготовки промышленных предприятий

2.1. 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 – К:

$$K = [Ca] \cdot [Щ], (\text{мг-экв/л})^2, \quad (2.1)$$

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 2.1. Рассчитать карбонатные индексы для исходной воды по таблице 2.1. Подобрать технологию водоподготовки для водогрейных котлов (под-

питка тепловых сетей) и для бойлеров для обоих составов исходной воды. Рассчитать карбонатные индексы подготовленной воды.

Таблица 2.1

№ 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 ($K = 0,1 \cdot 6,5 = 0,65 \text{ (мг-экв/л)}^2$).

2.2. Выбор технологической схемы подготовки воды для котлов. Компонировка обвязки фильтров.

Пример 2.2. Выбрать и описать технологические схемы водоподготовки для котлов среднего давления и высокого давления. Требуемая производительность – 300 м³/ч. Исходные данные приведены в таблице 2.2.

Таблица 2.2

№ 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

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;
- Н-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.

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

Пример 2.3. Рассчитать установку для подготовки воды для бойлеров производительностью 140 м³/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 (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):

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

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

Нормальная скорость:

$$w_n = \frac{Q_{Na}}{f_{Na} \cdot a}, \quad (2.1)$$

Максимальная скорость:

$$w_m = \frac{Q_{Na}}{f_{Na} \cdot (a - 1)}, \quad (2.2)$$

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, м²;

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: $w_H = 15$ м/ч и $w_M = 25$ м/ч. Определяем предварительно общую площадь ионообменных фильтров: $f = 168 / 15 = 11,2$ м².

Принимаем 7 рабочих (+ 1 резервный) фильтров диаметром 1500 мм с площадью фильтрования 1,72 м². Фактические скорости фильтрования:

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

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

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

$$A = 24 \cdot J_0 \cdot Q_{Na}, \text{ г-экв/сут}, \quad (2.3)$$

где J_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:

$$n = \frac{A}{f_{Na} \cdot H_{cl} \cdot E_p^{Na} \cdot a}, \quad (2.4)$$

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

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

a – число работающих фильтров, шт.;

E_p^{Na} – рабочая обменная способность катионита, г-экв/м³, определяется из уравнения:

$$E_p^{Na} = \alpha_3 \cdot \beta_{Na} \cdot E_n - 0,5q \cdot J_0, \quad (2.5)$$

где α_3 – коэффициент эффективности регенерации, учитывающий неполноту регенерации катионита в зависимости от удельного расхода соли на регенерацию. Удельный расход соли принимается 180 г/г-экв, тогда $\alpha_3 = 0,78$;

β_{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/м³, $E_n = 1700$ г-экв/м³;

q – удельный расход воды на отмывку катионита, м³/м³; $q = 6$ м³/м³,

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·м²; 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/м³.

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

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:

$$T_{Na} = \frac{24}{n} - t_{\text{рег}}^{Na}, \quad (2.6)$$

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

$$t_{\text{рег}}^{Na} = t_{\text{взр}} + t_{\text{р.р.}} + t_{\text{от}}, \text{ мин} \quad (2.7)$$

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

$t_{\text{р.р.}}$ – продолжительность пропуска регенерационного раствора, мин;

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

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

Скорость пропуска регенерационного раствора $w_{\text{р.р.}} = 4$ м/ч.

Продолжительность пропуска регенерационного раствора:

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

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

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

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

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

Количество одновременно регенерируемых фильтров:

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

Пример 2.4. Рассчитать установку для подготовки воды для водогрейных котлов производительностью 200 м³/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 Н-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:

$$y = \frac{Щ_{у.в.} - Щ_{ост}}{A + Щ_{у.в.}} \quad (2.8)$$

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:

$$E_p^H = \alpha_{\varepsilon} \cdot \beta_{Na} \cdot E_n - 0,5q \cdot C_k, \text{ г-экв/м}^3, \quad (2.9)$$

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

β_{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/м³, $E_n = 1700$ г-экв/м³;

0,5 – доля умягчения отмывочной воды;

q – удельный расход воды на отмывку катионита, м³/м³; $q = 6,5$ м³/м³;

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·м²; 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% $\rho_{p.p.} = 1,020$ т/м³.

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

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 $w_{p.p.} = 10$ м/ч.

Продолжительность пропуска регенерационного раствора:

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

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

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

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

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

Количество одновременно регенерируемых фильтров:

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

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

Пример 2.5. Рассчитать установку для подготовки воды для котлов среднего давления производительностью 160 м³/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 м².

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

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

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/м³, определяется из уравнения (2.5). Коэффициент эффективности регенерации принимается $\alpha_3 = 0,64$; коэффициент, учитывающий снижение обменной способности катионита по ионам Ca^{2+} и 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 м².

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

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

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, м³

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

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:

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

2.5. Расчет схемы глубокого обессоливания.

Пример 2.6. Рассчитать установку глубокого обессоливания производительностью 200 м³/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	6,0
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 (SiO_3^{2-})	мг/л	19
9	рН	—	7,3
10	Общее солесодержание	мг/л	615

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 $\alpha_r = 0,9$. Коэффициент,

учитывающий снижение обменной способности катионита по ионам Ca^{2+} и Mg^{2+} принимается $\beta_{Na} = 0,91$, так как

$$Q_c^{Na} = \frac{C_{Na}^2}{Ж_0} = \frac{0,5^2}{8,0} = 0,03 \text{ мг-экв/л.}$$

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

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 $C_k = 8,5 \text{ мг-экв/л.}$

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

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 $q_k = 200 \text{ г/г-экв.}$

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

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

2) Объем воды на приготовление регенерационного раствора.

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

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

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 $w_{om} = 10 \text{ м/ч.}$

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

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

$$T_{Na} = 24 / n - t_{рег}^H = 24 / 1,17 - 3,6 = 16,9 \text{ ч.}$$

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 $w_H = 50 \text{ м/ч.}$

При расчете Н-катионитовых фильтров второй ступени при $[SO_4^{2-}]_{ост} = 0$, $[Na^+]_{ост}$ принимают равным:

$$[Na^+]_{ост} = [SiO_3^{2-}] + [CO_3^{2-}] + [Cl^-] \quad (2.10)$$

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

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 $3,1 \text{ м}^2$. 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 A , 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 $H_{cl} = 1,5$ м.

Рабочая обменная способность катионита принимается $E_n = 750$ г-экв/м³.

Удельный расход воды на отмывку катионита принимается $q = 10$ м³/м³.

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 $q_k = 100$ 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:

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

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 $i = 3$ л/с·м²; 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 соли.

Регенерационный раствор пропускается с концентрацией 6 %; плотность регенерационного раствора при 6% $\rho_{p.p.} = 1,040$ т/м³. Скорость пропуска регенерационного раствора $w_{p.p.} = 10$ 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.

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

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: $f = 260 / 15 = 17,3$ м².

Принимаем 3 рабочих (+ 1 резервный) фильтра диаметром 2600 мм с площадью фильтрования 5,2 м². Фактические скорости фильтрования:

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

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

Количество анионов 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:

$$n = \frac{A_{с.к.}}{f_a \cdot H_{сл} \cdot E_p^a \cdot a}, \quad (2.11)$$

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:

$$E_p^a = \alpha^a \cdot E_a - 0,8 \cdot q \cdot C_{с.к.}, \quad (2.12)$$

где α^a – коэффициент эффективности регенерации анионита, зависящий от удельного расхода щелочи (при расходе NaOH $q_{NaOH} = 60$ г-экв/м³, $\alpha^a = 0,8 - 0,9$); E_a – полная обменная способность анионита, $E_a = 800$ г-экв/м³; q – удельный воды на отмывку анионита, $q = 20$ м³/м³.

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

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:

$$Q_{NaOH} = \frac{E_p^a \cdot f_a \cdot H_{cl} \cdot q_{NaOH}}{1000} \quad (2.13)$$

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

Суточный расход 100% NaOH:

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

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·м²; 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 концентрацией 4 %; плотность регенерационного раствора при 4% $\rho_{p.p.} = 1,043$ т/м³. Скорость пропуска регенерационного раствора $w_{p.p.} = 4$ м/ч.

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

3) Объем воды на отмывку анионита от продуктов регенерации.

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

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 $w_{от} = 10$ 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 $w = 15 \text{ м/ч}$. 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 $H_{сл} = 1,5 \text{ м}$. E_a – полная обменная способность анионита АВ-17 принимается 500 г-экв/м^3 .

Рабочая обменная емкость анионита:

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

Удельный расход NaOH на регенерацию $q_{NaOH} = 500 \text{ г-экв/м}^3$, 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:

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

Суточный расход 100% NaOH:

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

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·м²; 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 концентрацией 4 %; плотность регенерационного раствора при 4% $\rho_{р.р.} = 1,043$ т/м³. Скорость пропуска регенерационного раствора $w_{р.р.} = 4$ м/ч.

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

3) Объем воды на отмывку анионита от продуктов регенерации.

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

Расход воды на одну регенерацию ОН-анионитного фильтра составит:

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

Продолжительность пропуска регенерационного раствора:

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

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

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

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

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

Количество одновременно регенерируемых фильтров:

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

2.6. Расчет вспомогательных сооружений схем водоподготовки: дегазаторов, декарбонизаторов, реагентного хозяйства, резервуаров, насосного оборудования.

Пример 2.7. Рассчитать оборудование для хранения и расходования поваренной соли NaCl (для примера 2.5).

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 2.8. Рассчитать декарбонизатор для данных из примера 2.6.

Решение

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

$$\text{CO}_2 = 44 \cdot \text{Ж}_\text{К} + \text{CO}_2^{\text{HB}}, \text{ мг/л}, \quad (2.14)$$

где CO_2 – концентрация углекислоты в воде, поступающей в декарбонизатор, кг/м³;

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

CO_2^{HB} – концентрация растворенной свободной углекислоты (равновесной) в исходной воде, мг /л.

Концентрацию свободной углекислоты определяют по значениям щелочности и pH исходной воды по номограмме (рис. 2.1): $\text{CO}_2^{\text{HB}} = 30$ мг/л для температуры 20 °С.

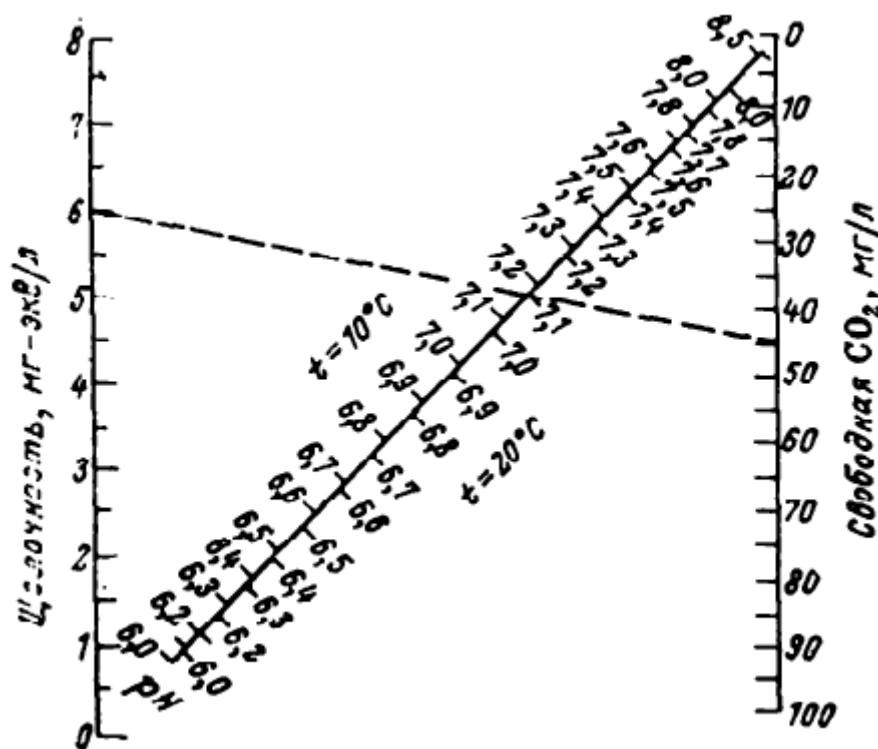


Рис. 2.1. Номограмма для определения свободной углекислоты в воде при сухом остатке 200 мг/л.

Номограмма составлена для плотного растворенного остатка воды 200 мг/л и при температуре ее 22 °С. При иных значениях температуры и плотного остатка

$$C_{\text{ная}} = C_{\text{ном}} \cdot \alpha, \text{ мг/л}, \quad (2.15)$$

где $C_{\text{ном}}$ – содержание свободной углекислоты, найденное по номограмме; α – поправка на плотный растворенный остаток (определяется по таблице 2.6).

Таблица 2.6

Сухой остаток, мг/л	100	200	300	400	500	750	1000
Поправочный коэф-нт, α	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, м^2 , обеспечивающую заданный эффект удаления углекислоты, определяют по формуле:

$$F = G / (k_{\text{ж}} \cdot \Delta C_{\text{ср}}), \quad (2.16)$$

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

$$G = Q \cdot (\text{CO}_2 - \text{CO}_2^{\text{O.B.}}) / 1000, \quad (2.17)$$

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

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 $25 \times 25 \times 3$ 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. 2.2;

$\Delta C_{\text{ср}}$ – средняя движущая сила десорбции, кг/м^3 (определяется по рис. 2.3 в зависимости от концентрации углекислоты в воде до и после декарбонизатора).

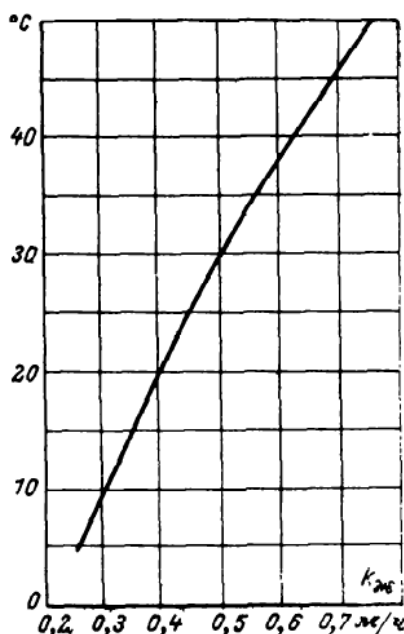


Рис. 2.2. График зависимости коэффициента десорбции $k_{ж}$ от температуры для декарбонизаторов, загруженных кольцами Рашига 25x25x3 мм, при плотности орошения насадки $60 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$.

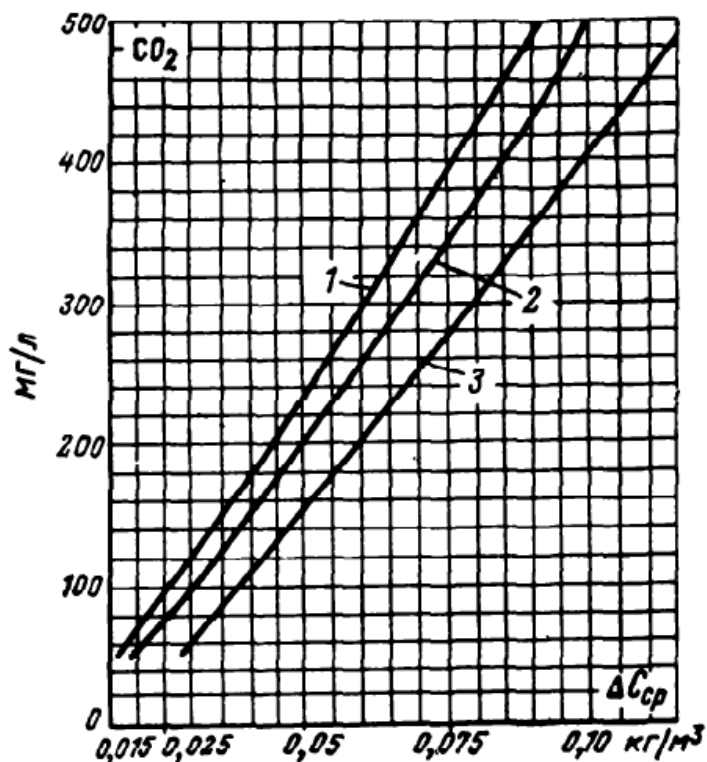


Рис. 2.3. График определения средней движущей силы десорбции $\Delta C_{ср}$ в зависимости от концентрации CO_2 до декарбонизатора. Концентрация CO_2 после декарбонизатора, мг/л: 1 - 3; 2 - 5; 3 - 10.

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

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

Площадь поперечного сечения декарбонизатора определяется по формуле:

$$f = Q / 60, \text{ м}^2, \quad (2.18)$$

где 60 — оптимальная плотность орошения насадки из колец Рашига 25x25x3 мм, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ на единицу площади поперечного сечения декарбонизатора.

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

Диаметр декарбонизатора определяется по формуле:

$$D = (4f / \pi)^{1/2}, \text{ м}, \quad (2.19)$$

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

Высота слоя насадки:

$$h = V_{к.р.} / f, \text{ м}, \quad (2.20)$$

где $V_{к.р.}$ — объем загрузки из колец Рашига, м^3 :

$$V_{к.р} = F/204, \text{ м}^3, \quad (2.21)$$

где F – поверхность десорбции, м^2 ;

204 – поверхность 1 м^3 насадки из колец Рашига 25х25х3 мм при беспорядочной загрузке, $\text{м}^2/\text{м}^3$.

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

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

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

$$Q_{\text{возд.}} = b \cdot Q, \text{ м}^3/\text{ч}, \quad (2.22)$$

где b – удельный расход воздуха при насадке из колец Рашига, принимается: при умягчении 25 $\text{м}^3/\text{м}^3$, при обессоливании – 40 $\text{м}^3/\text{м}^3$.

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

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

$$\sum \xi = 25h + 40, \quad (2.23)$$

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.

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

Пример 2.9. Рассчитать сооружения предварительной обработки воды. Качество исходной воды приведено в таблице 2.2. Полезная производительность станции водоподготовки – 220 $\text{м}^3/\text{ч}$.

Решение

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

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

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:

$$D_{\text{к}}^{\text{М}} = 35 \text{ мг/л}.$$

$$D_{\text{к}}^{\text{Ц}} = 4\sqrt{\text{Ц}} = 4\sqrt{170} = 52 \text{ мг/л}.$$

Принимаем $D_{\text{к}} = 52 \text{ мг/л}$.

Расчет осветлителя со слоем взвешенного осадка

Принимаем 3 рабочих осветлителя типа ВТИ со слоем взвешенного осадка производительностью по 100 м³/ч каждый.

Максимальная концентрация взвешенных веществ в воде, поступающей в осветлитель:

$$C = M + K \cdot D_{\text{к}} + 0,25 \cdot \text{Ц} + \text{И}, \text{ мг/л}, \quad (2.24)$$

где M – мутность исходной воды, мг/л;

Ц – 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 $\text{И} = 0$.

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

Принимаем время уплотнения осадка $T = 12 \text{ ч}$, 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:

$$\%_{\text{ос}} = K_{\text{р}} \cdot (C - m) / \delta_{\text{ср}} \cdot 100 \%, \quad (2.25)$$

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 $m = 10$ мг/л.

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

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

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

Расчет напорных фильтров

Общая площадь фильтрования:

$$F = Q_{сут} / (T \cdot V_n - 3,6 \cdot n \cdot \omega \cdot t_1 - n \cdot t_2 \cdot V_n), \text{ м}^2, \quad (2.26)$$

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

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

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

ω – интенсивность промывки, принимаем $\omega = 14$ л/(сек•м²);

t_1 – продолжительность промывки, принимаем $t_1 = 7$ мин = 0,12 ч;

t_2 – время простоя фильтра в связи с промывкой, принимаем $t_2 = 0,33$ 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 м² 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, м².

Скорость фильтрования при форсированном режиме:

$$V_{\phi} = V_n \cdot N / (N - N_1) = 7 \cdot 7 / (7 - 1) = 8,2 \text{ м/ч},$$

где N_1 – количество фильтров, находящихся в ремонте, принимаем $N_1 = 1$ шт.

2.7. Компонировка сооружений в здании станции водоподготовки

The floor plan shows a laboratory building with the following details:

- Overall Dimensions:** 36000 (width) x 18000 (depth).
- Rooms and Equipment:**
 - Room 1: 12 units of equipment.
 - Room 2: 3 units of equipment.
 - Room 3: 3 units of equipment.
 - Room 4: 1 unit of equipment, $H=6\text{ м}$.
 - Room 5: 2 units of equipment.
 - Room 6: 2 units of equipment.
 - Room 7: 2 units of equipment.
 - Room 8: 3 units of equipment, $\varnothing 1500$.
 - Room 9: 2 units of equipment, $H=6\text{ м}$, 3500×4000 .
 - Room 10: 2 units of equipment.
 - Room 11: 2 units of equipment.
 - Room 12: 2 units of equipment.
 - Room 13: 1 unit of equipment, $\varnothing 2280$.
 - Room 14: 2 units of equipment.
 - Room 15: 2 units of equipment, $V=180\text{ м}^3$, $H=5\text{ м}$, 5000×6000 .
 - Room 16: 2 units of equipment, 2000×1500 .
 - Room 17: 2 units of equipment.
 - Room 18: 2 units of equipment.
 - Room 19: 2 units of equipment, 1000×1500 .
 - Room 20: 2 units of equipment, 2000×1500 .
 - Room 21: 2 units of equipment, 1000×1500 .
 - Room 22: 2 units of equipment, 1000×1500 .
 - Room 23: 2 units of equipment, 1000×1500 .
- Other Features:**
 - Химическая лаборатория (Chemical laboratory)
 - Склад котельной (Boiler room storage)
 - Специальная мастерская (Special workshop)

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.

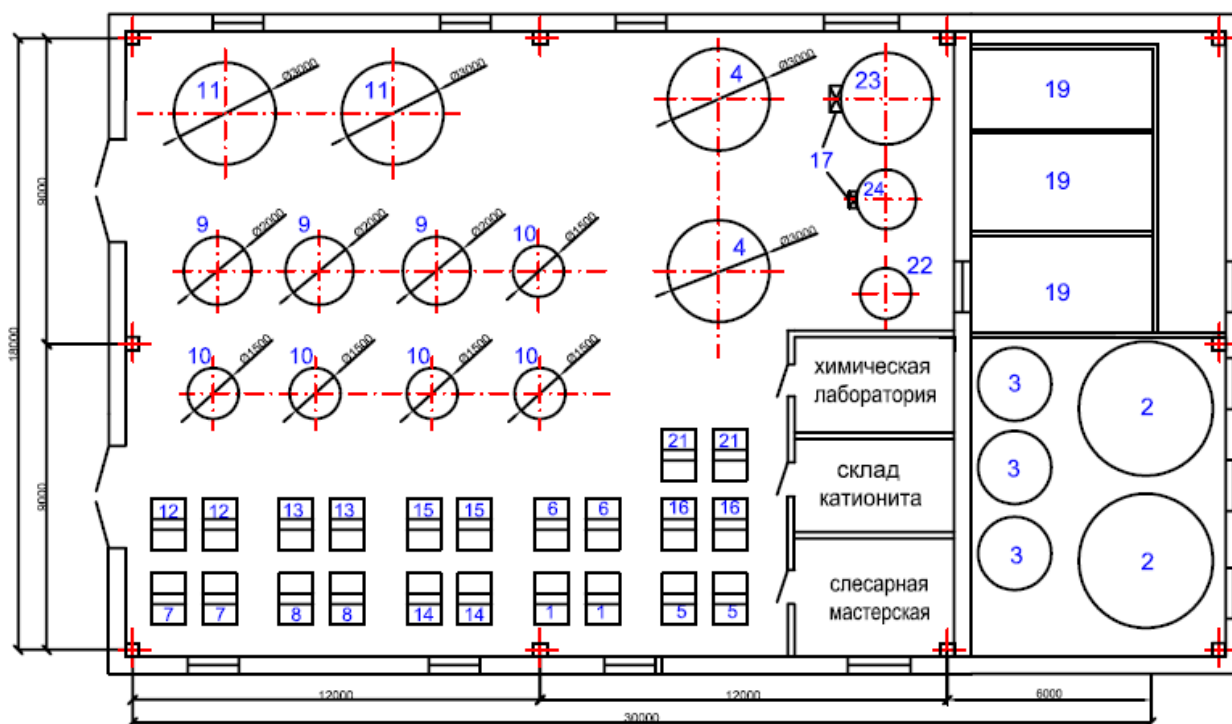


Рис. 2.5. Пример компоновки сооружений станции водоподготовки (схема двухступенчатого натрий-катионирования с предварительной очисткой на осветлителях ВТИ и скорых напорных фильтрах):

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

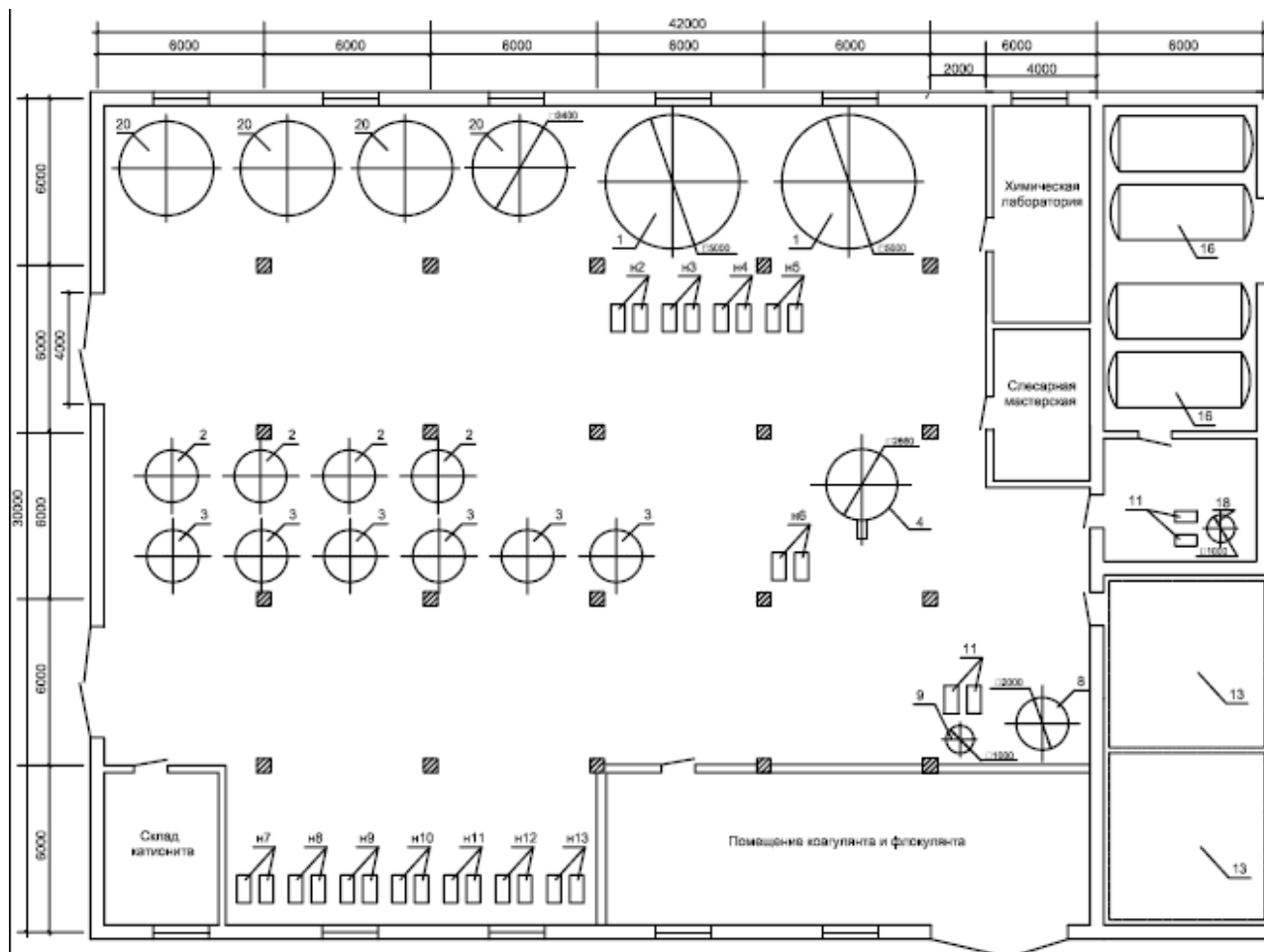


Рис. 2.6. Пример компоновки сооружений станции водоподготовки (схема параллельного Н-Na-катионирования с предварительной очисткой на осветлителях ВТИ и скорых напорных фильтрах):

1. Бак осветленной воды; 2. Н-катионитовый фильтр; 3. Na-катионитовый фильтр; 4. Резервуар дегазированной воды; 5. Вентилятор; 6. Дегазатор; 7. Бак умягченной воды; 8. Мерник соли; 9. Солерастворительный 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 Н-катионитового фильтра; н5. Насос исходной воды на промывку скорого фильтра; н6. Насос умягченной воды; н7. Насос подачи воды на отмывку Н-катионитового фильтра; н8. Насос подачи воды на отмывку Na-катионитового фильтра; н9. Насос на взрыхлении солерастворительного фильтра; н10. Насос подачи умягченной воды для регенерации Na-катионитового фильтра; н11. Насос подачи умягченной воды для регенерации Н-катионитового фильтра I ступени; н12. Насос подачи умягченной воды к потребителю.

2.8. Расчет сооружений оборотной воды. Расчет башенных и вентиляторных градирен

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

$$P_b \geq \sum P_i, \quad (2.27)$$

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

$$P_i = \xi_i \cdot \gamma_v \cdot V_i^2 / 2g, \quad (2.28)$$

где ξ_i – коэффициент сопротивления элементов градирни; γ_v – удельный вес воздуха, $\gamma_v = \rho_v \cdot g$, Н/м³; ρ_v – плотность воздуха, кг/м³; V_i – скорость движения воздуха в элементах градирни, м/с; g – ускорение силы тяжести, равное 9,81 м/с².

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

$$V_i = G_b / f_c 3600, \quad (2.29)$$

где G_b – номинальная производительность вентилятора, м³/с, соответствующая максимальному коэффициенту полезного действия; f_c – площадь сечения элемента, м².

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 м/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 $q_{ж}$, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$, по температуре воды на входе в градирню t_1 , °С, температуре воды на выходе из градирни t_2 , °С, и заданным расчетным параметрам наружного воздуха – температуре воздуха по сухому термометру θ_1 , °С и относительной влажности наружного воздуха ϕ_1 , %, или только по температуре воздуха по влажному термометру τ_1 , °С. Затем по плотности орошения $q_{ж}$ и заданному расходу охлаждаемой воды $Q_{об}$, $\text{м}^3/\text{ч}$, определяется суммарная площадь орошения

$$F_{ор} = Q_{ор}/q_{ж}, \quad (2.30)$$

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

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

График охлаждения, предложенный Л. Д. Берманом (рис. 2.7), построен на основании обработки опытных данных, полученных при испытаниях ряда промышленных капельных секционных противоточных градирен. При построении

графика принято: $\tau_1 = 20^\circ\text{C}$, $\tau_1/\theta_1 = 0,8$; скорость воздуха в оросителе ω от 1,8 до 2 м/с для секционных градирен и от 2,2 до 2,4 м/с для одновентиляторной.

При других τ_1 (в пределах от 17 до 20 $^\circ\text{C}$) и τ_1/θ_1 (меньше 0,8) температура охлажденной воды, t_2 , может быть определена по формуле

$$t_2^* = t_2 + (\tau_1 - 20) \cdot (0,9 - \Delta t/100) + 8 \cdot (0,8 - \tau_1/\theta_1), \quad (2.31)$$

где t_2^* – температура охлажденной воды при заданных τ_1 и τ_1/θ_1 ; t_2 – температура охлажденной воды при $\tau_1 = 20^\circ\text{C}$ и $\tau_1/\theta_1 = 0,8$, определяется по графику на рис. 2.7.

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

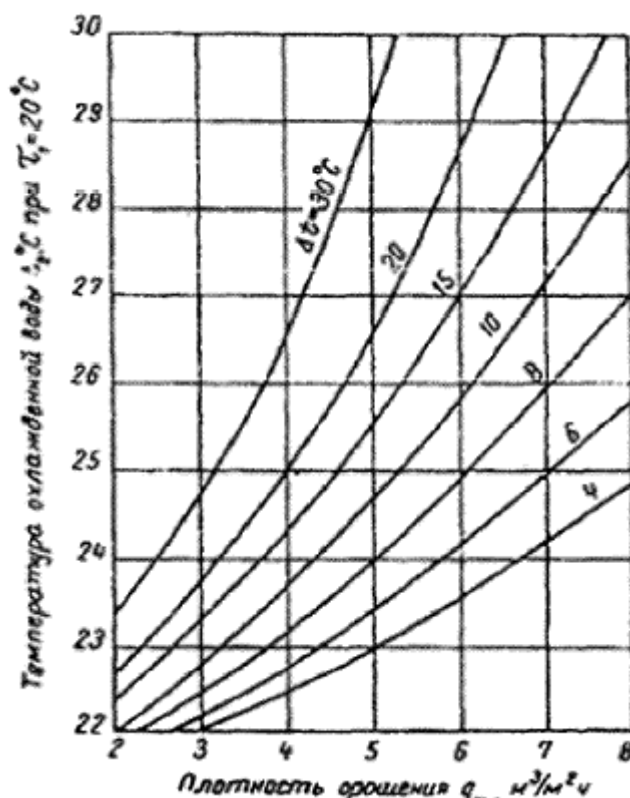


Рис. 2.7. График для расчета вентиляторных градирен, предложенный Л.Д. Берманом.

На рис. 2.8 приведен график охлаждения, разработанный ЛОТЭП для расчета противоточных вентиляторных градирен с пленочным оросителем. Этот график дает возможность рассчитывать градирни в диапазоне Δt от 6 до 20 $^\circ\text{C}$.

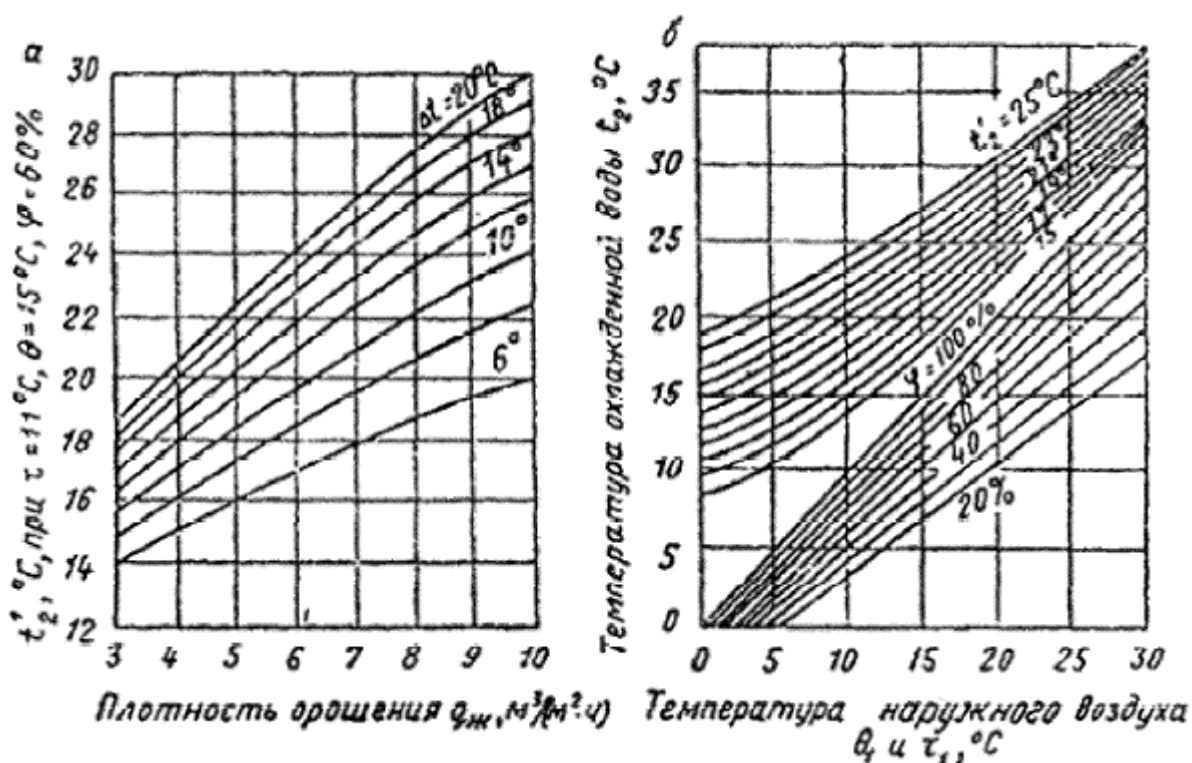


Рис. 2.8. График для расчета противоточных вентиляторных градиен, предложенный ЛОТЭП:
а) график для определения плотности орошения при t_2^1 ; б) график для определения t_2^1 при t_2^1/θ_1 и τ_1

Пример 2.10. Определить плотность орошения вентиляторной градирни при следующих условиях: $t_1 = 45^{\circ}\text{C}$, $t_2 = 25^{\circ}\text{C}$, $\tau_1 = 18^{\circ}\text{C}$, $\varphi_1 = 60\%$.

Решение

По формуле (2.30) находим:

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

По графику на рис. 2.7 находим при $t_2^* = 24,24^{\circ}\text{C}$ и $\Delta t = t_1 - t_2 = 20^{\circ}\text{C}$ плотность орошения: $q_{ж} = 3,4 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$.

Пример 2.11. Определить плотность орошения противоточной вентиляторной градирни для условий из примера 2.10.

Решение

При условиях предыдущего примера по графику (рис. 2.8,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. 2.8,а находим $q_{\text{ж}} = 3,7\text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$.

Раздел 3. Водоотводящие системы промышленных предприятий

3.1. Общая оценка водоотводящей системы промышленных предприятий

Пример 3.1.

Определить значения показателей водного хозяйства предприятий по данным табл. 3.1 для заданного объема производства. Составить заключение об эффективности использования воды в производстве.

Таблица 3.1

Удельные нормы водопотребления и водоотведения на единицу продукции, $\text{м}^3/\text{ед}$

Производство	Единица измерения	Вода из источника	Оборот. и послед. использование	Всего	Безвозвратные потери	Сточные воды
Добыча нефти	1т	3	3	6	2,75	0,25
Производство чугуна	1т	37	364	401	33	4
Шерстяные ткани	1 т	390	1840	2230	65	325
Кожаная обувь	1000 пар	15	2,5	17,5	2,5	12,5

Решение. Водное хозяйство промышленных предприятий оценивается следующими показателями:

1. Показатель оборота воды на предприятии
2. Показатель использования воды
3. Кратность использования воды
4. Показатель потерь воды в системе водного хозяйства

В качестве примера определим показатели водного хозяйства чугуноплавильного завода.

1. Показатель оборота воды на предприятия определяют по формуле:

$$P_{об} = \frac{Q_{об}}{Q_{об} + Q_{вп} + Q_c} 100, \% \quad (3.1)$$

где $Q_{об}$ – расход воды в оборотном контуре; $Q_{вп}$ – расход воды, подаваемой из источника; Q_c – расход воды, поступающей с сырьем.

Соответственно:

$$P_{об} = \frac{364}{364 + 37 + 0} = 90,8\%$$

2. Показатель использования воды на предприятия определяют по формуле:

$$P_{вп} = \frac{(Q_{вп} - Q_{ст})}{Q_{вп}} \leq 1 \quad (3.2)$$

где $Q_{ст}$ – расход сточных вод.

Соответственно:

$$P_{об} = \frac{(37 - 4)}{37} = 0,89$$

3. Кратность использования воды на предприятия определяют по формуле:

$$K = \frac{Q_{вп} + Q_c + Q_{ст}}{Q_{вп} + Q_c} \geq 1 \quad (3.3)$$

где $Q_{ст}$ – расход сточных вод.

Соответственно:

$$K = \frac{37 + 0 + 4}{37 + 0} = 1,1 \geq 1$$

4. Показатель потерь воды в системе водного хозяйства определяют по формуле:

$$K_{\pi} = \frac{Q_{\text{вп}} - Q_{\text{ст}}}{Q_{\text{вп}} + Q_{\text{об}}} 100 \quad (3.4)$$

где $Q_{\text{ст}}$ – расход сточных вод.

Соответственно:

$$K_{\pi} = \frac{37 - 4}{37 + 364} 100 = 8,2\%$$

3.2. Определение показателей и условий выпуска сточных вод

Пример 3.2

Очищенные сточные воды сбрасываются в водоем, используемый для целей питьевого, хозяйственно-бытового и рекреационного водопользования. Расход сточных вод, сбрасываемых в водоем, равен $1 \text{ м}^3/\text{с}$, расход воды в реке – $40 \text{ м}^3/\text{с}$. Коэффициент смешения $a = 0,4$. Содержание растворенного кислорода в природной воде до места выпуска сточной $O_p = 6,5 \text{ мг/л}$.

Определить, Необходимую эффективность очистки сточных вод по содержанию растворенного кислорода, если БПК_{полн} сточной воды $L_{\text{ст}} = 358 \text{ мг/л}$, а БПК_{полн} речной воды в расчетном створе $L_p = 2 \text{ мг/л}$.

Решение. Для расчетного створа данного вида водоема установлено значение ПДК растворенного кислорода, $O_{\text{ПДК}} \geq 4 \text{ мг/л}$. Допустимое значение БПК_{полн} очищенной сточной воды, при котором будет обеспечено ПДК кислорода в речной воде на вторые сутки, вычисляют по формуле:

$$L_{\text{ст}} = \frac{aQ}{0,4q} (O_p - 0,4L_p - O_{\text{ПДК}}) - \frac{O_{\text{ПДК}}}{0,4} \quad (3.5)$$

Соответственно:

$$L_{\text{ст}} = \frac{0,4 \cdot 40}{0,4 \cdot 1} (6,5 - 0,4 \cdot 2 - 4) - \frac{4}{0,4} = 58 \text{ мг/л}$$

Эффективность очистки сточных вод по БПК для обеспечения условий сброса определяют по формуле:

$$\mathcal{E}_{\text{БПК}} = \frac{(L_{\text{ст}} - L_{\text{осв}})}{L_{\text{ст}}} 100 \quad (3.6)$$

Соответственно:

$$\mathcal{E}_{\text{БПК}} = \frac{(358 - 58)}{357} 100 = 84\%$$

Раздел 4. Системы очистки сточных вод промышленных предприятий

4.1. Определение балансов материальных потоков систем водоотведения

Пример 4.1.

Составить ведомость водопотребления и отведения сточных вод для основных водоемких производственных процессов промышленного предприятия по выпуску шерстяных тканей объемом 10 т/сут (задается индивидуально).

Решение. Пользуясь данными таблицы 3.1 и информационно-нормативными данными* составим ведомость водопотребления и отведения сточных вод по форме таблицы 4.1.

Таблица 4.1

Ведомость потоков потребляемой и сбрасываемой воды в производственных процессах

Код потока	Производственный процесс (цех)	Удельная норма водопотребления, в м ³	Потребление воды, м ³ в единицу времени	Потери воды, м ³ в единицу времени	Удельная норма водоотведения, в м ³	Расход сточных вод, м ³ в единицу
------------	--------------------------------	--	--	---	--	--

		на единицу продукции	(сутки)	(сутки)	на единицу продукции	времени (сутки)
К4	производство шерстяных тка- ней объемом 10 т/сут	390	3900	650	325	3250

*) Укрупненные нормы расхода воды и количество сточных вод на единицу продукции для различных отраслей / СЭВ, ВНИИ ВОДГЕО. - М.: Стройиздат, 1982.

4.2. Формирование системы очистки сточных вод промышленного предприятия

Пример 4.2.

Состав загрязняющих веществ производственных сточных вод следующий: взвешенные вещества – 400 мг/л, рН= 3,0, БПК – 600 мг/л, ХПК – 800 мг/л, медь – 22 мг/л, хром (VI+) – 18 мг/л. Проанализировать показатели сточных вод. Оценить возможность очистки производственных сточных вод с последующим сбросом в городскую водоотводящую сеть.

Решение. Для удобства проведения технологического анализа потока сточных вод составим сопоставительную таблицу с требованиями к приему сточных вод в коммунальную водоотводящую сеть (таблица 4.2). Оценку необходимой эффективности очистки сточных вод ведут по формуле:

$$\mathcal{E} = \frac{(C_{\text{ст}} - C_{\text{осв}})}{C_{\text{ст}}} 100 \quad (4.1)$$

где $C_{\text{ст}}$ – концентрация загрязнений в производственных сточных водах, мг/л;
 $C_{\text{осв}}$ – концентрация загрязнений в очищенных сточных водах, мг/л.

Таблица 4.2

Сопоставительная таблица показателей поступающих сточных вод и нормативов приема в системы централизованного водоотведения

Наименование показателя	Величина показателя в сточных водах	Норматив для приема в систему централизованного водоотведения	Необходимая эффективность предочистки воды, %
Взвешенные вещества, мг/л	400	300	25
рН	3,0	6-9	64
БПК, мг/л	600	300	50
ХПК, мг/л	800	500	38
Медь, мг/л	22	1,0	95
Хром(VI+), мг/л	18	0,05	99

На основании анализа показателей общего потока сточных вод предприятия следуют следующие выводы:

1. Отношение показателей БПК/ХПК = 0,75, что позволяет применить процесс биохимической очистки воды в одну ступень.
2. Показатель взвешенные вещества технологически увязывается с процессом биохимической очистки воды.
3. Лимитирующими показателями являются рН и ионы тяжелых металлов. Эти вещества относятся к ингибиторам биологических процессов и характерны для сточных вод гальванического производства.

4.3. Оборудование для механической очистки производственных сточных вод

Пример 4.3.

Укажите назначение и перечислите виды оборудования для механической очистки сточных вод.

Решение. Оборудование механической очистки сточных вод предназначено для подготовки потоков воды к процессам очистки и удаления из воды грубодисперсных загрязнений. Основными видами технологического оборудования для механической очистки сточных вод являются регулирующие емкости, процеживатели, гравитационные разделители и микропроцеживатели.

4.4. Принципы расчета сооружений для механической очистки производственных сточных вод

Пример 4.1

Определить объем и размеры в плане многокоридорного усреднителя при залповом сбросе высококонцентрированных сточных вод в течение $t_3 = 0,5$ ч. Расход сточных вод постоянен: $Q = 80 \text{ м}^3/\text{ч}$. Концентрации загрязнений $C_{\text{макс}} = 450 \text{ мг/л}$, $C_{\text{ср}} = 85 \text{ мг/л}$. Допустимая концентрация загрязнений из условий нормальной работы последующих сооружений $C_{\text{доп}} = 140 \text{ мг/л}$.

Решение. Определяем коэффициент усреднения K по формуле:

$$K = (C_{\text{макс}} - C_{\text{ср}}) / (C_{\text{доп}} - C_{\text{ср}}); \quad (4.2)$$

где $C_{\text{макс}}$ – максимальная концентрация загрязнений в залповом сбросе;

$C_{\text{ср}}$ – средняя концентрация загрязнений в стоке;

$C_{\text{доп}}$ – концентрация загрязнений в стоке, допустимая по условиям работы последующих сооружений.

Соответственно:

$$K = (450 - 85) / (140 - 85) = 6,64$$

Объем усреднителя находим по формуле:

$$W = Q \cdot t_3 \cdot K / 2 \quad (4.3)$$

где Q – расход сточных вод, $\text{м}^3/\text{ч}$;

t_3 – длительность залпового сброса, ч;

K – коэффициент усреднения.

Соответственно:

$$W = 80 \cdot 0,5 \cdot 6,64 / 2 = 132,8 \text{ м}^3$$

Проектируем прямоугольный усреднитель, состоящий из двух отделений глубиной $H = 1,5$ м. Площадь поверхности каждого отделения составит:

$$F = W / (nH) = 132,8 / (2 \cdot 1,5) = 44,27 \text{ м}^2 \quad (4.4)$$

В плане размеры сооружений принимаем $L \times B = 5,53 \times 8$ м. По ширине каждое отделение делим на четыре коридора шириной $b = 2$ м. Для устранения стратификации в коридорах устанавливается по одному барботеру, так как $b/H = 2/1,5 = 1,33 < 2$.

4.5. Принципы расчета сооружений и оборудования для химической очистки производственных сточных вод

Пример 4.5.

Подобрать озонаторы для окисления производственных сточных вод при следующих исходных данных: расход сточных вод $Q = 2300 \text{ м}^3/\text{сут}$. Требуемая доза озона для окисления загрязнений $D_{\text{оз}} = 18 \text{ г/м}^3$.

Решение. Определяем необходимый расход озона для окисления загрязнений, содержащихся в сточных водах по формуле:

$$G_{\text{оз}} = D_{\text{оз}} \cdot Q / 1000. \quad (4.5)$$

Соответственно:

$$G_{\text{оз}} = 18 \cdot 2300 / 1000 = 41,4 \text{ кг/сут}$$

По табл. 4.3 принимаем озонаторы марки ОП-4, производительность которых $P_{\text{оз}} = 1 \text{ кг/ч}$.

Определяем количество озонаторов по формуле:

$$n = K \cdot G_{\text{оз}} / (24 \cdot P_{\text{оз}}) \quad (4.6)$$

Здесь K – коэффициент резервирования 1,05 – 1,1. принимаем $K = 1,07$.

Соответственно

$$n = 1,07 \cdot 41,4 / (24 \cdot 1) \approx 2 \text{ шт.}$$

К установке принимаем два рабочих и один резервный озонатор марки ОП-4.

Таблица 4.3

Техническая характеристика озонаторов трубчатого типа

Марка озонатора	Номинальная производительность по озону, кг/ч	Концентрация озона в озон-воздушной смеси, %	Средний расход воздух, м ³ /ч	Напряжение на электродах, кВ
ОП-4	1	16-17	40	10
ОП-6	2	14-16	80	10
ОП-121	1.6	14-16	120	16
011-315	3.8	12-14	300	18
ОП-510	6	12-14	450	18

4.6. Принципы расчета сооружений и оборудования для физико-химической очистки производственных сточных вод

Пример 4.6.

Рассчитать компрессионный флотационный уплотнитель при следующих исходных данных: расход сточных вод – 500 м³/сут, содержание твердой фазы извлекаемых загрязняющих веществ – 3500 мг/л, температура воды – 15°C, содержание примесей в очищенной воде не более 100 мг/л.

Решение.

1. Необходимый расход воздуха для флотационного разделения, м³/ч, определяют по общей формуле:

$$Q_{\Gamma} = q_{\Gamma} \cdot 10^{-3} \cdot (C_{en} - C_{ex}) \cdot Q_w \quad (4.7)$$

где q_{Γ} – удельный расход газа, $\text{дм}^3/\text{кг}$; C_{en} , C_{ex} – содержание загрязняющих веществ в поступающей и выходящей из сооружения воде, $\text{кг}/\text{м}^3$; Q_w – расчетный расход воды, $\text{м}^3/\text{ч}$.

Удельный расход газа для условий задачи – $15 \text{ дм}^3/\text{кг}$ [по СП32.13330.2012].

Соответственно

$$Q_{\Gamma} = 0,015(3,5 - 0,1)500 / 24 = 1,062 \text{ м}^3/\text{ч}$$

2. Необходимое содержание воздуха в водовоздушной смеси, $\text{м}^3/\text{м}^3$ для этих условий должно быть не менее:

$$C_{\text{возд}} = Q_{\Gamma} / (k \cdot Q_w), \quad (4.8)$$

где k – коэффициент использования воздуха = 0,6.

Соответственно:

$$C_{\text{возд}} = 1,062 / (0,6 \cdot 20,83) = 0,085 \text{ м}^3/\text{м}^3$$

или $C_{\text{возд}} = 85 \text{ дм}^3/\text{м}^3$.

3. Согласно рекомендациям принимаем: давление воздуха – 0,4 МПа, температура воды по условиям задачи – 15°C .

По данным рис. 4.1 определяют растворимость воздуха $C_{\text{теор}}$ при заданных значениях давления и температуры:

$$C_{\text{теор}} = 82 \text{ дм}^3/\text{м}^3 \leq 85 \text{ дм}^3/\text{м}^3 \quad (4.9)$$

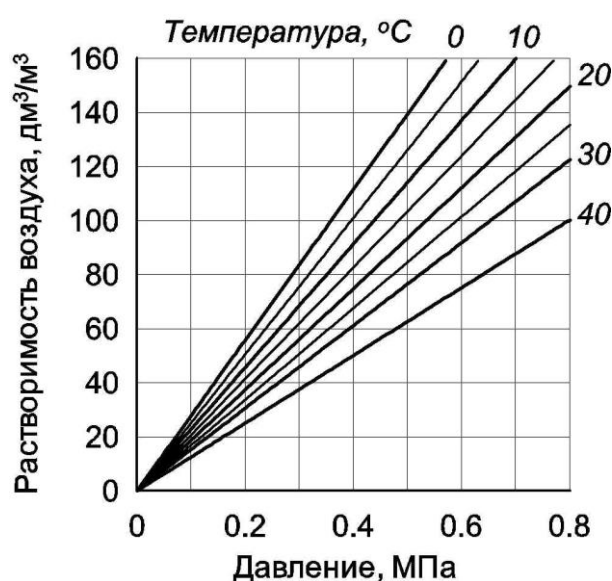


Рис. 4.1. Растворимость воздуха в воде в зависимости от давления и температуры.

Расчет показал, что для надежной работы флотатора целесообразно применить схему с рециркуляцией, обеспечивающей достаточное количество воздуха.

4. Расход циркулирующей воды, м³/ч, определяют по формуле:

$$Q_R = Q_{\Gamma} / (k \cdot C_{\text{теор}}), \quad (4.10)$$

Соответственно:

$$Q_R = 1,062 / (0,6 \cdot 0,082) \approx 21,6 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

5. Поступающий расход воды во флотатор составит, м³/ч

$$Q_f = Q_w + Q_R, \quad (4.11)$$

Соответственно:

$$Q_f = 20,83 + 21,6 \approx 42,4 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

6. Принимая продолжительность флотации 0,3 ч, находим вместимость камеры флотации, м³:

$$W_f = Q_f \cdot \tau, \quad (4.12)$$

Соответственно:

$$W_f = 42,4 \cdot 0,3 = 12,72 \text{ м}^3$$

7. Принимаем две секции флотаторов с размерами в плане L x B = 1,5 x 4,0 м и глубиной 1,2 м.

Рекомендуется выполнить аналогичный расчет флотатора для давления 0,6 МПа, проанализировать полученные результаты.

4.7. Системы биологической очистки сточных вод промышленных предприятий

Пример 4.7.

Рассчитать анаэробный биореактор с объемной загрузкой, применяемый для очистки сточных вод мясокомбината, по следующим исходным данным: расход сточных вод – 100 м³/сут; ХПК исходных сточных вод – 2000 мгО/л; содержание взвешенных веществ в исходных сточных водах после механической

очистки – 200 мг/л; ХПК в очищенных сточных водах – 400 мг/л; температура сточных вод – 15° С.

Решение. Расчёт анаэробного биореактора с объемной загрузкой сводится к определению геометрических размеров сооружения и выходу биогаза.

1. Объем активной псевдоожиженной зоны, м³, определяют по выражению:

$$W_a = Q (X_{en} - X_{ex}) / (1000 \cdot OM) \quad (4.13)$$

где W_a – объем зоны псевдоожиженного слоя, м³; Q – расход сточных вод, м³/сут; X_{en} , X_{ex} – лимитирующий показатель поступающей и очищенной воды, соответственно, г/м³; OM – окислительная мощность псевдоожиженного слоя составляет 30-60 кгХПК/(м³·сут), принимаем по данным исследований – 40 кг ХПК/(м³·сут).

Соответственно

$$W_a = 100 (2000 - 400) / (1000 \cdot 40) = 4 \text{ м}^3$$

2. Поперечное сечение активной зоны определяют по восходящей скорости потока воды:

$$F_a = Q / (24 \cdot V), \quad (4.14)$$

где V – восходящая скорость, (5-10 м/ч), принимаем равной 7 м/ч.

Соответственно:

$$F_a = 100 / (24 \cdot 7) = 0,6 \text{ м}^2.$$

3. Гидравлическую высоту реактора находят по выражению:

$$H_a = W_a / F_a \quad (4.15)$$

Соответственно:

$$H_a = 4 / 0,6 \approx 6,7 \text{ м}$$

С учетом размещения устройств для отведения очищенной воды и сбора биогаза, принимаем высоту реактора равную 8 м.

4. Выход газа, м³/сут, определяют по выражению:

$$Q_r = Q(X_{en} - X_{ex}) \cdot q_r / 1000, \quad (4.16)$$

где q_{Γ} – удельный выход газа, (0,35 – 0,45 м³/кг снятой ХПК), принимаем равным 0,4 м³/кг.

Соответственно, выход газа будет равен:

$$Q_{\Gamma} = 100(2000 - 400) \cdot 0,4 / 1000 = 64 \text{ м}^3/\text{сут.}$$