

ДОНСКОЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ
УПРАВЛЕНИЕ ДИСТАНЦИОННОГО ОБУЧЕНИЯ И ПОВЫШЕНИЯ
КВАЛИФИКАЦИИ

Кафедра «Водоснабжение и водоотведение»

МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ

к курсовой работе
по дисциплине

«Основы промышленного водоснабжения и водоотведения»

Автор

Нечаева Л.И.

Ростов-на-Дону, 2016

Аннотация

Основы промышленного водоснабжения и водоотведения: методические указания к практическим занятиям и для выполнения курсового проекта для обучающихся по направлению подготовки 08.03.01 «Строительство» профиль подготовки «Водоснабжение и водоотведение».

Автор

к.т.н., доцент Нечаева Л.И.



Оглавление

Методические указания к практическим занятиям и для выполнения курсового проекта	4
1. Обработка воды в системах оборотного водоснабжения.....	4
Литература.....	18
Методические указания к расчету систем промышленного водоснабжения /1-я часть/	19
1. Расчет и проектирование станции реагентного умягчения воды.....	19
2. Расчет установок катионитового умягчения воды.....	25
Технологические показатели и область применения	25
Ход расчета.....	31
Литература.....	35
Методические указания к расчету систем промышленного водоснабжения /2-я часть/	36
1. Расчет установки обессоливания воды.	36
2. Расчет градиен систем оборотного водоснабжения	41
Литература.....	47
Приложение 1.....	49
Приложение 2.....	49
Приложение 3.....	50
Приложение 4.....	50
Приложение 5.....	51
Приложение 6.....	51
Приложение 7.....	52
Приложение 9.....	52
Приложение 10.....	54
Методические указания к расчету промышленного водоснабжения (дополнение ко 2-й части)	55

МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ К ПРАКТИЧЕСКИМ ЗАНЯТИЯМ И ДЛЯ ВЫПОЛНЕНИЯ КУРСОВОГО ПРОЕКТА

1. Обработка воды в системах оборотного водоснабжения

Для пополнения неизбежных потерь в цикле водоснабжения и поддержания неизменного состава воды в систему оборотного водоснабжения постоянно поступает некоторое количество свежей, так называемой подпитывающей воды. Подпитывающая и оборотная вода отличаются общим содержанием, жесткостью, pH, количеством растворенной углекислоты, температурой и т.д. Вызванное смешением вод нарушение их стабильности может привести к интенсификации процессов коррозии или инкрустации теплообменных систем и к нарушению вследствие этого режима работы теплообменных аппаратов предприятия. Резко ухудшает работу теплообменных аппаратов и развитие в системе биологических обрастаний.

1.1. Предотвращение инкрустации в системах оборотного водоснабжения

С не умягченной подпитывающей водой в систему оборотного водоснабжения вносится некоторое количество солей временной жесткости (преимущественно бикарбоната кальция).

В воде бикарбонат кальция находится в равновесии с растворенной углекислотой:



Состояние равновесия характеризуется соотношением

$$\frac{[\text{CO}_2] \cdot [\text{CO}_3^{2-}]}{\text{HCO}_3^-} = K \quad (1.2)$$

Положение равновесия зависит от температуры воды и парциального давления в атмосфере над водой.

В результате процессов, протекающих в оборотной воде (неоднократное нагревание и охлаждение, отдувка свободной углекислоты при аэрации и разбрызгивании воды в охлаждающих устройствах, попадание щелочи из реакторов через неплотности), содержание свободной углекислоты постепенно уменьшается. Это приводит к смещению углекислотного равновесия в оборотной воде – превращению ионов HCO_3^- в ионы CO_3^{2-} и вызывает кристаллизацию CaCO_3 , образующего на теплообменных поверхностях прочные отложения (инкрустацию).

1.1.1. Выбор способа предотвращения инкрустации

Инкрустацию в системах оборотного водоснабжения можно предотвратить двумя путями.

Первый – заключается в обеспечении условий, при которых карбонатная жесткость упаренной подпитывающей воды оказывается меньше предельной карбонатной жесткости оборотной воды. В результате в оборотной системе карбонат кальция не кристаллизуется. Достигается это выбором соответствующей величины продувки системы.

Второй способ предотвращения инкрустации труб и теплообменной аппаратуры заключается в снижении карбонатной жесткости подпитывающей воды настолько, чтобы она после упаривания в системе не достигла предельного значения.

Уменьшение карбонатной жесткости достигается обработкой подпитывающей и оборотной воды катионированием или умягчением при помощи реагентов.

Последовательность и выбор метода обработки воды при отсутствии эксплуатационных данных осуществляется следующим способом. Определяется величина допустимой щелочности оборотной воды по химическому составу подпитывающей воды и водному режиму системы

$$Ш_{об.доп.} = \psi \sqrt{\frac{0,13(\text{CO}_2)_{доб} (P - P_1)}{\text{Ca}_{доб}^{2+}}} \text{ мг-экв/дм}^3, \quad (1.3)$$

где ψ – коэффициент, определяемый по табл. 1.1;

$(\text{CO}_2)_{доб}$ – концентрация свободной углекислоты в подпитывающей воде, мг/дм³;

$\text{Ca}_{доб}^{2+}$ – концентрация кальция в подпитывающей воде, мг/дм³;

$P = P_1 + P_2 + P_3$ – подпитка воды в систему, % от расхода оборотной воды;

где P_1 – потери воды на испарение, %,

$$P_1 = K_{исп} \cdot \Delta t, \quad (1.4)$$

где $K_{исп}$ – коэффициент, учитывающий долю теплоотдачи испарением в общей теплоотдаче, принимаемый по табл. 36,37 [2];

$\Delta t = t_1 - t_2$ – перепад температуры в градусах, определяемый как разность температур, поступающей на охладитель, и охлажденной воды;

P_2 – потери воды вследствие уноса ветром, принимаются по табл. 38 [2], %;

P_3 – потери воды при продувке системы, принимаемые в зависимости от качества оборотной и

добавочной воды, а также от способа ее обработки, %.

Таблица 1.1

Значение коэффициента ψ

Температура охлажденной воды, град.е.	Общее солесодержание $S_{об}$, мг/дм ³						
	200	400	600	800	1000	1500	2000
15	8,04	8,68	9,18	9,56	9,94	10,7	11,3
20	7,54	8,12	8,60	8,98	9,32	10,0	10,6
25	7,12	7,65	8,07	8,42	8,76	9,41	9,97
30	6,66	7,18	7,58	7,92	8,22	8,33	9,36
35	6,21	6,69	7,08	7,39	7,68	8,24	8,76
40	5,80	6,24	6,61	6,89	7,16	7,70	8,16
45	5,38	5,79	6,13	6,39	6,64	7,14	7,56
50	4,81	5,42	5,72	5,98	6,22	6,67	7,06

Для предварительных расчетов

$$P_3 = \frac{P_1 \cdot \mathcal{J}_{доб}}{\mathcal{J}_{пред} - \mathcal{J}_{доб}} - P_2 \%, \quad (1.5)$$

где $\mathcal{J}_{доб}$ – карбонатная жесткость добавочной подпитывающей воды, мг-экв/дм³;

$\mathcal{J}_{пред}$ – предельно допустимая карбонатная жесткость оборотной воды в системе охлаждения, находится в пределах 2,15÷4,4 мг-экв/дм³ [3].

Для предотвращения карбонатных отложений в системе должна поддерживаться расчетная щелочность оборотной воды. Эта величина определяется по формуле:

$$\mathcal{W}_{об.р.} = \mathcal{W}_{доб.} \frac{P}{P - P_1} \text{ мг-экв/дм}^3, \quad (1.6)$$

При $\mathcal{W}_{об.р.} \leq \mathcal{W}_{об.доп.}$ вода в обработке не нуждается, так как предельно допустимая щелочность обеспечивается продувкой системы и уносом капель из охладителя.

При $\mathcal{W}_{об.р.} > \mathcal{W}_{об.доп.}$ необходима стабилизационная обработка воды.

Пример. Выбрать способ предотвращения инкрустации теплообменной аппаратуры.

Исходные данные:

Карбонатная жесткость добавочной (подпитывающей) воды $\mathcal{J}_{доб}$ – 3 мг – экв/дм³.

Щелочность добавочной воды $\mathcal{W}_{доб}$ – 3 мг-экв/дм³.

Температура воды до охлаждения 40° С.

Предельно допустимая карбонатная жесткость оборотной воды - 4,35 мг – экв/дм³.

Общее солесодержание 600 мг/дм³. Температура охлажденной воды 30° С.

Содержание свободной углекислоты в добавочной воде (CO_2)_{доб} - 4 мг/дм³.

РАСЧЕТ:

$$P_1 = K_{исп} \times \Delta t = 0,0014 \times 10 = 0,014 = 1,4 \%,$$

$K_{исп}$ – для вентиляторных градирен по табл.36,37 (1) и при температуре воздуха 20°С принимается 0,0014;

P_2 – потери воды в градирнях вследствие уноса ветром принимаются по табл. 38 [2]

$$1 - 0,1 \div 0,2 \%$$

Величина продувки системы P_3 определяется по формуле (1.5) настоящих методических указаний:

$$P_3 = \frac{P_1 \cdot \mathcal{J}_{доб}}{\mathcal{J}_{пред} - \mathcal{J}_{доб}} - P_2 = \frac{1,4 \cdot 3}{4,35 - 3} - 0,1 = 3,1\% ;$$

$$P = P_1 + P_2 + P_3 = 1,4 + 0,1 + 3,1 = 4,6\%.$$

Расчетная щелочность оборотной воды для предотвращения карбонатных отложений по формуле (1.6)

$$\mathcal{W}_{об.р.} = \mathcal{W}_{доб.} \frac{P}{P - P_1} = 3 \frac{4,6}{4,6 - 1,4} = 4,31 \text{ мг-экв/дм}^3.$$

Определяем величину допустимой щелочности оборотной воды по формуле (1.3)

$$\mathcal{W}_{об.доп.} = 7,58 \sqrt{\frac{0,13 \cdot 4 \cdot (4,6 - 1,4)}{50}} = 1,38 \text{ мг-экв/дм}^3.$$

Так как $\mathcal{W}_{об.р.} > \mathcal{W}_{об.доп.}$ (4,31 мг-экв/дм³ > 1,38 мг-экв/дм³), необходима стабилизационная обработка воды.

1.1.2. Выбор метода обработки воды для устранения инкрустации в оборотных системах промводопроводов

СНиП 2.04.02-84 рекомендует вести обработку воды для предотвращения карбонатных отложений при условии $\text{Щ}_{\text{доб}} \times K_y > 3$ ($\text{Щ}_{\text{доб}}$ – щелочность добавочной воды, мг-экв/дм³, K_y – коэффициент концентрирования (упаривания) солей, не выпадающих в осадок).

Методы обработки воды для предотвращения карбонатных отложений по 11.20 [2] следует принимать:

- подкисление – при любых величинах щелочности и общей жесткости природных вод и коэффициентах упаривания;
- фосфатирование-при щелочности добавочной воды $\text{Щ}_{\text{доб}}$ до 5,5мг-экв/дм³;
- комбинированный метод – фосфатно-кислотную обработку – в случаях, когда фосфатирование не предотвращает карбонатных отложений или величина продувки экономически невыгодна;
- рекарбанизация дымовыми газами или газообразной углекислотой – при щелочности добавочной воды до 3,5 мг-экв/дм³ и коэффициенте упаривания не превышающем 1,5.

В соответствии с прил. 12 [2] предельная величина щелочности добавочной воды, при которой предотвращение карбонатных отложений, при заданных условиях (t_1 , K_y , $J_{\text{доб}}$) достигается фосфатированием

$$\text{Щ}_{\text{доб.пр.}} = 16 - \frac{K_y}{0,125 \cdot (1,4 - 0,01t_1) \cdot (1,1 - 0,01J_{\text{доб}})}, \quad (1.7)$$

где K_y – коэффициент упаривания, определяемый по формуле:

$$K_y = \frac{P_1 + P_2 + P_3}{P_2 + P_3} = \frac{P}{P_2 + P_3}; \quad (1.8)$$

t_1 – температура оборотной воды до охлаждения, °С;

$J_{\text{доб}}$ – жесткость общая добавочной воды, мг-экв/дм³.

Метод комбинированной фосфатно - кислотной обработки следует применять при условии:

$$0 < \text{Щ}_{\text{доб.пр}} < \text{Щ}_{\text{доб.}}$$

При условии $\text{Щ}_{\text{доб.пр}} < 0$ следует применять подкисление.

При условии $\text{Щ}_{\text{доб.пр}} > \text{Щ}_{\text{доб}}$ следует применять только фосфатирование.

Пример. Выбрать метод стабилизации оборотной воды.

Исходные данные:

Коэффициент упаривания K_y - 2,0.

Температура оборотной воды до охлаждения - 40° С.

Общая жесткость добавочной воды - 3,47 мг-экв/дм³ (р.Кубань).

Щелочность добавочной воды (р.Кубань) - 2,4 мг-экв/дм³.

$$\text{Щ}_{\text{доб.пр.}} = 16 - \frac{2,0}{0,125 \cdot (1,4 - 0,01 \cdot 40) \cdot (1,1 - 0,01 \cdot 3,47)} = 0,97 \text{ мг-экв/дм}^3.$$

При $\text{Щ}_{\text{доб.пр}} = 0,97$ близкой к нулю, следует проводить подкисление воды или комбинированный способ обработки.

1.1.3. Обработка оборотной воды кислотой

Инкрустация теплообменных поверхностей карбонатом кальция наступает в результате нарушения углекислотного равновесия, возникающего при потере части равновесной углекислоты CO₂ из воды в охлаждающих устройствах. Предупреждение нарушения этого равновесия может быть достигнуто насыщением циркуляционной воды углекислотой путем введением кислоты (чаще всего серной) в воду в количестве, достаточном для пополнения дефицита равновесной углекислоты, за счет реакции:



При этом снижается щелочность (т.е. карбонатная жесткость) воды.

При снижении содержания в воде бикарбонатных ионов HCO₃⁻ уменьшается требуемое количество равновесий углекислоты, т.к. соли, обуславливающие карбонатную жесткость, переводятся в эквивалентное количество солей (сульфатов), обуславливающих некарбонатную жесткость, обладающих высокой степенью растворимости и не выпадающих в осадок:



Выделяющаяся свободная углекислота способствует стабилизации бикарбонатов, остающихся в воде после подкисления. Таким образом, при подкислении вода из нетермостабильной переводится в термостабильную; при этом отложения CaCO₃ на омываемых стенках не происходит.

Для подкисления служит установка, состоящая из цистерны для кислоты, мерников крепкой кислоты и, если применяется разбавленная кислота, бака для приготовления рабочего раствора, дозиру-

ющих устройств.

Схема подкисления добавочной воды в системе промводоснабжения согласно [3] приведена на рис. 1.1.

Пример. Рассчитать установку для обработки серной кислотой добавочной воды.

Исходные данные:

Расход добавочной воды - 100 м³/ч.

Расход оборотной воды - 4000 м³/ч.

Оборотная вода в теплообменных аппаратах нагревается до 40°C.

Охлаждение происходит в вентиляторных градирнях до 30°C.

Температура воздуха - 20°C.

Карбонатная жесткость добавочной воды - 3 мг-экв/дм³.

Солесодержание - 500 мг/дм³.

Содержание кальция в добавочной воде - 50 мг/дм³.

Содержание свободной углекислоты в оборотной воде по данным практики - 4 мг/дм³.

Содержание свободной углекислоты в добавочной воде - 4 мг/дм³.

Содержание активной H₂SO₄ в башенной кислоте - C=75%

РАСЧЕТ:

Расход на испарение определяется по формуле (34) [2]

$$Q_{\text{исп}} = K_{\text{исп}} \cdot \Delta t \cdot Q_{\text{охл}}, \quad (1.12)$$

где $Q_{\text{охл}}$ – расход охлаждаемой воды, м³/ч;

$\Delta t = t_1 - t_2$ – перепад температуры в градусах;

$K_{\text{исп}}$ – коэффициент, учитывающий долю теплоотдачи испарением, принимается по табл. 36 [2]

(для вентиляторных градирен и при температуре воздуха 20°C) равным 0,0014;

$$Q_{\text{исп}} = 0,0014 \times 10 \times 4000 = 56 \text{ м}^3/\text{ч},$$

$$a \text{ в процентах } P_1 = 56 \times 100/4000 = 1,4\%.$$

Потери в градирнях вследствие уноса ветром P_2 принимаются по таблице 38 [2] и равны 0,1÷0,2%.

Сброс воды из системы P_3 (продувка) определяются по формуле (1.5):

$$P_3 = \frac{P_1 J_{\text{доб}}}{J_{\text{пред}} - J_{\text{доб}}} - P_2 \%$$

где $J_{\text{доб}}$ – карбонатная жесткость добавочной подпитывающей воды, мг-экв/дм³;

$J_{\text{пред}}$ – предельно допустимая карбонатная жесткость систем оборотных до 5-6 мг-экв/дм³, принимаем 5 мг-экв/дм³.

$$P_3 = \frac{1,4 \cdot 3}{5 - 3} - 0,1 = 2,0\%$$

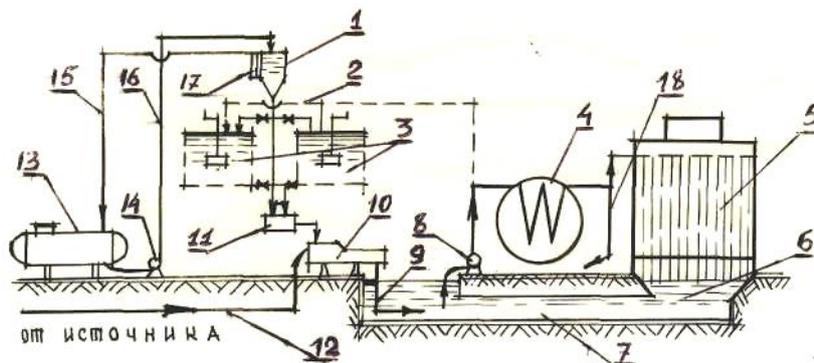


Рис. 1.1. Схема подкисления добавочной воды:

1 – мерник кислоты; 2 – трубопровод, подающий воду для разбавления кислоты; 3 – баки рабочего р-ра кислоты; 4 – теплообменник; 5 – охлаждающее устройство; 6 – резервуар охлажденной воды; 7 – канал; 8 – насос оборотной воды; 9 – отводящий трубопровод от смесителя; 10 – смеситель; 11 – дозатор кислоты; 12 – трубопровод для подачи подпитывающей воды в систему; 13 – цистерна с крепкой кислотой; 14 – насос; 15 – обратный трубопровод от мерника; 16 – трубопровод подачи кислоты в мерник; 17 – мерное стекло; 18 – трубопровод для продувки оборотной воды.

Коэффициент упаривания определяется по формуле (1.8):

$$K_y = \frac{P_1 + P_2 + P_3}{P_2 + P_3} = \frac{1,4 + 0,1 + 2,0}{0,1 + 2,0} = 1,67$$

Величина соленосодержания оборотной воды, мг/дм³, определяется по формуле (4) прил. 12 [2]:

$$S_{об} = S_{доб} \times K_y = 500 \times 1,67 = 835 \text{ мг/дм}^3.$$

Щелочность оборотной воды $Щ_{об}$ определяется по формуле (2) прил. 12 [2]

$$(1.13) \quad Щ_{об} = 0,1N_o \sqrt{4,84N_o^2(P - P_1)^2 + (100 - P)(CO_2)_{охл} + P(CO_2)_{доб} + 44Щ_{доб}P - 0,22N_o^2(P - P_1)},$$

$$\text{где } N_o = \Psi / \sqrt{K_y \cdot (Ca)_{доб}} = 7,97 / \sqrt{1,67 \cdot 50} = 0,87$$

где Ψ – величина, зависящая от общего соленосодержания оборотной воды и температуры охлажденной воды t_2 , принимается по табл.1 прил.2 [2].

При $S_{об} = 835 \text{ мг/дм}^3$ и $t_2 = 30^\circ\text{C}$, $\Psi = 7,97$,

$$Щ_{об} = 0,1 \cdot 0,87 \sqrt{4,84 \cdot 0,87^2 (3,5 - 1,4)^2 + (100 - 3,5)4 + 3,5 \cdot 4 + 44 \cdot 3 \cdot 3,5 - 0,22 \cdot 0,87^2 (3,5 - 1,4)} = 2,23 \text{ мг-экв/дм}^3.$$

При подкислении воды доза кислоты определяется по формуле

$$D_{кис} = 100 \cdot e_{кис} \left(Щ_{доб} - \frac{Щ_{об}}{K_y} \right) / C_{кис}$$

где $e_{кис}$ – эквивалентная масса кислоты, мг/мг-экв, для серной кислоты – 49;

$Щ_{доб}$ – щелочность добавочной воды, мг-экв/дм³;

K_y – коэффициент упаривания;

$C_{кис}$ – активная часть H₂SO₄ в технической башенной кислоте, (75 %).

$$D_{кис} = 100 \cdot 49 \left(3,0 - \frac{2,23}{1,67} \right) / 75 = 108,78 \text{ мг/дм}^3.$$

Расход технической кислоты:

$$G_{кис} = \frac{D_{кис} \cdot q_{доб}}{1000}, \quad (1.15)$$

где $q_{доб}$ – расход добавочной воды, м³/ч,

$$G_{кис} = \frac{108,8 \cdot 100}{1000} = 10,88 \text{ кг/ч.}$$

Отмеривание технической кислоты для работы за время $T=12$ ч производится мерным баком, ёмкость которого определяется по формуле:

$$V_m = \frac{G_{кис} \cdot T}{1000 \cdot \gamma}, \text{ м}^3, \quad (1.16)$$

где γ – удельный вес 75 % серной кислоты ($\gamma = 1,67$).

$$V_m = \frac{10,88 \cdot 12}{1000 \cdot 1,67} = 0,078, \text{ м}^3.$$

Таких баков устанавливается два (один рабочий и один резервный).

Расход неразбавленной кислоты из бака в обрабатываемую воду:

$$q_{кис} = \frac{G_{кис}}{60 \cdot \gamma} = \frac{10,88}{60 \cdot 1,67} = 0,108 \text{ дм}^3/\text{мин} = 6,48 \text{ дм}^3/\text{ч.}$$

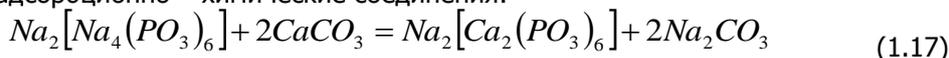
По таблице 5 [6] принимаем насос – дозатор типа НД -16/400 один рабочий и один резервный.
Точка ввода кислоты – перед смесителем (см. рис. 1.1)

Таблица 1.2
 Технические характеристики насосов-дозаторов типа НД завода «Ригахиммаш»

Марка	Подача, дм ³ /ч		Диаметр плунжера, мм	Давление нагнетания, кгс/см ²	Масса с электродвигателем серии ВАО, кг.
	мин.	макс.			
НД16/400	4	16	8	400	109
НД25/250	6	25	10	250	108
НД40/160	10	40	12	160	108
НД63/100	16	63	16	100	109
НД100/63	20	100	20	63	109
НД400/16	100	400	40	16	116
НД630/10	160	630	50	10	120
НД100/10	250	1000	60	10	150
НД1600/10	400	16000	80	10	239
НД2500/10	600	2500	100	10	245
НД100/250	25	100	20	250	200

1.1.4. Фосфатирование оборотной воды

При фосфатировании оборотной воды образуются два соединения: зародыши кристаллов карбоната кальция и фосфаты. При этом на поверхности зародышей кристаллов карбоната кальция образуются адсорбционно – химические соединения:



Эти соединения препятствуют дальнейшему росту кристаллов кальция, агломерации их и выделению из воды. Находясь в массе воды в виде взвешенных веществ, они выносятся из системы при её продувке.

Технологическая схема фосфатирования оборотной воды состоит из склада реагентов, растворных баков – мешалок, дозирующих устройств (рис. 1.2).

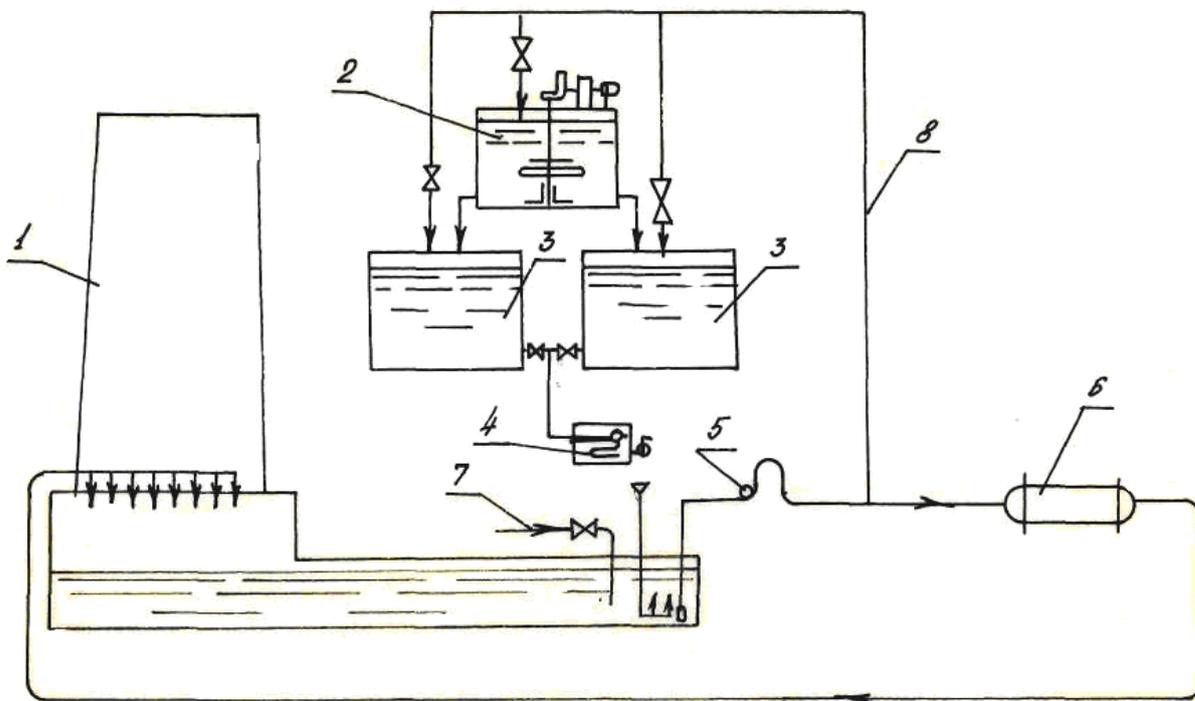


Рис.1.2. Схема установки для приготовления и дозирования фосфатных реагентов:

1 – градирня, 2 – растворный бак, 3 – расходные баки, 4 – дозирующий бачок, 5 – циркуляционный насос, 6 – теплообменник, 7 – подача добавочной воды, 8 – подача воды в бак

Пример. Рассчитать установку для предотвращения инкрустации теплообменной аппаратуры и коммуникаций методом фосфатирования.

Исходные данные:

$Q_{доб}$ – расход добавочной воды 100 м³/ч;

$J_{общ}$ – жесткость общая добавочной воды – 3,47 мг-экв/дм³;

Щ – щелочность добавочной воды – 2,4 мг-экв/дм³;
 - в качестве реагента принят гексаметафосфат натрия – С=55% (табл. 1.3).

Таблица 1.3

Среднее содержание Р₂О₅ в технических реагентах, применяемых при фосфатировании циркуляционной воды [5]

Наименование реагента	Химическая формула	Содержание Р ₂ О ₅ , %
Гексаметафосфат натрия	(NaPO ₃) ₆	53 - 57
Триполифосфат натрия	Na ₅ P ₃ O ₁₀	менее 50
Тринатрий фосфат	Na ₃ PO ₄ ·12H ₂ O	17-18
Суперфосфат	Ca(H ₂ PO ₄) ₂	16-18

РАСЧЕТ:

Согласно требованиям прил. 12 п.2 [2] доза реагента составляет 1,5 - 2,5 мг/дм³ по Р₂О₅ или 3 – 5 мг/дм³ по товарному продукту.

Расход гексаметафосфата натрия можно определить по формуле (1.15):

$$G_{\phi} = \frac{D_{\phi} q_{доб}}{1000} = \frac{5 \cdot 100}{1000} = 0,5 \text{ г/ч,}$$

где D_{ϕ} – доза реагента, в расчете на товарный продукт, мг/дм³;
 $q_{доб}$ – расход добавочной (подпитывающей) воды, м³/ч.

Месячный запас реагентов на складе:

$$\sum G_{\phi} = G_{\phi} \cdot T \cdot 30 = 0,5 \cdot 24 \cdot 30 = 360 \text{ кг.}$$

Поставка реагента осуществляется в фанерных ящиках, весом 45 - 50 кг. Общее количество ящиков с реагентом на складе:

$$n_{ящ.} = \frac{\sum G_{\phi}}{45} = \frac{360}{45} = 8 \text{ шт.}$$

Емкость растворных баков:

$$W_p = \frac{D_{\phi} \cdot T \cdot q_{доб}}{1000 \cdot B_p \cdot \gamma}, \text{ м}^3,$$

где T – время, на которое приготавливается раствор реагента 24 -8ч.;

B_p – крепость реагента 0,5 - 3 % в расчете на товарный продукт;

γ – объемный вес реагента, т/м³.

$$W_p = \frac{5 \cdot 24 \cdot 100}{1000 \cdot 3 \cdot 1,03} = 0,39 \text{ м}^3$$

По таблице 1.4. принимаем к установке мешалку для реагентов завода ПО «Красный котельщик» ТКЗ, тип - МГК - 1, ёмкость 1 м³, диаметром 1,2 м, высотой 1625 мм.

Расход насоса дозатора:

$$q_n = \frac{D_{\phi} q_{доб}}{10000 \cdot B_p \cdot \gamma}, \text{ м}^3/\text{ч} \quad (1.19)$$

$$q_n = \frac{5 \cdot 100}{10000 \cdot 3 \cdot 1,03} = 0,016 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Таблица 1.4

Мешалки для реагентов (завод ПО «Красный котельщик» ТКЗ)

Назначение	Тип	Диаметр, мм	Общая высота, мм	Объем, м ³	Масса, кг	Нагрузочная масса
Для кислых реагентов	МГК-1	1200	1695	1,0	336	1,4
	МГК-2	1600	1926	2,0	500	2,5
Для щелочных и изве-	МГИ-1	1200	1645	1,0	270	1,3

СТИ	МГИ-2	1600	1860	2,0	430	2,5
Циркуляционные для известкового молока	МГИ-4	1600	3800	4	645	4,7
	МГИ-8	2000	4600	8	1310	9,5
	МГИ - 16	2600	5400	16	2610	16,6

По табл. 1.2 принимаем к установке 2 насоса -дозатора типа НД-25/250 (один рабочий, один резервный).

При обработке воды фосфатами для освобождения её от накапливающихся хлопьев фосфатов следует предусматривать продувку P_3 , %, определяемую по формуле (2) прил. 12 [2]:

$$P_3 = \frac{P_1}{(K_y^{\text{дон}} - 1)} - P_2, \% \quad (1.20)$$

где $K_y^{\text{дон}}$ – допустимый коэффициент упаривания воды:

$$K_y^{\text{дон}} = (2 - 0,125 \text{Щ}_{\text{доб}})(1,4 - 0,01 \cdot t_1)(1,1 - 0,01 \text{Ж}_{\text{доб}}) \quad (1.21)$$

где t_1 – температура оборотной воды до охлаждения, °С;

$\text{Ж}_{\text{доб}}$ – жесткость общая добавочной воды, мг-экв/дм³; (для реки Кубань по табл.8.1/2/ – 3,47 мг-экв/дм³);

$\text{Щ}_{\text{доб}}$ – щелочность добавочной воды (для реки Кубань – 2,4 мг-экв/дм³)

P_1 - потери воды на испарение, %;

P_2 - потери воды в градирнях на унос ветром, 0,1 - 0,2 %.

$$K_y^{\text{дон}} = (2 - 0,125 \cdot 2,4)(1,4 - 0,01 \cdot 40)(1,1 - 0,01 \cdot 3,47) = 1,81 ;$$

$$P_3 = \frac{1,4}{(1,81 - 1)} - 0,2 = 1,53\%$$

Потери воды при продувке находятся в приемлемых пределах ($P_3 < 3\%/1/$).

1.1.5. Комбинированный метод обработки циркуляционной воды – кислотный и фосфатный.

Если при продувке $P_3 > 3\%$, то вместо фосфатного метода экономичнее применять комбинированный метод.

Доза кислоты при комбинированном методе определяется по формуле (14) прил.12 [2]:

$$D_{\text{кис}} = \frac{100 \cdot e_k (\text{Щ}_{\text{доб}} - \text{Щ}_{\text{доб.пр.}})}{C_{\text{кис}}}, \text{ мг/дм}^3, \quad (1.22)$$

где $\text{Щ}_{\text{доб}}$ – щелочность добавочной воды, мг-экв/дм³;

$\text{Щ}_{\text{доб.пр.}}$ – предельная величина щелочности добавочной воды, при которой предотвращается инкрустация фосфатированием при заданных условиях (T_1 , K_y , $\text{Ж}_{\text{доб}}$) и определяется по формуле (15) прил. 12 [2]:

$$\text{Щ}_{\text{доб.пр.}} = 16 - \frac{K_y}{0,125(1,4 - 0,01t_1)(1,1 - 0,01\text{Ж}_{\text{доб}})} \quad (1.23)$$

Для р.Кальмиус

$\text{Ж}_{\text{доб}}$ – общая жесткость добавочной воды - 26,2 мг-экв/дм³ ;

$$\text{Щ}_{\text{доб.пр.}} = 16 - \frac{1,46}{0,125(1,4 - 0,01 \cdot 40)(1,1 - 0,01 \cdot 26,2)} = 1,96 \text{ мг-экв/дм}^3;$$

$\text{Щ}_{\text{доб}}$ – общая щелочность добавочной воды - для реки Кальмиус равна 3,9 мг-экв/дм³.

$$D_{\text{кис}} = \frac{100 \cdot 49(3,9 - 1,96)}{75} = 126,75 \text{ мг/дм}^3.$$

Расход технической серной кислоты определяется по формуле (1.15):

$$G_{\text{кис}} = \frac{D_{\text{кис}} \cdot Q_{\text{доб}}}{1000} = \frac{126,75 \cdot 100}{1000} = 12,68 \text{ кг/ч},$$

где $Q_{\text{доб}}$ – расход добавочной воды, м³/ч.

Емкость мерника технической кислоты определяется по формуле (1.16):

$$V_m = \frac{G_k T}{1000 \cdot \gamma} = \frac{12,68 \cdot 12}{1000 \cdot 1,67} = 0,091 \text{ м}^3.$$

Таких баков устанавливается два. Расход неразбавленной кислоты из бака в обрабатываемую воду или производительность насоса - дозатора:

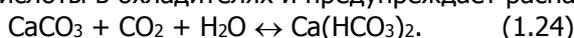
$$q_n = \frac{G_k}{60\gamma} = \frac{12,68}{60 \cdot 1,67} = 0,126 \text{ дм}^3/\text{мин} = 7,56 \text{ дм}^3/\text{ч}.$$

По табл. 1.2 принимаем 2 насоса - дозатора типа НД-16/400 (один рабочий и один резервный).

Дозу фосфатного реагента - гексаметафосфата натрия согласно рекомендациям прил.12 [2] принимаем 3 - 5 мг/дм³ по товарному продукту в расчете на расход добавочной воды. Расчет реагентного хозяйства выполняется так же, как и для фосфатного метода.

1.1.6. Рекарбонизация оборотной воды

При контакте дымовых газов с водой в ней растворяются содержащиеся в дымовых газах углекислота CO₂ и сернистый ангидрид SO₂. Увеличение CO₂ в воде компенсирует потери оборотной водой углекислоты в охладителях и предупреждает распад бикарбонатов:



С другой стороны, происходит растворение зародышей кристаллов карбоната кальция углекислотой.

Растворение SO₂ действует аналогично подкислению. В связи с малым содержанием SO₂ в дымовых газах его действие при рекарбонизации не учитывается.

Рекарбонизация циркуляционной воды дымовыми газами может осуществляться в установках с вентилятором, эжектором и скруббером (рис. 1.3).

Метод рекарбонизации оборотной воды применяется при щелочности добавочной воды до 3,0 - 3,5 мг-экв/дм³ и коэффициенте упаривания менее 1,5.

Пример. Рассчитать установку для рекарбонизации оборотной воды дымовыми газами нефтеперерабатывающего завода.

Исходные данные:

Расход оборотной воды – 4000 м³/ч.

Щелочность добавочной воды – 3,0 мг-экв/дм³.

Коэффициент упаривания K_у = 1,67 (см. пред. расчеты).

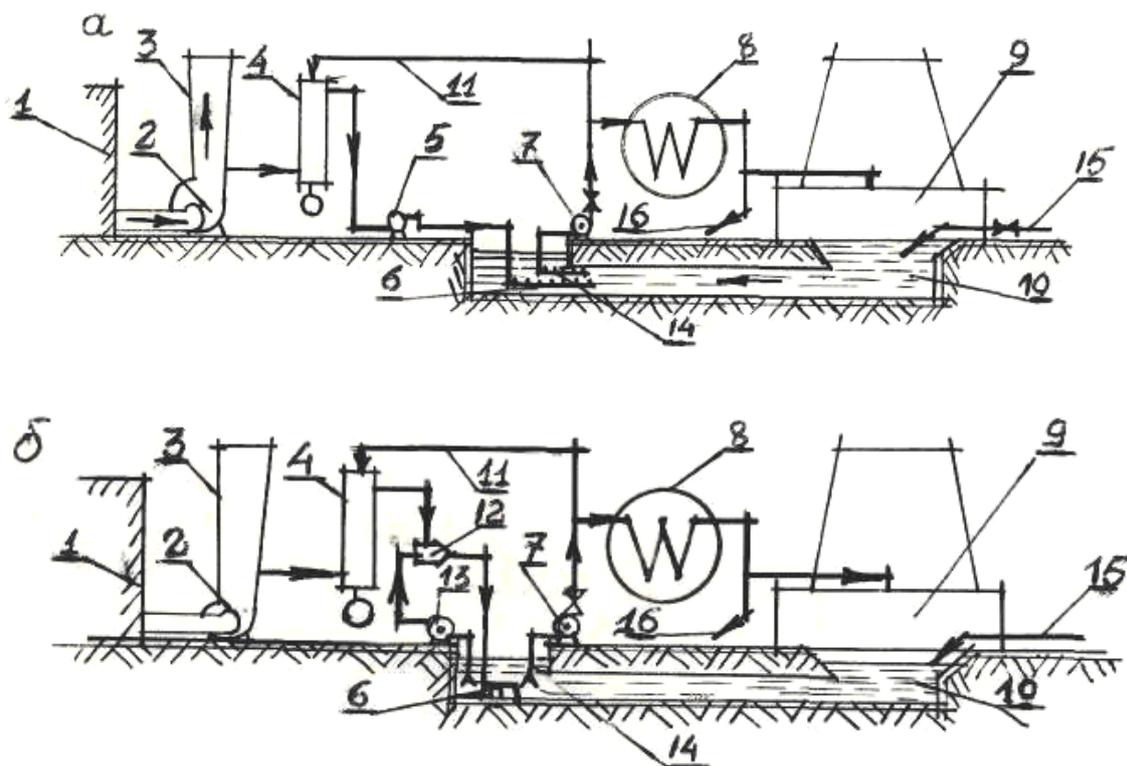


Рис.1.3. Схема рекарбонизации воды дымовыми газами, а - схема с вентилятором;

б – схема с эжектором; 1 – котельная; 2 – дымосос; 3 – дымовая труба; 4 – золоуловитель; 5 – вентилятор; 6 – барботажное устройство дырчатых труб; 7 – насос циркуляционной воды; 8 –

теплообменник; 9 – охладитель воды; 10 – резервуар охлажденной воды; 11 – трубопровод воды к золоуловителю; 12 – эжектор; 13 – насос для питания эжектора; 14 – трубопровод насыщенной воды; 15 – трубопровод подпитки системы свежей водой; 16 – трубопровод для продувки системы

Содержание катионов кальция в добавочной воде – 50 мг/дм³.

Температура охлажденной воды – 30°C.

$P = P_1 + P_2 + P_3 = 3,5\%$ (см. предыдущие примеры).

Содержание свободной углекислоты в добавочной воде $(CO_2)_{доб}$ – 4 мг/дм³.

РАСЧЕТ:

Необходимую дозу двуокиси углерода (углекислоты), которую следует подавать в оборотную воду, находим по формуле

$$D_{CO_2} = \left(Щ_{доб} K_y / N_o \right)^2 - \frac{(100 - P)(CO_2)_{охл}}{100} - \frac{P(CO_2)_{доб}}{100}, \text{ мг/дм}^3, \quad (1.25)$$

где $Щ_{доб}$ – щелочность добавленной (подпиточной) воды, мг-экв/дм³;

K_y – коэффициент упаривания;

$$N_o = \Psi / \sqrt{K_y (Ca)_{доб}} \quad (1.26)$$

где Ψ – величина, зависящая от общего солесодержания ($S_{об}$) оборотной воды и температуры охлажденной воды t_2 , принимается по табл.1 прил.12 [2]:

$$S_{об} = S_{доб} K_y = 500 \cdot 1,67 = 835 \text{ мг/дм}^3,$$

$$N_o = 7,97 / \sqrt{1,67 \cdot 50} = 0,87$$

$(CO_2)_{охл}$ – содержание CO_2 в охлажденной воде после градирен, определяется по табл.2 прил.12 [2] в зависимости от коэффициента упаривания и щелочности добавочной воды – 15,44 мг/дм³:

$$D_{CO_2} = (3 \cdot 1,67 / 0,87)^2 - \frac{(100 - 3,5)15,44}{100} - \frac{4 \cdot 3,5}{100} = 18,12 \text{ мг/дм}^3.$$

Рекарбонизация воды производится дымовыми газами нефтеперерабатывающего завода, в которых содержится 12% CO_2 .

Количество дымовых газов, которое необходимо подавать в оборотную воду с помощью газодувки, находим по формуле (10) прил.12 [2]:

$$q_{д.г.} = \frac{10^4 D_{CO_2} q_{охл}}{C_{CO_2} \beta_{исп} \gamma}, \text{ м}^3/\text{ч} \quad (1.27)$$

где $q_{охл}$ – расход оборотной воды, м³/ч;

C_{CO_2} – содержание CO_2 в дымовых газах;

$\beta_{исп}$ – степень использования двуокиси углерода, принимаемая при введении её в воду:

с помощью водоструйных эжекторов – 40-50%, с помощью газодувок и барботажных труб – 20-30 %;

γ – объемный вес дымовых газов (при отсутствии фактических данных принимается 2000 г/м³).

$$q_{д.г.} = \frac{10^4 \cdot 18,12 \cdot 4000}{12 \cdot 25 \cdot 2000} = 1208 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

1.2. Устранение обрастания сооружений водорослями и «цветения» воды в оборотных системах

В системах водоснабжения могут развиваться биологические обрастания в теплообменных аппаратах и трубопроводах, а также на градирнях и брызгальных бассейнах. Для борьбы с биологическими обрастаниями, формируемыми колониями бактерий, можно применять хлор и озон, которые оказывают токсическое действие на микроорганизмы обрастаний, прикрепленные на омываемых водой поверхностях.

Борьбу с обрастаниями водоохладительных сооружений водорослями ведут при помощи медного купороса, который действует на эти организмы как яд.

Применение других методов борьбы с биологическими обрастаниями в системах оборотного водоснабжения таких как ультрафиолетовое облучение, обработка ультразвуком, использование реагентов, например, гипохлоритов натрия и кальция, пентахлорфенолята натрия, перманганата калия, четвертичных аммониевых оснований и др. встречается реже.

Пример. Рассчитать установку для хлорирования оборотной воды для борьбы с развитием микрофлоры, микроорганизмов в теплообменных аппаратах, трубопроводах, градирнях (рис. 1.4).

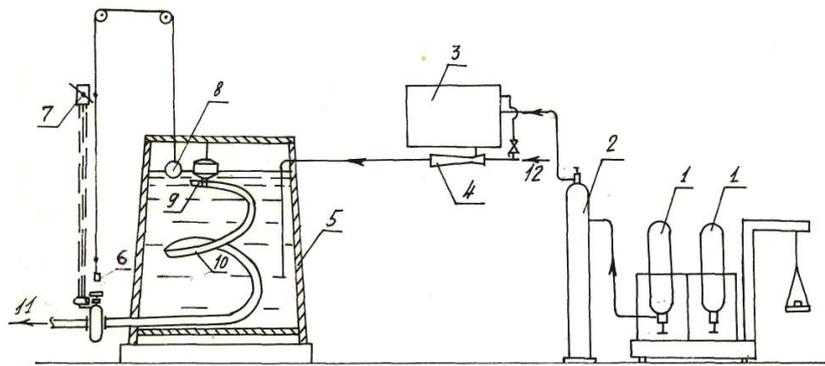


Рис.1.4.Схема установки для хлорирования охлажденной воды :

1 – баллоны с хлором; 2 – грязевик; 3 – хлоратор; 4 – эжектор; 5 – емкость; 6 – груз; 7 – датчик; 8,9 – поплавки; 10 – шланг; 11 – хлоропровод; 12 – водопровод

Исходные данные:

Расход охлаждаемой воды – 4000 м³/ч;

Расход добавочной воды – 100 м³/ч;

Коэффициент упаривания (рассчитанный для этих условий в предыдущих расчетах) – 1,67;

Объем системы 32000 м³.

РАСЧЕТ:

Во вновь проектируемых системах оборотного водоснабжения для расчета хлораторных установок дозу хлора Д_{хл} следует устанавливать на основе опыта эксплуатации аналогичных систем на воде данного источника водоснабжения. При отсутствии такого опыта дозу хлора следует определять по формуле:

$$D_{хл} = П \cdot K_y + 2, \text{ мг/дм}^3, \quad (1.28)$$

где K_y – коэффициент упаривания;

П – хлоропоглащаемость воды, добавляемой в систему.

Хлоропоглащаемость определяется с учетом продолжительности контакта воды с хлором, равной времени пребывания воды в трубах и аппаратах Т_{х.п.} при ее движении от места ввода хлора (например, от насосной станции) до наиболее удаленного теплообменного аппарата

$$T_{х.п.} = \frac{W}{Q_{охл}} = \frac{32000}{4000} = 8 \text{ ч,}$$

где W – объем воды в системе, м³;

Q_{охл} – расход охлаждающей воды, м³/ч.

При отсутствии данных по хлоропоглащаемости воды, дозу хлора следует назначать по прил.11 [2] – 7 – 10 мг/дм³.

Хлорирование производится в течение 40-60 минут с перерывами. Хлораторы следует рассчитывать на непрерывную работу с обеспечением дозы хлора 10 мг/дм³. Раствор хлора в промежутках между периодами хлорирования необходимо хранить в баках. Емкость бака для раствора хлора (хлорной воды):

$$W = \frac{Q_{охл} T_{п.х.} D_{хл}}{10 \cdot 60 B_{хл} \gamma_{хл}}, \text{ м}^3, \quad (1.29)$$

где B_{хл} – концентрация раствора хлора, принимаемая не более 2 % ;

γ_{хл} – объемный вес раствора хлора, равный 1000 кг/м³ ;

T_{п.х.} – продолжительность каждого периода обработки воды хлором - 40-60 минут, прил 11 [2].

$$W = \frac{4000 \cdot 60 \cdot 10}{10 \cdot 60 \cdot 2 \cdot 1000} = 2 \text{ м}^3.$$

Производительность хлораторов при наличии баков накопления раствора хлорной воды:

$$q = \frac{Q_{охл} D_{хл} T_{п.х.} n}{24 \cdot 1000 \cdot 60} = \frac{4000 \cdot 10 \cdot 60 \cdot 6}{24 \cdot 1000 \cdot 60} = 10 \text{ кг/ч}$$

где n – периодичность обработки воды хлором 2-6 раз в сутки прил. 11 [2].

В соответствии с табл. 2.5. принимаем к установке 2 хлоратора типа ЛК - 10Б производи-

тельностью 2,0 - 25,0 кг/ч (один рабочий и один резервный).

Суточный расход хлора 240 кг/сут, поэтому помещение хлораторной не разделено на две части: аппаратную и собственно хлораторную [6].

Для увеличения съема газообразного хлора в качестве испарителей устанавливаются стальные бочки ёмкостью 500 л. Боковая поверхность бочки (при диаметре 0,746 м и длине 1,6 м) составляет 3,65 м². При съеме с 1 м² поверхности бочки газообразного хлора в количестве 3 кг/ч, суммарный съём его с одной бочки:

$$q_b = F_b \cdot S_{хл} = 3,65 \cdot 3 = 10,95 \text{ кг/ч.}$$

Таким образом, для обеспечения подачи хлора в количестве 10 кг/ч необходимо иметь 1 бочку-испаритель. Чтобы пополнить расход хлора из бочки, его переливают из стандартных баллонов Е-55, создавая разрежение в бочке за счет отсоса хлоргаза эжектором хлоратора. Это мероприятие обеспечит съём жидкого хлора с баллона до 5 кг/ч. Количество одновременно работающих расходных баллонов – 2 шт.

Таблица 1.5
Характеристика хлораторов

Хлоратор	Производительность по хлору, кг/ч	Диаметр подводящего патрубка эжектора, мм.	Габариты аппарата, мм
ЛО НИИ -100			
С жидкостным измерителем	0,2-1,0	25	
	1,0-5,0	25	800x730x160
	2,0 - 10,0	50	
С ротаметром	0.5-3,0	25	
	1,0-5,0	25	830x650x160
	2,0-10	50	
ХЛОРАТОРЫ ТИПА ЛК			
ЛК-10м	0,04-0,08	25	530 x 230 x 60
ЛК-Юс	1,0-5,4	25	530 x 230 x 60
ЛК-106	2,0 - 25,0	50	900 x 330 x 200
ЛК-10у	5,0 -100,0	100	1230x640x300
ЛК-11	0,5-5,0	25	500x200x125
ЛК-12	1,8-25,4	100	760 x 280 x 250

Суточный расход баллонов хлора Е-55:

$$240: 55 = 4,4 \text{ шт.}$$

Хранение баллонов предусматривается в расходном складе, рассчитанном на месячную потребность в хлоре:

$$\frac{240 \cdot 30}{55} = 132 \text{ баллона Е - 55.}$$

Доставка баллонов с расходного склада в хлораторную производится электрокарами.

Пример. Рассчитать установку для обработки воды медным купоросом для предотвращения обрастания водорослями трубопроводов, холодильников и охладительных устройств (градирен, брызгальных бассейнов и прудов охладителей).

Обработка медным купоросом может производиться периодически 2- 4 раза в месяц, продолжительностью 30 - 60 минут, дозой 4-6 мг/дм³ (1 - 1,5 мг/дм³ в пересчете Cu²⁺).

Ёмкость бака для приготовления раствора медного купороса:

$$W_p = \frac{D_k Q_{охл} T}{10000 B_p \gamma}, \text{ м}^3,$$

где D_k – доза безводного медного купороса, мг/дм³;

$Q_{\text{охл}}$ – расход воды в оборотной системе, м³/ч;
 T – количество часов, на которое заготавливается раствор;
 W_p – концентрация раствора (принимается 2-4% по иону меди);
 γ – объемный вес раствора, т/м³.

$$W_p = \frac{1,5 \cdot 4000 \cdot 1}{10000 \cdot 2 \cdot 1} = 0,3 \text{ м}^3.$$

Бак выполняется круглой формы диаметром 0,8 м из листовой стали с оклейкой внутри листовой резиной и высотой:

$$H = \frac{W_p}{F} = \frac{0,3 \cdot 4}{3,14 \cdot 0,8^2} = 0,6 \text{ м}.$$

Полная высота бака с учетом дополнительного строительного запаса принимается равной 0,8 м.

1.3. Защита теплообменной аппаратуры и трубопроводов от коррозии

В системах охлаждения коррозию стальных элементов вызывает растворенный в воде кислород, которым насыщается вода в результате разбрызгивания в охладителях. При электрохимическом процессе коррозии кислород участвует в окислении и способствует образованию твердых бугристых отложений гидроксида железа. Наличие в воде уголекислоты, нитратов, хлоридов, а также низкая величина pH среды усиливают процесс коррозии. Свободная уголекислота превращает карбонат кальция бетона в растворимый бикарбонат кальция. Уголекислота растворяет железо и свинец. Железо, переходящее в воду в форме бикарбоната железа, выделяется в форме мелких частиц гидрата окиси железа. В такой воде интенсивно развиваются железистые бактерии, которые размножаясь, вызывают закупорку трубопроводов.

При охлаждении вод, содержащих сульфаты, могут развиваться серобактерии и сульфатвосстанавливающие бактерии, что приводит к образованию сероводородов и сульфидов, особенно под толщей отложений. Следствием этого является интенсивная коррозия аппаратуры и труб. Получающиеся при этом отложения – сульфиты железа – образуют с металлом коррозионные элементы, в которых металл является разрушающим анодом.

Необходимость защиты от коррозии теплообменных аппаратов и трубопроводов или мероприятий по предотвращению отложений карбоната кальция (инкрустации) в системах оборотного водоснабжения определяется по индексу насыщения оборотной воды карбонатом кальция [1,2]:

$$I = pH_{\text{об}} - pH_s$$

где $pH_{\text{об}}$ – экспериментально определенное значение pH в оборотной воде;

pH_s – величина pH, соответствующая воде, равновесно насыщенной карбонатом кальция: определяемая по номограмме рис. 1 [2], исходя из значений содержания кальция, общего содержания, щелочности и температуры воды.

При $I=0$ вода стабильна, при $I > 0$ образуется карбонат кальция и наблюдается инкрустация, при $I < 0$ возникает коррозия.

В СНиП 2.04.02 – 84 [2] рекомендуется для предотвращения коррозии трубопроводов и теплообменных аппаратов применять обработку воды ингибиторами, защитные покрытия и электрохимическую защиту.

В качестве ингибиторов следует применять триполифосфат натрия, гексаметафосфат натрия, трехкомпонентную композицию (гексаметафосфат или триполифосфат натрия, сульфат цинка и бихромат калия), силикат натрия и др.

1.3.1. Фосфатный метод борьбы с коррозией

При повышении концентрации метафосфатов в воде до 35 - 100 мг/дм³ на металле сразу же образуется тонкая метафосфатная пленка, которая предотвращает условия возникновения коррозии - металл остается чистым и не покрывается железистыми коррозионными отложениями.

Для быстрого создания метафосфатной пленки при пуске системы оборотного водоснабжения после строительства или прочистки её заполняют водой с концентрацией гексаметафосфата натрия (в пересчете на P₂O₅) порядка 100 мг/дм³ и в течение 2-3 суток поддерживают циркуляцию этой воды.

В дальнейшем сохранение защитной пленки обеспечивается поддержанием дозы реагента в оборотной воде 2-5 мг/дм³ P₂O₅.

Пример. Рассчитать установку для предотвращения коррозии тепло-обменной аппаратуры фосфатированием.

Исходные данные:

Расход оборотной воды – $Q_{\text{об}}$ - 4000 м³/ч.

В качестве реагента принят гексаметафосфат с содержанием P₂O₅: C=55%.

РАСЧЕТ:

Согласно требованиям [2] доза реагента составляет 2-5 мг/дм³ в расчете на P₂O₅.

Месячный расход гексаметафосфата натрия при постоянной эксплуатации можно определить по формуле:

$$G = \frac{D_{\phi} Q_{об} T}{10000 C \gamma},$$

где D_{ϕ} – доза реагента, в расчете на P₂O₅;

$Q_{об}$ – расход оборотной воды, м³/ч;

T – срок запаса реагентов, сут;

C – содержание P₂O₅ в товарном продукте;

γ – насыщенный вес реагента, 1,1 т/м³.

Емкость растворных баков определяется по формуле (1.18):

$$W_p = \frac{5 \cdot 4000 \cdot 24}{10000 \cdot 3 \cdot 1,03} = 15,53 \text{ м}^3.$$

Размеры бака в плане при слое раствора 3 м

$$F_{\phi} = 15,53/3 = 5,18 \text{ м}^2 \rightarrow 2,28 \text{ м} \times 2,28 \text{ м}.$$

Принимаем к установке три бака (один в работе, один в резерве, один в ремонте).

Расход насоса дозатора:

$$q_n = \frac{D_{\phi} Q_{об}}{10000 B_p \gamma} = \frac{5 \cdot 4000}{10000 \cdot 3 \cdot 1,03} = 0,647 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

По табл. 1.2 принимаем к установке 2 насоса-дозатора типа НД - 630/10 (рабочий и резервный).

Для наполнения системы водой с дозой 100 мг/дм³ по P₂O₅ применяем то же самое оборудование с уменьшением расхода $q_{зап}$ до следующей величины:

$$q_{зап} = \frac{Q_{об} 5}{100} = \frac{4000 \cdot 5}{100} = 200 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

1.3.2. Обработка воды силикатом натрия

Доза силиката натрия назначается в зависимости от содержания хлоридов и сульфатов в обрабатываемой воде

Содержание $Cl + SO_4^{2-}$ мг/дм ³	50	100	200	300	400	500	600	650
Доза SiO_2 г/м ³	10	12	18	25	30	35	38	40

В начальный период эксплуатации дозу силиката натрия в оборотной воде следует поддерживать в 2 раза выше указанной:

Крепость раствора жидкого стекла $\nu = 2 - 5\%$ в расчете на SiO₂.

Пример. Рассчитать установку для обработки воды жидким стеклом (см. рис. 1.5)

Исходные данные:

Расход оборотной воды м³/ч – 4000.

Содержание сульфатов SO_4^{2-} – 214 мг/дм³.

Содержание хлоридов Cl⁻ – 19 мг/дм³

$$\sum 233 \text{ мг/дм}^3$$

Доза жидкого стекла в расчете на SiO₂ при содержании хлоридов и сульфатов 233 мг/дм³ принимается равной 20 г/м³.

Объем расходного бака определяется по формуле:

$$W_p = \frac{D_k Q_{охл} T}{10000 B \gamma}$$

где D_k – доза силиката натрия в расчете на SiO₂, мг/дм³;

$Q_{охл}$ – расход оборотной воды в системе, м³/ч;

T – количество часов, на которое приготавливается раствор - 24 ч;

B – крепость раствора силиката натрия в расчете на SiO₂, %;

γ – объемный вес жидкого стекла, т/м³,

$$W_p = \frac{20 \cdot 4000 \cdot 8}{10000 \cdot 2 \cdot 1,02} = 31,37 \text{ м}^3.$$

Площадь бака принимаем

$$F_6 = \frac{W_p}{H_{сл}}, \text{ м}^2,$$

где $H_{сл}$ – высота слоя раствора в баке, принимается 2-3 м;

$$F_6 = \frac{31,3}{3} = 10,43 \text{ м}^2 \rightarrow 3,23 \times 3,23 \text{ м}.$$

Для перемешивания раствора принимаем воздуходувки:

Производительность воздуходувки:

$$q_{возд} = \omega F_6, \text{ дм}^3/\text{с},$$

где ω – интенсивность подачи воздуха на перемешивание по п. 6.23 [2];

$$q_{возд} = 10 \cdot 10,43 = 104,3 \text{ дм}^3/\text{с} = 6258 \text{ дм}^3/\text{мин}$$

По табл. 4 [6,9] подбираем две рабочие и одну резервную воздуходувки марки ВК-3.

Производительность насосов дозаторов:

$$q_n = \frac{D_p Q_{охл}}{10000 B_p \gamma} = \frac{20 \cdot 4000}{10000 \cdot 2 \cdot 1,02} = 3,92 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

По табл. 1.2 подбираем три насоса дозатора

НД-2500/10 (2 рабочих и один резервный).

Месячный расход реагента:

$$G = \frac{D_p Q_{об} 24T}{10000 C \gamma} = \frac{20 \cdot 4000 \cdot 24 \cdot 30}{10000 \cdot 30 \cdot 1,43} = 134,27 \text{ т}.$$

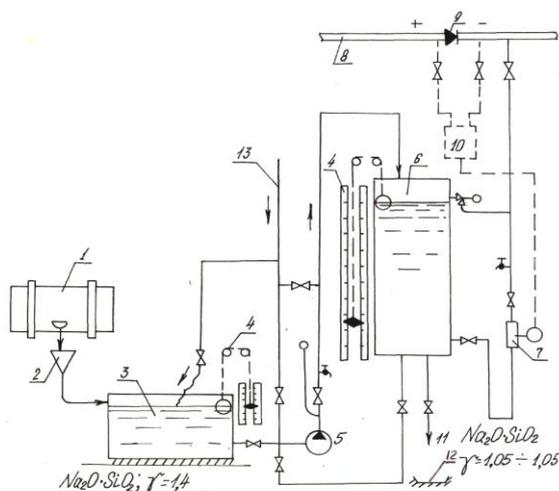


Рис.1.5 Установка для обработки оборотной воды жидким стеклом:

- 1 – цистерна с жидким стеклом, 2 – воронка, 3 – растворный бак, 4 – уровнемер,
- 5 – насос, 6 – расходный бак, 7 – дозатор, 8 – трубопровод оборотной воды,
- 9 – диафрагма, 10 – дифманометр, 11 – сброс, 12 – желоб, 13 – трубопровод от водопровода

ЛИТЕРАТУРА

1. Свод правил. Водоснабжение. Наружные сети и сооружения. СП 31.13330.,2012.
2. СНиП 2.04.02 - 84 Водоснабжение, наружные сети и сооружения. М:Стройиздат, 1985 - 134 с.
3. Журба М.В., Соколов Л.И., Говорова Ж.М. Водоснабжение. Проектирование систем и сооружений. Т.2.М.: АСВ, 2010.
4. ВНИИ ВОДГЕО Госстроя РФСФР. Пособие по проектированию градирен (к СНиП 2.04.02-84).- М.: Стройиздпт, 2010.-191с.
5. Кучеренко Д.И., Gladkov В.А. Обратное водоснабжение. М: Стройиздат, 2010. 169 с.
6. Лысов В.А., Бутко Д.А., Нечаева Л.И. Очистка природных вод; учебное пособие, Ростов н/Д: Рост. гос. строит. ун-т, 2013. 155с.

МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ К РАСЧЕТУ СИСТЕМ ПРОМЫШЛЕННОГО ВОДОСНАБЖЕНИЯ /1-Я ЧАСТЬ/

1. Расчет и проектирование станции реагентного умягчения воды

Реагентное умягчение воды осуществляется путем обработки ее известью (декарбонизация) – для частичного уменьшения карбонатной жесткости, или известью и содой (известково-содовое умягчение) – для уменьшения как карбонатной, так и некарбонатной жесткости. При декарбонизации остаточную жесткость умягченной воды можно получить на 0,4 – 0,8 мг-экв/л больше некарбонатной жесткости, а щелочность 0,8 – 1,2 мг-экв/л; при известково-содовом умягчении – остаточная жесткость 0,5 – 1 мг-экв/л и щелочность 0,8- 1,2 мг-экв/л, нижние пределы при подогреве воды до 35 – 40 °С.

1.1. Дозы реагентов

Дозы извести D_u , мг/л, для декарбонизации воды, считая по CaO, определяют по формулам:

а) при соотношении между концентрацией в воде кальция и карбонатной жесткости

$$\frac{Ca^{2+}}{20} > Ж_{\kappa}$$

$$D_u = 28 \left[\frac{(CO_2)}{22} + Ж_{\kappa} + \frac{D_{\kappa}}{e_{\kappa}} + 0,3 \right]; \quad (1)$$

б) при соотношении между концентрацией в воде кальция и карбонатной жесткости

$$\frac{Ca^{2+}}{20} < Ж_{\kappa}$$

$$D_u = 28 \left[\frac{(CO_2)}{22} + 2Ж_{\kappa} - \left(\frac{Ca^{2+}}{20} \right) + \frac{D_{\kappa}}{e_{\kappa}} + 0,5 \right], \quad (2)$$

где (CO_2) – концентрация в воде свободной двуокиси углерода, мг/л;

Ca – содержание в воде кальция, мг/л;

D_{κ} – доза коагулянта $FeCl_3$ или $FeSO_4$ (в расчете на безводные продукты), мг/л;

e_{κ} – эквивалентная масса активного вещества коагулянта, мг/мг-экв (для $FeCl_3$ – 54, для $FeSO_4$ –

76).

Дозы коагулянтов в расчете на безводные продукты $FeCl_3$ или $FeSO_4$ принимают 25-35 мг/л.

Дозы извести и воды при известково-содовом умягчении воды определяют по формулам:

дозы извести D_u , мг/л, в расчете на CaO

$$D_u = 28 \left[\frac{(CO_2)}{22} + Ж_{\kappa} + \left(\frac{Mg^{2+}}{12} \right) + \frac{D_{\kappa}}{e_{\kappa}} + 0,5 \right], \quad (3)$$

дозы соды D_c , мг/л в расчете на Na_2CO_3

$$D_c = 53 \left(Ж_{н.к} + \frac{D_{\kappa}}{e_{\kappa}} + 1 \right), \quad (4)$$

где (Mg^{2+}) – содержание в воде магния, мг/л;

$Ж_{н.к}$ – некарбонатная жесткость воды, мг-экв/л.

1.2. Состав установки

В состав установки для реагентного умягчения воды входят:

- склады реагентов;
- устройство для приготовления и дозирования растворов реагентов (извести и соды для устранения жесткости воды, коагулянта $FeCl_3$ или $FeSO_4$ для ускорения осаждения взвеси);
- смесители;
- осветлители со взвешенным осадком или вихревые реакторы;
- фильтры;
- резервуары умягченной воды, насосная станция и др. вспомогательные элементы.

Технологическую схему известкового хозяйства станции умягчения выбирают с учетом качества и вида заводского продукта, потребности в извести, места ее ввода и т.д.

1.3. Склады реагентов

В случае применения комовой негашеной извести принимают мокрое ее хранение в виде теста 35 - 40% - ной концентрации. Объем емкостей мокрого хранения определяют из расчета 3,5 - 5 м³ на 1 т товарной извести. Емкости для гашения размещают в изолированном помещении.

Допускается сухое хранение извести с последующим дроблением и гашением в известегасильных аппаратах. Сухое хранение осуществляется в закрытом складе высотой слоя до 1,5 м при ручной выгрузке и до 3,5 м – при механизированной.

При возможности централизованных поставок известкового теста или молока предусматривают ее мокрое хранение (рис. 1).

1.4. Реагентное хозяйство

При декарбонизации известково-содовым методом известь применяют в виде известкового молока. При суточном расходе извести менее 0,25 т. (в расчете на CaO) известь допускается вводить в умягчаемую воду в виде насыщенного известкового раствора, получаемого в сатураторах.

Количество баков для известкового молока для раствора применяют не менее двух. Концентрацию известкового молока в расходных баках принимают не более 5% по CaO (рис. 2, а и б).

Объем баков:

$$W = \frac{q \cdot n \cdot D_u}{1000 \cdot b_u \cdot \gamma}, \text{ м}^3 \quad (5)$$

где q – расход умягчаемой воды, м³/ч;

n – количество часов, на которое готовится раствор ($n=6$ или 12 ч);

D_u – доза извести по CaO, г/м³;

b_u – крепость раствора, 5% по CaO;

γ – объемный вес раствора ($\gamma \cong 1,05$ т/м³).

Для очистки известкового молока от нерастворимых примесей применяют вертикальные отстойники или гидроциклоны. Скорость восходящего потока в вертикальных отстойниках принимают 2 мм/с. Для очистки известкового молока на гидроциклонах необходимо его пропустить через них дважды.

Для непрерывного перемешивания известкового молока применяют гидравлическое перемешивание (с помощью насосов) или механические мешалки. При гидравлическом перемешивании восходящая скорость движения молока в баке должна приниматься не менее 5 мм/с. Баки должны иметь коническое днище с наклоном 45° и сборные трубопроводы не менее 100 мм. Допускается для перемешивания известкового молока применять сжатый воздух при интенсивности подачи 8 ... 10 л/см².

Диаметры трубопроводов подачи известкового молока должны быть: напорных при подаче очищенного продукта не менее 25 мм, неочищенного – не менее 50 мм, самотечных – не менее 50 мм.

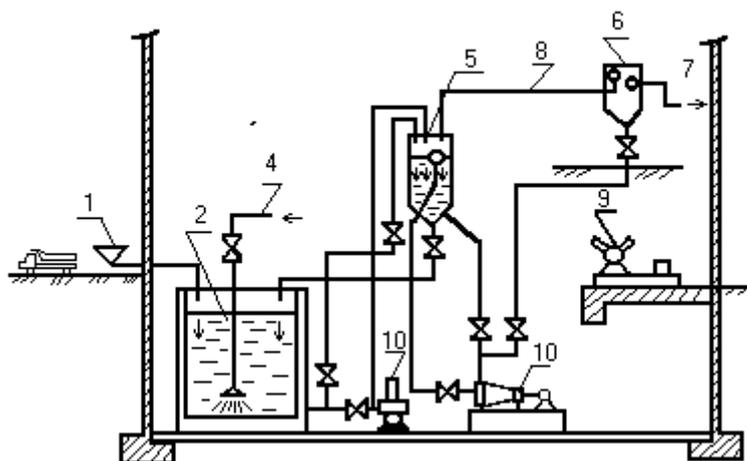


Рис. 1. Схема известкового хозяйства с потреблением привозного известкового молока:

1 – воронка для слива 30% -ного известкового молока; 2 – бак-хранилище для 30% -ного известкового молока; 4 – трубопроводы для сжатого воздуха; 5 – циркуляционная мешалка для 5% - ного известкового молока; 6 – дозатор; 7 – трубопровод для отдозированного известкового молока; 8 – перелив из дозатора; 9 – воздуходувка; 10 – насосы

Скорость движения в трубопроводах известкового молока должна быть не менее 0,8 м/с. Повороты на трубопроводах известкового молока предусматривают с радиусом не менее $5d$, где d – диаметр трубопровода. Напорные трубопроводы проектируются с уклоном к насосу не менее 0,02, а самотечные должны иметь уклон к выпуску не менее 0,03. Необходимо предусматривать возможность промывки и прочистки трубопроводов.

Концентрацию раствора соды принимают 5 ... 8%.

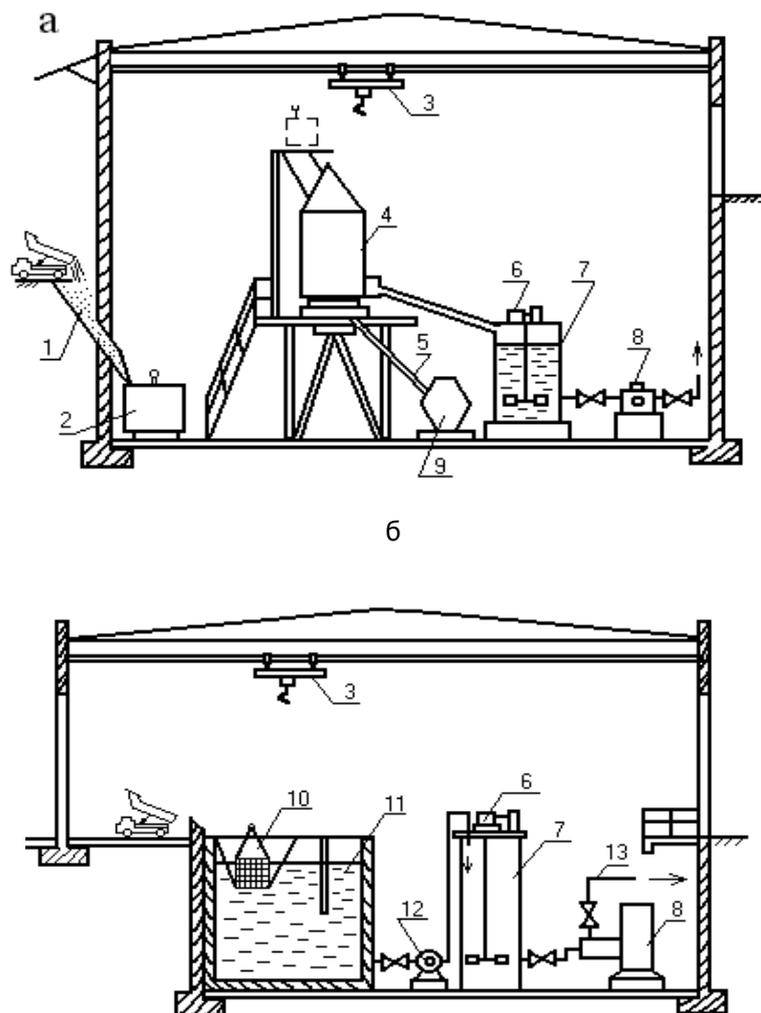


Рис. 2. Схема известкового хозяйства с использованием комовой извести при хранении сухом (а) и мокрым (б):

1 – бункер; 2 – контейнер; 3 – кран-балка или таль; 4 – известегасилка; 5 – сливной желоб; 6 – пропеллерная мешалка; 7 – бак для известкового молока; 8 – насос дозатор; 9 – контейнер для отходов; 10 – корзина; 11 – бак для известкового теста; 12 – насос; 13 – трубопровод для подачи известкового молока в смеситель

1.5. Смесители

Смесители на станциях умягчения применяют вертикальные (вихревые), так как в них все частицы поддерживаются восходящим потоком воды во взвешенном состоянии и равномерно распределяются во всем объеме воды (рис. 3).

При использовании на станции осветлителей со слоем взвешенного осадка вихревые смесители необходимо приспособлять для воздухоотделения. При этом вертикальные стенки смесителя принимают высотой не менее 2 - 2,5 м, а смешанную с реагентов воду отбирают через отверстия, затопленные в воду на глубину 0,6 - 0,9 м.

1.6. Дозаторы реагентов

Для дозирования известкового молока или коагулянта наиболее подходящими являются дозаторы известкового молока бункерные автоматические (**ДИМБА**).

1.7. Осветлители со слоем взвешенного осадка

Для выделения взвеси, образующейся при умягчении воды известью, а также известью и содой, применяют осветлители со взвешенным осадком.

Можно использовать осветлители диффузорного типа с поддоном (для малых производительностей) или вертикальным (для средних производительностей) осадкоуплотнителем, вода в которые поступает при помощи опускных труб, или коридорные осветлители с той же системой подвода воды, а также осветлители специальных конструкций (ЦНИИ МПС, ТЭП и другие).

В случае применения осветлителей диффузорного типов необходимо иметь в виду следующие особенности расчета их, характерные для процесса умягчения:

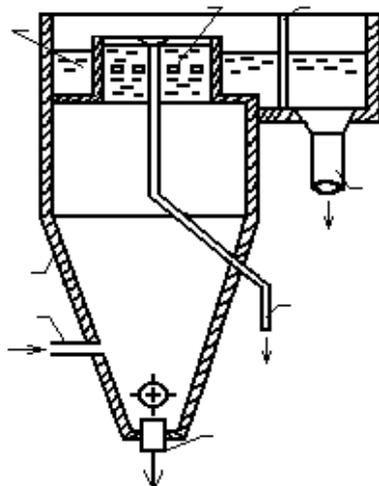


Рис. 3. Вертикальный смеситель – воздухоотделитель:

1 – подвод воды; 2 – подвод реагентов; 3 – корпус; 4 – кольцевой желоб; 5 – затопленные отверстия; 6 – сетка; 7 – отвод воды; 8 – перелив; 9 – опорожнение

- коэффициент распределения воды между зоной осветления и осадкоуплотнителем «К» принимать равным 0,7 ...0,8;

- скорость восходящего потока воды в зоне взвешенного осадка принимать 1,3 ...1,6 мм/с, а в зоне осветления $v_{осв.} = 0,8$ мм/с при магниевой жесткости более 25% от общей жесткости;

- высота зоны осветления – 2 ...2,5 м;

- площадь обслуживания одной опускной трубы не должна превышать 20 м², скорость движения воды в опускной трубе должна быть не более 0,7 м/с, а в щели между нижней кромкой отпускной трубы и наклонными стенками осветлителя – 0,6 ...0,7 м/с;

- максимальное содержание взвешенных веществ в воде, поступающей в осветлитель (С в мг/л), определяют по формулам:

при декарбонизации воды известью

$$C = M_{исх} + 50 \left[\frac{(CO_2)}{22} + 2Ж_k \right] + 29 \frac{(Mg^{2+})}{12} + D_{и} \left(\frac{100 - m}{100} \right), \text{ мг/л}; \quad (6)$$

при известково-содовом умягчении

$$C = M_{исх} + 50 \left[Ж_o + Ж_k + \frac{(CO_2)}{22} + 0,5 \right] + 29 \frac{(Mg^{2+})}{12} + D_{и} \left(\frac{100 - m}{100} \right), \text{ мг/л}, \quad (7)$$

где $M_{исх}$ – содержание взвешенных веществ в исходной воде, мг/л;

$Ж_o$ – общая жесткость воды, мг-экв/л;

$D_{и}$ – доза извести по CaO, мг/л;

m – содержание в товарной извести CaO, %;

с учетом дополнительного количества взвеси M' от коагулянта:

при известково-содовом умягчении $M' = 1,6 D_k$, при декарбонизации $M' = 0,7 D_k$;

- продолжительность уплотнения осадка «Т» принимать для вод с большей магниевой жесткостью – 5 - 6 ч;

- среднюю концентрацию взвешенных веществ в осадке, находящемся в осадкоуплотнителе ($\delta_{ср}$), принимать 75000 и 28000 г/м³ при магниевой жесткости соответственно менее 25 или более 75% от общей жесткости;

- потерю напора в слое взвешенного осадка принимать в пределах 5 -10 см на каждый метр слоя осадка (верхний предел при большом количестве взвеси и преимущественном содержании в ней карбоната кальция).

1.8. Вихревые реакторы

При обосновании допускается производить декарбонизацию или известково-содовое умягчение воды в вихревых реакторах с получением крупки карбоната кальция и ее обжигом в целях утилизации в качестве извести реагента.

Умягчение воды в вихревых реакторах применяют при соотношении $\frac{Ca^{2+}}{20} > Ж_k$, содержании

магния в исходной воде не более 15 мг/л и перманганатной окисляемости не более 10 мг/л. Окончательное осветление воды после вихревых реакторов производят на фильтрах.

Вихревой реактор представляет собой резервуар в виде усеченного конуса с верхней цилиндрической частью (рис. 4). Для расчета вихревых реакторов принимают:

- скорость входа в реактор 0,8 - 1 м/с;
- угол конусности (α) 15 - 20°;
- скорость восходящего движения воды на уровне водоотводящих устройств – 4 - 6 мм/с.

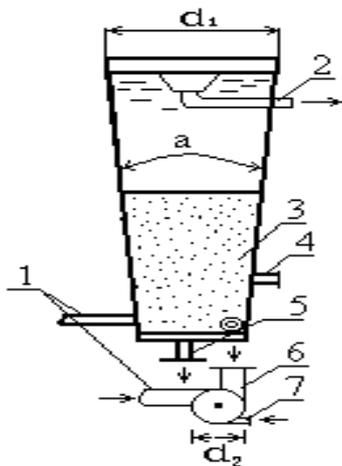


Рис. 4. Вихревой реактор:

1,2 – подача и отвод воды; 3 – загрузка; 4 – выпуск излишка загрузки; 5 – сброс; 6,7 – ввод извести и соды, соответственно

В качестве контактной массы для загрузки вихревых реакторов применяют молотый известняк, размолотую крупку карбоната кальция, образовавшуюся в вихревых реакторах, мраморную крошку. Крупность зерен контактной массы должна быть 0,2 ... 0,3 мм, количество ее – 10 кг на 1 м³ объема вихревого реактора. Контактную массу необходимо догружать при каждом выпуске крупки из вихревого реактора.

Известь вводят в нижнюю часть реактора в виде известкового раствора или молока. При обработке воды в вихревых реакторах коагулянт добавлять не следует.

При $\frac{Ca^{2+}}{20} < Ж_k$ декарбонизацию воды производят в осветлителях с доосветлением ее на

фильтрах.

1.9. Скорые фильтры

Фильтры для осветления воды, прошедшей через вихревые реакторы или осветлители, загружают песком или дробленым антрацитом с крупностью зерен 0,5 - 1,25 мм и коэффициентом неоднородности 2 - 2,2. Высоте слоя загрузки 0,8 - 1 м, скорость фильтрования – до 6 м/ч. Допускается применение двухслойных фильтров. Фильтры необходимо оборудовать устройством для верхней промывки.

1.10. Порядок расчета установки реагентного умягчения воды

Исходные данные

Производительность установки Q_y	q_y , м ³ /сут, м ³ /с;
Жесткость исходной воды	
общая	$Ж_o$, мг-экв/л;
карбонатная	$Ж_k = Щ$, мг-экв/л;
некарбонатная	$Ж_{н.к.}$, мг-экв/л;

Мутность исходной воды	мг/л;
Содержание:	
CO ₂	мг/л;
Ca ²⁺	мг/л;
Mg ²⁺	мг/л;
Требование к умягченной воде:	
жесткость общая	Ж _{общ} , мг-экв/л;
мутность	М, мг/л;

Порядок расчета

1. По исходным данным и требованиям к умягченной воды выбирают метод реагентного умягчения воды: декарбонизацию или известково-содовое умягчение.

2. Определение дозы извести и соды

Весовые количества реагентов (извести G_и, соды G_с, хлорного железа G_{коаг.}) определяют по формулам:

$$G_{и} = \frac{Q \cdot D_{и}}{K_{и} \cdot 10} \text{ т/сут;} \quad (8)$$

$$G_{с} = \frac{Q \cdot D_{с}}{K_{с} \cdot 10} \text{ т/сут;} \quad (9)$$

$$G_{коаг} = \frac{Q \cdot D_{к}}{K_{к} \cdot 10} \text{ т/сут,} \quad (10)$$

где K_и – содержание CaO в товарном продукте (K_и≅50 - 75%);

K_с – содержание Na₂SO₃ в товарном продукте (K_с≅95%);

K_к – содержание FeCl₃ в товарном продукте (K_к≅98%).

3. Производится расчет емкостей складов и реагентного хозяйства.

4. Производится расчет вихревого смесителя.

5. Производится расчет осветлителя со взвешенным осадком или вихревого реактора. Осветлители рассчитывают в соответствии с методикой расчета их для осветления воды, с учетом перечисленных выше особенностей их применения при умягчении.

6. Рассчитываются скорые фильтры.

1.2. Расчет вихревого реактора

Исходя из производительности одного реактора в пределах ~100 м³/ч определяют их количество.

По производительности реактора (q_с) и V_н и V_в вычисляют площади верхнего и нижнего сечений реактора:

$$f_{в} = \frac{q_{с}}{v_{в}}, \text{ м}^2; \quad f_{н} = \frac{q_{с}}{v_{н}}, \text{ м}^2. \quad (11)$$

Задаваясь величиной угла конусности (α) в пределах 15 - 20°, определяют высоту усеченного конуса:

$$h = \frac{1}{2}(d_{в} - d_{н}) \cdot ctg \frac{20^{\circ}}{2}. \quad (12)$$

Объем реактора

$$W = \frac{1}{3}h(f_{в} + \sqrt{f_{в} \cdot f_{н}} + f_{н}) \quad (13)$$

Вес контактной массы, необходимой для загрузки одного реактора,

$$G_{конт} = W \cdot 10, \text{ кг.} \quad (14)$$

Принимают высоту загрузки реактора контактной массой

$$h_3 \cong 0,5 h. \quad (15)$$

Диаметр реактора на высоте h₃ от низа

$$d_1 = \left(h_3 \cdot tg \frac{20^{\circ}}{2} \right)^2 + d_{н}; \quad (16)$$

по величине d_1 определяют площадь этого сечения f_1 .

Объем реактора в пределах заполнения его контактной массой

$$W_1 = \frac{1}{3}h(f_в + \sqrt{f_в \cdot f_н} + f_н). \quad (17)$$

Насыщение водой контактной массы в занимаемом ею объеме реактора

$$P_в = 100 - \frac{G_{конт}}{W_1 q_0 \cdot 100}, \quad \% , \quad (18)$$

где q_0 – удельный вес контактной массы ($q_0 \cong 1,65$).

Потери напора в реакторе на 1 м высоты контактной массы составляет $\sim 0,35$ м. Полная потеря напора в загрузке

$$h_{вз} = 0,35h_з, \quad \text{м}. \quad (19)$$

Потеря напора при выходе из подающего сопла со скоростью 1 м/с и $\mu \cong 0,9$

$$h_c = \frac{v^2}{\mu^2 2g}. \quad (20)$$

Суммарная потеря напора в реакторе

$$\sum h = h_{вз} + h_c. \quad (21)$$

2. Расчет установок катионитового умягчения воды

Катионитовый способ умягчения воды основан на способности нерастворимых в воде органических или неорганических веществ (катионитов) обменивать содержащиеся в них активные группы катионов (натрия, водорода и др.) на катионы кальция и магния воды, обуславливающие ее жесткость, в результате вода становится мягкой.

Существует несколько наиболее распространенных схем катионитного умягчения (см. таблицу), и к исходной воде предъявляют следующие общие требования:

мутность – не более 5 - 8 мг/л;

цветность – не более 30°.

Поэтому катионитному умягчению подвергают воды подземных источников или воды поверхностных источников водоснабжения, которые необходимо предварительно осветлить или провести реагентное умягчение.

ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ПОКАЗАТЕЛИ И ОБЛАСТЬ ПРИМЕНЕНИЯ

различных схем установок для умягчения воды катионированием

Технологическая схема	Качество фильтрата		Область применения
	общая жесткость мг-экв/л	общая щелочность, мг-экв/л	
1	2	3	4
Одноступенчатое Na – катионирование	0,05-0,1	Равна щелочности исходной воды	Для неглубокого умягчения воды, когда не требуется снижения ее щелочности
Двухступенчатое Na – катионирование	0,01-0,02	То же	Для глубокого умягчения воды, когда не требуется снижения щелочности
Параллельное H- Na – катионирование; смешения катионированных вод и удаление двуокиси углерода	0,1	0,4	Для неглубокого умягчения воды с одновременным снижением ее щелочности
1	2	3	4
То же, с доумягчением воды на Na – катионовых фильтрах II ступени	0,01	0,4	Для глубокого умягчения воды, содержащей $Cl^- + SO_4^{2-}$ не более 4 мг-экв/л и Na не более 2 мг-экв/л

Последовательное H-Na – катионирование; H-катионирование части воды; смешение катионированной воды с исходной, удаление двуокси углерода и умягчение на Na – катионитовых фильтрах I и II ступени	0,01-0,02	0,7	Для умягчения вод жесткостью более 6 мг-экв/л с общим соле-содержанием более 700 мг/л и карбонатной жесткостью менее 50% общей
Последовательное H – Na катионирование с «голодной» регенерацией H – катионитовых фильтров, удаление двуокси углерода и умягчение на Na – катионитовых фильтрах I и II ступени.	0,001	0,7	Для умягчения вод, содержащих до 3 г/л солей, при различной концентрации натрия, при $J_k \geq 1$ мг-экв/л
Известкование и Na-катионирование	0,1	1 ... 1,5 без подогрева, 0,3 при подогреве до 80°C	Для умягчения поверхностных вод и вод с высокой щелочностью (более 5 мг-экв/л)

Более подробная характеристика перечисленных в таблице схем производится ниже.

Установки катионитового умягчения состоят из следующих основных элементов:

- напорные или безнапорные (открытые) фильтры, загруженные катионитом и оборудованные соответствующими трубопроводами и арматурой для их нормальной эксплуатации;
- емкости для приема, хранения и аппараты и трубопроводы для приготовления и подачи регенерационных растворов;
- емкости для хранения умягченной воды, воды для взрыхления и отмывки загрузки катионитовых фильтров.

Рабочий цикл катионитового фильтра (рис. 5.), кроме основной операции умягчения, включает еще следующие операции:

- взрыхление;
- регенерацию;
- отмывку.

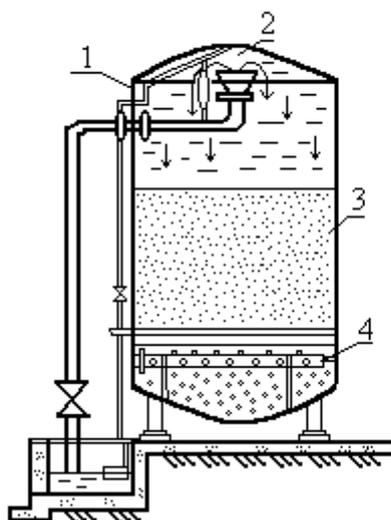


Рис.5. Схема катионитового фильтра.

1 – корпус, 2 – сборная воронка, 3 – слой катионита, 4 – коллектор и дренажные трубы

2.1. Расчет установки одноступенчатого Na – катионирования

Обычно одноступенчатые Na – катионирование применяют при величине $J_{0,исх.} \leq 15$ мг-экв/л.

Исходные данные:

- полезная производительность установки – q_v м³/ч;
- жесткость исходной воды

$J_{o.исх}$ мг-экв/л;

 $Ш_{исх} = J_{к.исх}$ мг-экв/л;

 - допустимая жесткость умягченной воды $J_{ум}$ мг-экв/л.

Расчет установки одноступенчатого Na – катионирования ведут на полезную производительность, так как для собственных нужд используют осветленную, но не умягченную воду.

Для определения общего объема фильтрующего материала задаются:

- конкретной маркой катионита – сульфогулем или КУ-2;
- числом регенераций в сутки – $n_p = 1 - 3$;
- удельным расходом соли на регенерацию – $q_c = 150 - 200$ г/г-экв.

2.1.1. Ход расчета

Рабочая обменная способность катионита

$$E_{раб}^{Na} = \alpha_{Na} \cdot \beta_{Na} \cdot q_y - J_{o.исх}; \text{ г-экв/м}^2, \quad (22)$$

где α_{Na} – коэффициент эффективности регенерации натрий-катионита, учитывающий не-полноту регенерации катионита $\alpha_{Na} = f(q_c)$, принимается по табл. 1[1, с. 109];

β_{Na} – коэффициент, учитывающий снижение обменной емкости катионита по Ca^{2+} и Mg^{2+} вследствие частичного задержания катионов Na^+ ;

$$\beta_{Na} = f\left(\frac{C_{Na}}{Жа}\right), \quad \text{где } Na^+ \text{ в мг/л}, \quad (23)$$

принимается по табл.2[1, с. 109];

$E_{полн.}$ – полная обменная способность катионита, г-экв/м³, определяемая по заводским паспортным данным; при отсутствии таких данных при расчетах допускается принимать: для сульфогуля крупностью 0,5 - 1,1 мм – 500 г-экв/м³, для катионита КУ – 2 крупностью 0,8 ... 1,2 – 1500 – 1700 г-экв/м³;

$q_{уд}$ – удельный расход воды на отмывку катионита, м³ на 1 м³ катионита, принимаемый равным для сульфогуля – 4, для КУ – 2 – 6;

$J_{o.исх}$ – жесткость общая исходной воды, г-экв/м³.

Объем катионита в фильтрах первой ступени

$$W_k = \frac{24 q_y \cdot J_{o.исх}}{n_p \cdot E_{раб}^{Na}}, \text{ м}^3, \quad (24)$$

где q_y – расход умягченной воды, м³/ч.

Площадь катионитовых фильтров первой ступени

$$F_k = \frac{W_k}{H_k} \text{ м}^2, \quad (25)$$

где H_k – высота слоя катионита в фильтрах, принимается от 2 до 2,5 м (большую высоту загрузки принимают при жесткости воды более 10 г-экв/м³).

Полученную площадь катионитовых фильтров проверяют по скорости фильтрования, которая при нормальном режиме для напорных фильтров первой ступени не должна превышать при жесткости исходной воды:

до 5 г-экв/м ³	–	25 м/ч;
5 - 10 г-экв/м ³	–	15 м/ч;
10 ...15 г-экв/м ³	–	10 м/ч.

Допускается кратковременное увеличение скорости фильтрования на 10м/ч по сравнению с указанным выше при включении фильтров на регенерацию или ремонт. В случае применения открытых катионитовых фильтров скорость фильтрования должна быть не более 15 м/ч. Количество катионитовых фильтров первой ступени принимают: рабочих – не менее двух, резервных – один. Выбор типовых напорных фильтров производят по паспортным данным заводов. Na – катионитовые фильтры 1-й ступени выпускают диаметрами 1000, 1500, 2000, 2600, 3000 и 3400 мм [4].

Потери напора в напорных катионитовых фильтрах определяют как сумму потерь напора в коммуникациях фильтра, в дренаже и катионите, и принимают по табл. 3 [1, с. 110]. В открытых катионитовых фильтрах слой воды над катионитом принимают 2,5 - 3 м.

Регенерацию загрузки Na – катионитовых фильтров предусматривают технической поваренной солью. Расход поваренной соли P_c , на одну регенерацию Na – катионитового фильтра первой ступени

$$P_c = \frac{f_k \cdot H_k \cdot E_{раб}^{Na} \cdot a_c}{10^6}, \text{ т}, \quad (26)$$

где f_k – площадь одного фильтра, m^2 .

Концентрацию регенерационного раствора для фильтров 1-й ступени принимают 5 - 8%, скорость фильтрования раствора через слой катионита в фильтрах первой ступени - 3 - 4 м/ч, скорость фильтрования исходной воды для отмывки катионита - 6 - 8 м/ч, удельный расход отмывочной воды – 5 - 6 m^3 на 1 m^3 катионита.

2.1.2. Расчет солерастворителя (рис. 6)

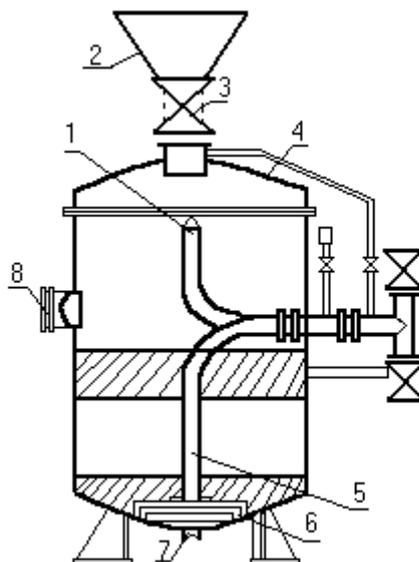


Рис.6. Схема солерастворителя:

1 – подача воды; 2 – воронка; 3 – вставной стакан; 4 – корпус; 5 – выход рассола; 6 – дренажное устройство; 7 – выпуск в канализацию; 8 – люк

При расчетном количестве соли на одну регенерацию N_a – катионитового фильтра P_c подбирают типовой солерастворитель (по паспортным данным, имеющимся в справочной литературе [3]), полезная емкость которого по соли – 100 кг ($D_c = 480$ мм), 240 кг ($D_c = 670$ мм), или 550 кг ($D_c = 1030$ мм), и определяют количество солерастворителей, которое должно быть не менее двух.

$$n_c = \frac{P_c}{V_{пол}} \quad \text{штук,} \quad (27)$$

где $V_{пол}$ – полезная емкость по соли одного солерастворителя.

Объем раствора соли, пропускаемого через гравийные слои каждого солерастворителя для очистки от загрязнений,

$$W_{p.c} = \frac{P_c \cdot q_{p.c.}}{n_c \cdot 1,0585}, \text{ л,} \quad (28)$$

где $q_{p.c.}$ – количество воды растворения 1 кг соли, равно 10 л;

1,0585 – объемный вес 8% - ного раствора соли; концентрацию регенерационного раствора для N_a – катионитовых фильтров первой ступени принимают 5 - 8%.

Выбранный солерастворитель проверяют на скорость фильтрования раствора соли через гравийные слои, которая не должна превышать 6 м/ч

$$V_c = \frac{W_{p.c.}}{f_c}, \text{ м/ч} \leq 6 \text{ м/ч,} \quad (29)$$

где f_c – площадь солерастворителя, m^2 .

Полезный объем каждого солерастворителя принимается на 35 - 40% больше расчетного количества соли

$$W = \frac{(1,35...1,4)P_c}{n_c \cdot 1,0585}, \text{ м}^3. \quad (30)$$

Высота полезного объема солерастворителя

$$h = \frac{W_c}{f_c}, \quad \text{м.} \quad (31)$$

2.1.3. Расход осветленной воды на собственные нужды установки

На взрыхление катионитовой загрузки

$$Q_{взр} = 0,06n \cdot n_1 \cdot f_k \cdot W_{взр} \cdot t_{взр}, \quad \text{м}^3/\text{сут}, \quad (32)$$

где n и n_1 – соответственно число фильтров и регенерацией каждого фильтра в сутки;

f_k – площадь загрузки одного катионитового фильтра, м^2 ;

$W_{взр}$ – интенсивность взрыхления, $\text{л}/\text{с м}^2$ при крупности зерен катионита 0,5 - 1,1 мм – 4, при крупности 0,8 - 1,2 мм – 5 $\text{л}/\text{с м}^2$;

$t_{взр}$ – продолжительность взрыхления (20 - 30 мин).

На растворение соли из расчета 10 л воды на 1 кг технической соли

$$Q_{р.с} = \frac{n \cdot n_1 \cdot P_c \cdot q_{р.с}}{10^3}, \quad \text{м}^3/\text{сут}. \quad (33)$$

На промывку солерастворителя

$$Q_{пр} = 0,06n \cdot n_1 \cdot n_c \cdot f_c \cdot W_c \cdot t_c, \quad \text{м}^3/\text{сут}, \quad (34)$$

где W_c – интенсивность промывки солерастворителя ($W_c = 5 \text{ л}/\text{с м}^2$);

t_c – продолжительность промывки солерастворителя ($t_c = 5$ мин).

На отмывку катионитовой загрузки от продуктов регенерации

$$Q_{отм} = n \cdot n_1 \cdot f_k \cdot H_{Na} \cdot q_{отм}^{уд} \quad \text{м}^3/\text{сут}, \quad (35)$$

где $q_{отм}^{уд}$ – удельный расход отмывочной воды (составляет 5 - 6 м^3 на 1 м^3 катионита).

Суммарный расход воды на собственные нужды станции, при условии, что отмывочные воды не используются повторно для взрыхления катионита и приготовления регенерационного раствора

$$\sum Q = Q_{взр} + Q_{отм} + Q_{р.с.} + Q_{пр} \quad \text{м}^3/\text{сут}. \quad (36)$$

Процент расхода воды на собственные нужды установки

$$\frac{\sum Q}{Q_{сум}} \cdot 100\%. \quad (37)$$

Для сокращения расхода воды на собственные нужды установки половину отмывочной воды спускают в водосток, а вторую половину направляют в бак для использования при взрыхлении катионита и приготовления регенерационного раствора.

При этих условиях процент расхода воды на собственные нужды установки составит

$$\frac{(Q_{взр} + Q_{р.с.} + Q_{пр} + 0,5 \cdot Q_{отм})}{Q_{сум}} \cdot 100\%. \quad (38)$$

2.2. Расчет установки двухступенчатого Na - катионирования

При расчете фильтров второй ступени общая жесткость поступающей на них воды принимается равной 0,1 мг-экв/л, а общая жесткость воды, поступающей на Na – катионитовые фильтры первой ступени уменьшается соответственно до 0,1 мг-экв/л.

При расчете и проектировании Na – катионитовых фильтров второй ступени следует принимать:

высоту слоя катионита	- 1,5 м;
скорость фильтрования	- не более 40 м/ч;
удельный расход соли для регенерации катионита в фильтрах	- 120-150 г/г-экв;
концентрация регенерационного раствора	- 8 -12%;

потерю напора в фильтрах
 - 13 - 15 м; |

продолжительность рабочего цикла
 - 150 - 200 ч. |

Отмыв катионита производят фильтратом первой ступени

Исходные данные:

производительность установки	- $q_v, \text{ м}^3/\text{сут}; \text{ м}^3/\text{ч};$
жесткость исходной воды	- $J_{0,исх.} \text{ мг-экв}/\text{л};$

$$-Щ_{исх} = Ж_{к.исх} \text{ мг-экв/л;}$$

содержание ионов натрия в умягченной воде - Na^+ , мг/л.

2.2.1. Ход расчета

Расчет Na – катионитовых фильтров I ступени ведется по аналогии с вышеприведенным расчетом, но на производительность с учетом 2% - ной потребности в умягченной воде для отмывки фильтров II ступени. Кроме того, удельный расход соли для регенерации фильтров I ступени по сравнению с одноступенчатым Na – катионированием уменьшается и принимается

$$q_{уд}^I = 120 \dots 150 \text{ г/г-экв.} \quad (39)$$

Расчетный расход умягченной воды для Na – катионитовых фильтров II ступени принимают равным полезной производительности установки. Число регенераций Na – катионитового фильтра II ступени в сутки

$$n_p^{II} = \frac{24}{(150 \dots 200) + 1,5}, \quad (40)$$

где 1,5 – ориентировочная продолжительность операций, связанных с взрыхлением, регенерацией и отмывкой фильтра, ч.

Рабочая обменная способность Na – катионитового фильтра второй ступени (рабочая емкость поглощения)

$$E_{раб}^{NaII} = \alpha_{Na}^{II} \cdot \beta_{Na}^{II} \cdot E_{полн}, \text{ г-экв/м}^3, \quad (41)$$

где α_{Na}^{II} – принимается с учетом величины удельного расхода соли (q_c^{II}) для фильтров второй ступени;

β_{Na}^{II} – определяется с учетом того, что концентрацию Na^+ в воде, поступающей на фильтры II ступени, следует принимать равной сумме катионов Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ , и K^+ в исходной воде, поскольку при пропуске воды через фильтры I ступени, катионы Ca^{2+} , Mg^{2+} и K^+ заменяются на катионы Na^+ .

При расчетах допускается принимать рабочую обменную способность (емкость поглощения) Na – катионитовых фильтров II ступени равной 250 - 300 г-экв/м³.

2.3. Расчет установки для H – Na – катионирования

Основные схемы H – Na – катионитного умягчения воды. Параллельное H – Na – катионирование, позволяющее получить фильтрат общей жесткостью 0,1 г-экв/м², с остаточной щелочностью 0,4 г-экв/м³. Одна часть воды пропускается через Na -катионитовые фильтры, другая через H-катионитовые фильтры, а затем оба потока смешивают и направляют на дегазатор. Для получения устойчивого и глубокого умягчения (до 0,01 г-экв/м³) воду после дегазатора пропускают через барьерный Na -катионитный фильтр второй ступени.

Параллельное H- Na -катионирование, когда часть воды пропускают через H-катионитные фильтры, затем смешивают с остальной водой, полученную смесь пропускают через дегазатор для удаления двуокси углерода, а затем всю воду подают на Na -катионитовые фильтры. Количество воды, подаваемое на H- катионитовые фильтры, определяют, как и при параллельном H- Na – катионировании. Остаточная щелочность при этом составляет 0,7 мг-экв/л. При повышенных требованиях к умягчению воды схема дополняется Na -катионитовыми фильтрами II ступени (барьерными).

Последовательное H – Na – катионирование с "голодной" регенерацией H-катионитовых фильтров. При этом общая жесткость фильтрата составляет 0,01 г-экв/м³, щелочность – 0,7 г-экв/м³. Поток воды последовательно проходит через H-катионитовые фильтры, регенерируемые стехиометрическим количеством кислоты, и далее – через одну или две ступени Na -катионитовых фильтров. Стехиометрический расчет режима регенерации H-катионита позволяет устранить из воды лишь карбонатную жесткость, некарбонатная жесткость удаляется при Na -катионировании. По этой схеме отсутствуют кислые стоки.

2.3.1. Расчет установки параллельного H- Na- катионирования

Исходные данные

расчетная производительность установки – $q_{пол} \text{ м}^3/\text{сут}, \text{ м}^3/\text{ч};$

жесткость исходной воды – $Ж_{0.исх} \text{ мг-экв/л};$

карбонатная жесткость – $Ж_{к} = Щ_{исх} \text{ мг-экв/л};$

содержание ионов SO_4^{2-} – мг/л;

Cl^- – мг/л;

Na^+ – мг/л;

допустимая щелочность умягченной воды – $Щ_{у}, \text{ мг-экв/л.}$

Ход расчета

Расход воды, подаваемой на Н- катионитные фильтры

$$q_{пол}^H = q_{пол} \cdot \frac{Щ_o - Щ_y}{A + Щ_y}, \text{ м}^3/\text{ч}, \quad (42)$$

где A – суммарное содержание в умягченной воде анионов сильных кислот (сульфатов, хлоридов, нитратов и др.), г-экв/м³; перевод содержания ионов из весовой в эквивалентную форму;

$$C_{SO_4} = \frac{SO_4^{2+}}{e_1}; C_{Cl} = \frac{Cl^-}{e_2}, \quad (43)$$

где e – эквивалентная масса соответствующего иона, мг/мг-экв.

для $C_{SO_4} - e_1 = 48,03$; для $C_{Cl} - e_2 = 35,46$;

Рабочая обменная способность (емкость) $E_{раб}^H$, г-экв/м³;

Н – катионита

$$E_{раб}^H = \alpha_n \cdot E_{полн} - 0,5q_{уд} \cdot C, \quad (44)$$

где α_n – коэффициент эффективности регенерации Н-катионита;

$\alpha_n = f(a_n)$ принимается по табл. 4[1, с.112];

a_n – удельный расход серной кислоты на регенерацию катионита, г/г-экв (при параллельном Н – Na – катионировании a_n обычно принимают в пределах 90 - 150 г/г – экв рабочей обменной способности катионита);

C – общее содержание в воде ионов кальция, магния, натрия и калия, г-экв/м³;

$$C_{Na} = \frac{Na^+}{e_3}, \quad C_{Ca} = \frac{Ca^{2+}}{e_4}, \quad C_{Mg} = \frac{Mg^{2+}}{e_5}; \quad (45)$$

$E_{полн}$ – паспортная полная обменная способность (емкость) катионита в нейтральной среде, г-экв/м³;

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

Объем катионита W_n м³, в Н – катионитовых фильтрах

$$W_n = \frac{24 \cdot q_{пол}^H (\mathcal{K}_{о.исх} + C_{Na})}{n_p \cdot E_{раб}^H}. \quad (46)$$

Расход воды, подаваемой на Na – катионитные фильтры,

$$q_{пол}^{Na} = q_{пол} - q_{пол}^H, \text{ м}^3/\text{ч}. \quad (47)$$

Объем катионита W_{Na} м³, в Na – катионитных фильтрах

$$W_{Na} = \frac{24 \cdot q_{пол}^{Na} \cdot \mathcal{K}_{о.исх}}{n_p \cdot E_{раб}^{Na}}. \quad (48)$$

Площадь Н-катионитных и Na – катионитных фильтров, м²

$$F_n = \frac{W_n}{H_k}; F_{Na} = \frac{W_{Na}}{H_k}, \quad (49)$$

где H_k – высота слоя катионита в фильтре, м; принимается так же, как и для Na – катионитных фильтров при одноступенчатом Na – катионировании.

Рассчитанную площадь Н-катионитных и Na – катионитных фильтров проверяют на допустимую скорость, так же, как и Na – катионитных фильтров при одноступенчатом Na – катионировании.

Количество рабочих Н-катионитных и Na-катионитных фильтров при круглосуточной работе должно быть не менее двух. Количество резервных Н – катионитных фильтров принимают: один – при количестве рабочих фильтров до шести, и две – при большем количестве. Резервные Na – катионитные фильтры не устанавливают, но предусматривают возможность использования резервных Н – катионитных фильтров в качестве Na – катионитных путем обеспечения возможности регенерации их раствором поваренной соли.

При проектировании установок для умягчения воды последовательным H- Na – катионированием с "голодной" регенерацией H-катионитных фильтров принимают:

жестокость фильтрата J_{ϕ}^H г-экв/м³ - H-катионитных фильтров

$$J_{\phi}^H = (Cl^-) + (SO_4^{2-}) + Щ_{ост} - (Na^+), \quad (50)$$

где (Cl) и (SO_4^{-3}) – содержание хлоридов и сульфатов и умягченной воде, г-экв/м³;

$Щ_{ост}$ – остаточная щелочность фильтрата H-катионитных фильтров, равная 0,7 ... 1,5 г-экв/м³.

Расход кислоты на «голодную» регенерацию H-катионитных фильтров – 50г/г-экв удаленной из воды карбонатной жесткости.

При «голодной» регенерации «условную» обменную емкость катионитов по иону HCO₃ (до момента повышения щелочности фильтрата) для сульфогля СК-I – 250 - 300 г-экв/м³, для катионита КБ – 4 – 500 ... 600 г-экв/м³.

Выбор типовых напорных фильтров производят по паспортным данным заводов. H – катионитные фильтры выпускаются диаметрами, аналогичными диаметрам Na – катионитных фильтров.

Регенерацию H-катионитовых фильтров производят 1 - 1,5 %-ным раствором серной кислоты. Допускается разбавление серной кислоты до указанной концентрации водой непосредственно перед фильтрами в эжекторе.

Скорость пропуски регенерационного раствора серной кислоты через слой катионита должна быть не менее 10 м/ч, с последующей отмывкой катионита неумягченной водой, пропускаемой через него сверху вниз со скоростью 10 м/ч.

Отмывка должна заканчиваться при кислотности фильтрата, равной сумме концентрации сульфатов и хлоридов в воде, поступающей на отмывку.

Первую половину объема отмывочной воды направляют на нейтрализацию в натопители и т.п., вторую половину – в бак для взрыхления катионита.

Расход 100%-ной серной кислоты P_H , кг, на одну регенерацию H-катионитного фильтра

$$P_H = \frac{f_k \cdot H_k \cdot E_{раб}^H \cdot a_H}{1000}, \quad (51)$$

где f_k – площадь загрузки одного H-катионитного фильтра, м².

Объем мерника крепкой кислоты и бака для разбавленного раствора кислоты (если разбавление ее производится перед фильтрами) определяют из условия регенерации одного фильтра при количестве рабочих H-катионитных фильтров до четырех, и для регенерации двух фильтров – при большом количестве.

2.3.2. Устройство и расчет реагентного хозяйства серной кислоты

Концентрированная кислота обычно доставляется на водоподготовительные установки в железнодорожных цистернах, откуда она сливается в стационарные цистерны для хранения кислоты. Слив происходит за счет вакуума в этой цистерне, создаваемого вакуум-насосом. Из цистерны – хранилища кислота сливается в мерник, так же за счет создания в нем вакуума. Из мерника она засасывается эжектором и уже в виде однопроцентного раствора подается на регенерируемый фильтр. Соотношение воды и кислоты, подаваемых к эжектору для получения 1% - ного раствора, регулируется по показаниям расходомера на линии воды и по понижению уровня кислоты в водомерном стекле мерника (рис.7).

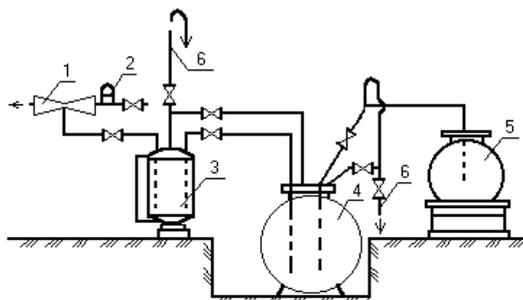


Рис. 7. Схема кислотного хозяйства H-катионитных фильтров:

1 – эжектор; 2-расходомер; 3-мерник кислоты; 4-стационарная цистерна; 5-железнодорожная цистерна; 6-к вакуум-насосу

Емкость цистерн или баков для хранения концентрированной серной кислоты

$$W_{Ц} = \frac{24 \cdot q_{пол}^H \cdot Ж_{о.исх} \cdot a_n \cdot m}{10^4 \cdot b \cdot \rho}, \text{ м}^3 \quad (52)$$

где m – срок хранения запаса кислоты, дни (обычно $m=25 - 90$ дней);
 b – концентрация кислоты, % (принимается равной 90 - 92%);
 ρ – плотность кислоты, г/см³ ($\rho=1,82 - 1,83$).

Так как серная кислота доставляется железнодорожным транспортом, то полученное значение $W_{ц}$ округляется до величины, которая является кратной емкости железнодорожной цистерны, с целью обеспечения возможности полного опорожнения железнодорожной тары (9,5 м³ и 28 м³).

Емкость бака-мерника для концентрированной кислоты, м³

$$W_{м} = \frac{q_{пол}^H \cdot Ж_{о.исх} \cdot t \cdot a_n}{10^4 \cdot b \cdot \rho \cdot n} \quad (1-2) \quad (53)$$

где t – продолжительность работы фильтра между регенерациями, ч;
 n – число рабочих Н-катионитных фильтров;
 $1 \div 2 - I$ – при числе рабочих фильтров до четырех;
 2 – при большем числе рабочих фильтров.

В случае разбавления концентрированной серной кислоты в специальной емкости до подачи ее в катионитовый фильтр объем этой емкости

$$W_{\bar{o}} = (1 \div 2) \cdot \frac{P_n \cdot 100}{1000 \cdot b_k}, \text{ м}^3, \quad (54)$$

где b_k – крепость регенерационного раствора серной кислоты, % ($b_k = 1 \div 1,5\%$).

Емкость бака с водой для взрыхления катионита в фильтрах определяют исходя из возможности последовательного взрыхления катионита в двух фильтрах

$$W_{\bar{o},в} = 0,12 \cdot f_k \cdot W_{взр} \cdot t_{взр}, \text{ м}^3. \quad (55)$$

Высоту расположения дна бака над кромкой воронки в фильтре принимают не менее 4 м.

2.3.3. Устройство и расчет реагентного хозяйства мокрого хранения соли для регенерации Na - катионитных фильтров

При расходе соли свыше 0,5 т/сут., предусматривается мокрое хранение соли. Схема мокрого хранения соли включает резервуары мокрого хранения, очистительные кварцевые фильтры, насосы, перекачивающие насыщенный раствор (рис. 8).

В резервуарах мокрого хранения соли, которые, как правило, располагаются вне здания, с некоторым заглублением в грунт, хранится насыщенный раствор соли крепостью 25 ÷ 26% по NaCl. Для этого соль из транспортных средств сгружается в резервуар и заливается водой. Для ускорения растворения соли применяют перемешивание воздухом, циркуляцию рассола, или сочетают оба эти способа. При низкой температуре окружающей среды, желательнее использовать подогретую воду, что также положительно сказывается на эффекте умягчения. Для осветления солевого раствора его фильтруют через открытые или напорные кварцевые фильтры со следующими параметрами: скорость фильтрования – 4-5 м/ч; толщина слоя песка – 0,6-0,8 м; размер зерен – $d=1...1,5$ мм. Осветленный концентрированный раствор или подается на смеситель, в котором он разбавляется водой до нужной для регенерации крепости (5-8%) и затем в Na – катионитный фильтр или собирается в бак из двух отделений, используемых в качестве мерников. В отделениях бака он разбавляется до требуемой концентрации, а затем подается в регенерируемый фильтр. Высота расположения бака над уровнем катионита в фильтре – не менее 4-6 м. Как было отмечено выше, целесообразно подавать рассол в катионитовые фильтры эжектором, одновременно разбавляя его до нужной концентрации.

Емкость резервуара для мокрого хранения насыщенного раствора

$$W_{м.к} = \frac{q_{пол}^{Na} \cdot Ж_{о.исх} \cdot m \cdot a_c}{10^4 \cdot b \cdot \rho}, \text{ м}^3, \quad (56)$$

где m – срок хранения запаса соли, сут (обычно $m = 20 \dots 40$ сут);
 b – концентрация раствора соли в баке ($b = 20 \dots 26\%$);
 ρ – плотность раствора соли, г/см³ (при $b = 26\%$, $\rho = 1,2$ г/см³).

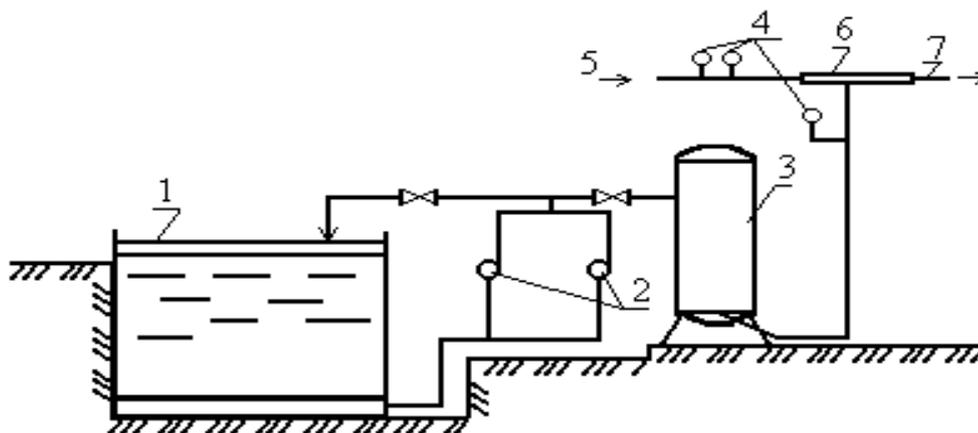


Рис. 8. Схема солевого хозяйства – катионитных фильтров:

1 – резервуар мокрого хранения соли; 2 – насосы; 3 – осветлительный фильтр; 4 – расходомеры; 5 – подача воды; 6 – смеситель; 7 – отвод регенерационного раствора соли

Если соль доставляют по железной дороге, то баки должны вмещать соль, загруженную в вагон, и воду для ее разбавления.

Производительность насоса, перекачивающего насыщенный раствор соли в период регенерации Na – катионитового фильтра,

$$q_{\text{нас}} = \frac{V_{\text{рас}} \cdot f_{\text{Na}} \cdot b_p}{B_{\text{нас}}}, \text{ м}^3/\text{ч} \quad (57)$$

где $V_{\text{рег}}$ – скорость фильтрации регенерирующего раствора через слой Na – катионита (3 ... 4 м/ч);

f_{Na} – площадь загрузки Na – катионитного фильтра, м^2 ;

$b_p, b_{\text{нас}}$ – концентрация рабочего (5 ... 8%) и насыщенного (20 ... 26%) раствора соли.

На этот же расход рассчитывают и фильтры для осветления насыщенного раствора соли.

В случае подачи в Na – катионитовый фильтр регенерационного раствора соли из бака с рабочим раствором его емкость.

$$W_{\text{р.с}} = \frac{S_c}{10 \cdot b_p \cdot \rho}, \text{ м}^3 \quad (58)$$

где S_c – суточный расход соли на установке, определяемый по числу рабочих Na-катионитных фильтров (n) и числу их регенераций в сутки (n_1);

ρ – плотность 8% - ного раствора соли, $\text{г}/\text{см}^3$ ($\rho = 1,0585 \text{ г}/\text{см}^3$).

Обычно расчетную емкость бака с регенерационным раствором соли рабочей концентрации разделяют на два отделения с тем, что бы можно было бесперебойно производить регенерацию двух катионитных фильтров.

Емкость бака с водой для взрыхления Na-катионита определяется так же, как и для H-катионита.

2.4. Дегазация воды

При H-Na – катионировании воды возникает необходимость удаления из H-катионированной воды или из смеси H и Na – катионированной воды двуокиси углерода.

Для этого предусматривают в схеме H – Na – катионирования дегазаторы с насадками кислотоупорными керамическими размерами 25x25x4 мм или с деревянной хордовой насадкой из брусков.

Площадь поперечного сечения дегазатора определяют по расходу умягчаемой воды и плотности орошения

- при керамической насадке - 60 $\text{м}^3/\text{ч}$, м^2 ;
- при деревянной хордовой насадке - 40 $\text{м}^3/\text{ч}$, м^2 ;

Вентилятор дегазатора должен обеспечивать подачу 15 м^3 воздуха на 1 м^3 воды. При определении напора, развиваемого вентилятором, учитывают:

- сопротивление насадки керамической - 30 мм водяного столба на 1 м высоты слоя насадки;
- деревянной хордовой - 10 мм водяного столба на 1 м высоты слоя насадки;
- прочие сопротивления - 30 - 40 мм водяного столба.

Высоту слоя насадки, обеспечивающую заданный эффект снижения содержания двуокиси углерода и катионированной воде, определяют по табл. 5 [1. с.113], в зависимости от содержания свободной двуокиси углерода (CO_2) св, г/м³, в подаваемой на дегазатор воде, определяемой по формуле

$$(CO_2)_{св} = (CO_2)_0 + 44Щ_0, \quad (59)$$

где $(CO_2)_0$ – содержание свободной двуокиси углерода в исходной воде, г/м³;
 $Щ_0$ – щелочность исходной воды, г-экв/м³.

2.5. Расход воды на собственные нужды Н – Na – катионитовой установки

Расход воды на приготовление регенерационных растворов Н-катионитных и Na – катионитных фильтров

$$Q_1^H = \frac{n_H \cdot n_{1H} \cdot f_H \cdot H_H \cdot E_{раб}^H \cdot a_k}{10^4 \cdot b_H}, \text{ м}^3/\text{сут}; \quad (60)$$

$$Q_1^{Na} = \frac{n_{Na} \cdot n_{1Na} \cdot f_{Na} \cdot H_{Na} \cdot E_{раб}^{Na} \cdot a_c}{10^4 \cdot b_{Na}}, \text{ м}^3/\text{сут}; \quad (61)$$

где $b_H = 1 \div 1,5\%$, $b = 5 \div 8\%$.

Расход воды на взрыхление катионита перед регенерацией

$$Q_{взр}^H = 0,06n_H \cdot n_{1H} \cdot f_H \cdot W_{взр} \cdot t_{взр}, \text{ м}^3/\text{сут}; \quad (62)$$

$$Q_{взр}^{Na} = 0,06n_{Na} \cdot n_{1Na} \cdot f_{Na} \cdot W_{взр} \cdot t_{взр}, \text{ м}^3/\text{сут}. \quad (63)$$

Расход отмывочной воды

$$Q_{отм}^H = n_H \cdot n_{1H} \cdot H_H \cdot q_{отм}^{y\delta}, \text{ м}^3/\text{сут}; \quad (64)$$

$$Q_{отм}^{Na} = n_{Na} \cdot n_{1Na} \cdot H_{Na} \cdot q_{отм}^{y\delta}, \text{ м}^3/\text{сут}, \quad (65)$$

где $q_{отм}^{y\delta}$ – удельный расход отмывочной воды м³/м³ катионита ($q_{отм}^{y\delta} = 5 \div 6 \text{ м}^3/\text{м}^3$)

Суммарный расход осветленной воды, подаваемой на катионитовую установку:

- без повторного использования отмывочной воды

$$\Sigma Q = q_{пол} + Q_1^H + Q_1^{Na} + Q_{взр}^H + Q_{взр}^{Na} + Q_{отм}^H + Q_{отм}^{Na}, \text{ м}^3/\text{сут}; \quad (66)$$

- при повторном использовании отмывочной воды для взрыхления фильтров и приготовления кислоты и соли

$$\Sigma Q = q_{пол} + Q_1^H + Q_1^{Na} + Q_{взр}^H + Q_{взр}^{Na} + 0,5(Q_{отм}^H + Q_{отм}^{Na}), \text{ м}^3/\text{сут}. \quad (67)$$

Процент расхода воды на собственные нужды установки:

$$\frac{\Sigma Q}{Q_{сут}} \cdot 100\%. \quad (68)$$

Литература

1. Строительные нормы и правила. Водоснабжение. Наружные сети и сооружения. СНиП 2.04.02 – 84.- М.: Стройиздат, 1985. – 134 с.
2. Абрамов Н.Н. Водоснабжение. – М.: Стройиздат, 1982. – 44 с.
3. Громогласов А.А., Копылов А.С., Пилщиков А.П.. Водоподготовка: процессы и аппараты. – М: Энергоатомиздат, 1990. – 272с.
4. Кострикин ю.М., Мещерский Н.А., Коровина О.В. Водоподготовка и водный режим энергообъектов низкого и среднего давления. Справочник – М.:Энергоатомиздат, 1990. – 254с.
5. Справочник проектировщика. Водоснабжение населенных мест и промышленных предприятий. – М.: Стройиздат, 1977. – 288 с.
6. Николадзе Г.И. Технология очистки природных вод. – М.: Высшая школа, 1987. – 480 с.
7. Кожин В.Ф. Очистка питьевой и технической воды. – М.: Стройиздат, 1971. – 303 с.
8. Кульский Л.А. и др. Проектирование и расчет очистных сооружений водопроводов. Киев: Будивельник, 1972. – 424 с.

МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ К РАСЧЕТУ СИСТЕМ ПРОМЫШЛЕННОГО ВОДОСНАБЖЕНИЯ /2-Я ЧАСТЬ/

1. РАСЧЕТ УСТАНОВКИ ОБЕССОЛИВАНИЯ ВОДЫ.

Обессоливание воды ионным обменом производят при общем солесодержании воды до 1500-2000 мг/л и суммарном содержании хлоридов и сульфатов не более 5 мг-экв/л. Вода, подаваемая на ионитные фильтры, должна содержать не более 8 мг/л взвешенных веществ, цветность-до 30⁰ и перманганатную окисляемость- до 7 мг O₂/л. При одноступенчатой схеме ионитного обессоливания воду последовательно фильтруют через Н-катионит и слабоосновной анионит, с последующим удалением двуокиси углерода из воды на дегазаторе. Солесодержание обессоленной воды снижается до 20 мг/л, содержание кремния при этом не снижается.

При двухступенчатой схеме воду последовательно фильтруют через Н-катионитные фильтры 1 ступени, анионитные фильтры 1 ступени, загруженные слабоосновным анионитом, Н-катионитные фильтры II ступени, затем воду направляют на дегазаторы для удаления двуокиси углерода и фильтруют ее через анионитные фильтры II ступени, загруженные сильноосновным анионитом, для удаления кремниевой кислоты. Солесодержание обессоленной воды- не более 0,5 мг/л, содержание кремнекислоты- не более 0,1 мг/л.

При трехступенчатой схеме ионитного обессоливания воды, в дополнении к двухступенчатой схеме, воду фильтруют на III ступени Н-катионитных фильтров с сильноокислотным катионитом и на III ступени анионитных фильтров с сильноосновным анионитом. В качестве III ступени могут быть использованы фильтры со смешанной загрузкой (катионитно-анионитной) – ФСД. Солесодержание обессоленной воды – не более 0,1 мг/л, содержание кремнекислоты- не более 0,02 мг/л.

Регенерацию анионитных фильтров 1 ступени производят 4%-ным раствором кальцинированной соды с удельным расходом 100 г Na₂CO₃ на 1 г-экв поглощенных анионов.

Регенерацию сильноосновного анионита фильтров II ступени производят 4%-ным раствором едкого натра с удельным расходом 100%-ного NaOH 120-140 кг/м³ анионита. При этом допускается регенерировать анионитные фильтры 1 ступени отработавшим раствором едкого натра после регенерации анионитных фильтров II ступени.

Регенерационные растворы соды и едкого натра приготавливают на Н-катионированной воде.

Отмывку Н-катионитных фильтров II ступени производят водой, прошедшей через анионитные фильтры 1 ступени с удельным расходом 10 м³/м³ катионита.

Воду от отмывки Н-катионитных фильтров II ступени используют для взрыхления Н-катионитных фильтров 1 ступени и приготовления для них регенерационного раствора.

Отмывку анионитных фильтров 1 ступени производят Н-катионированной водой с удельным расходом 10 м³/м³ анионита.

Исходные данные

Полезная производительность установки Q м³/сут, м³/ч.

Данные анализа исходной воды.

НАИМЕНОВАНИЕ		СОДЕРЖАНИЕ, мг/л	ЭКВИВАЛЕНТНАЯ МАССА, мг/мг-экв	СОДЕРЖАНИЕ, мг-экв/л
Катионы	Ca ²⁺		20,04	
	Mg ²⁺		12,16	
	Na ⁺		23	
	K ⁺		39,1	
Всего		Σ К мг/л		ΣК мг-экв/л
Анионы	Cl ⁻		35.46	
	SO ₄ ²⁻		48.03	
	HSO ₃ ⁻		61.02	
	SiO ₃ ²⁻		38.04	
Всего		Σ А мг/л		ΣА мг-

Общее солесодержание воды $m = \Sigma K + \Sigma A$ мг/л.

Требуемая степень обессоливания:

Общее солесодержание обессоленной воды мг/л;

Содержание SiO₃ в обессоленной воде мг/л.

В зависимости от требуемой степени обессоливания принимают одно, двух или трехступенчатую схему ионитного обессоливания воды.

Ход расчета

1. Н-катионитные фильтры 1 ступени рассчитываются по аналогии с расчетом Н-катионитных фильтров схемы Н-Na-катионитного умягчения. Только при определении объема загрузки Н-катионитных фильтров 1 ступени их производительность следует увеличивать на 10-35 % по сравнению с полезной производительностью, с учетом расхода частично обессоленной Н-катионированной воды на собственные нужды установки.

2. Н-катионитные фильтры II ступени рассчитываются по следующим данным:

скорость фильтрования		до 50 м/ч;
высота слоя катиона	H_{II}^{IICT}	1,5 м;
удельный расход 100%-ной серной кислоты		100 г/г-экв. поглощенных катионов;

Рабочая емкость поглощения $E_{рабH}^{IICT}$		
сульфоугля		200 г-экв/м ³ ;
катионита КУ-2		400-500 г-экв/м ³ ;

продолжительность регенерации и отмывки Н-катионитных фильтров II ступени t_p 2,5-3 ч.

2.1. Объем загрузки Н-катионитных фильтров II ступени

$$W_n^{IIcm} = \frac{Q_{сум} \cdot \Sigma K}{n_1 \cdot E_{раб.н}^{IIcm}} \quad (м^3);$$

где ΣK – содержание Na^+ в исходной воде, мг-экв/л;

n_1 – число регенераций фильтра в сутки

$$n_1 = \frac{24}{t_\phi + t_p};$$

t_ϕ – продолжительность фильтроцикла, ч(принимается $t_\phi \approx 100$ ч) ;

t_p – общая продолжительность всех операций по регенерации ($t_p \approx 2,5 \dots 3$ ч).

2.2 Площадь Н-катионитных фильтров II ступени

$$F_n^{IIcm} = \frac{W_n^{IIcm}}{H_n^{IIcm}} \quad (м^2);$$

По вычисленной площади загрузки подбирают количество типовых рабочих и резервных Н-катионитных фильтров.

3. Н-катионитные фильтры III ступени принимают без расчета равнозначными фильтрам II ступени.

4. Анионитные фильтры 1 ступени

4.1. Площадь фильтрования анионитных фильтров 1 ступени

$$F_a^{Icm} = \frac{Q_1}{n_p \cdot T_1 \cdot v_1} \quad (м^2),$$

где Q_1 – производительность анионитных фильтров 1 ступени, включая расход воды на собственные нужды последующих ступеней установки, м³/сут;

n_p – число регенераций анионитных фильтров 1 ступени в сутки, принимаемое 1-2;

v_1 – расчетная скорость фильтрования, принимаемая не менее 4 и не более 30 м/ч; более точно скорость фильтрования может быть определена по формуле

$$v_1 = \frac{E_{раб} \cdot H_a^{Icm} - 5 \cdot H_a^{Icm} \cdot C_o}{T_1 \cdot C_o + 0,02 \cdot E_{раб} \cdot \ln C_o - 0,1 C_o \cdot \ln C_o} \quad (м/ч);$$

H_a^{Ict} – высота загрузки анионитных фильтров 1 ступени ($H_a^{Ict} = 2,5$ м);

C_o – содержание анионов сильных кислот (сульфатных, хлоридных, нитратных) в исходной воде, мг-экв/л

T_1 – продолжительность работы каждого фильтра между регенерациями, ч

$$T_1 = \frac{24}{n_p} - \tau_p \quad (ч);$$

τ_p – общая продолжительность всех операций по регенерации фильтров, принимаемая 5 ч.

(взрыхление- 0,25 ч; регенерация- 1,5 ч; отмывка анионита- 3...3,25 ч).

4.2. Объем анионита в анионитных фильтрах 1 ступени

$$W_a^{lcm} = \frac{Q_1 \cdot C_o}{n_p \cdot E_{p.a}^{lcm}} \quad (\text{м}^3),$$

где $E_{p.a}^{lcm}$ - рабочая обменная емкость анионита по анионам указанных сильных кислот, г-экв/м³ анионита, принимаемая по паспортным данным; при отсутствии таких данных для анионитов АН-31 и АВ-17 допускается принимать 600-700 г-экв/м³.

4.3. Высота слоя загрузки анионитных фильтров 1 ступени (поверочный расчет)

$$H_a^{lcm} = \frac{W_a^{lcm}}{F_a^{lcm}} \quad (\text{м})$$

По полученным данным подбирают типовые фильтры, рабочие и резервные.

5. Анионитные фильтры II ступени.

Рабочая кремнеемкость сильноосновного анионита зависит от заданной средней концентрации SiO_3^{2-} в обессоленной воде за межрегенерационный период и принимается по таблице п. 9/1/. Стр. 115. Число регенераций анионитного фильтра II ступени принимается равным числу регенераций анионитных фильтров 1 ступени.

5.1. Объем загрузки анионитных фильтров II ступени

$$W_a^{llcm} = \frac{Q_1 \cdot C_{\text{SiO}_3^{2-}}}{n_p \cdot E_{p.a}^{llcm}} \quad (\text{м}^3),$$

где $C_{\text{SiO}_3^{2-}}$ - содержание ионов SiO_3^{2-} в исходной воде, г-экв/м³.

5.2. Площадь анионитных фильтров II ступени

$$F_a^{llcm} = \frac{W_a^{llcm}}{H_a^{llcm}} \quad (\text{м}^2);$$

Где $H_a^{llcm} = 1,5$ м.

Полученная F_a^{llcm} проверяется по скорости фильтрования, которая должна быть в пределах 15-25 м/ч.

По полученным данным подбирают типовые анионитные фильтры, рабочие и резервные.

6. Анионитные фильтры III ступени принимают без расчета, равнозначными анионитным фильтрами II ступени. Удельный расход едкого натра равен 2000 г/г-экв поглощенной кремниевой кислоты, продолжительность регенерации 3 ч.

7. В случае применения на III ступени фильтров со сменной загрузкой (ФСД) следует руководствоваться следующими параметрами:

скорость фильтрования	40-50 м/ч;
высота слоев катионита и анионита	0,6 м каждый;
число фильтров	не менее трех, из них два рабочих, третий - на регенерации или в резерве.

Регенерацию фильтра ФСД производят после фильтрования через загрузку 10-12 тыс. м³ воды на 1 м³ смеси ионитов.

Расход 100%-ной серной кислоты на регенерацию 1 м³ катионита – 70 кг, 100%-ного едкого натра на регенерацию 1 м³ анионита – 100 кг.

7.1. Расчет фильтра смешанного действия.

Требуемая площадь ФСД

$$\Sigma F_{\text{фсд}} = \frac{Q_{\text{ч}}}{V_{\text{фсд}}} \quad (\text{м}^2);$$

По паспортным данным подбирают ФСД, рабочие и резервные.

Длительность фильтроцикла ФСД с учетом регенерируемости загрузки после пропуска (10-12)·10³ воды на 1 м³ смеси ионитов

$$T + \tau = \frac{(10...12) \cdot 10^3 \cdot f \cdot H_{\text{фсд}} \cdot n}{Q_{\text{ч}}} \quad (\text{ч}),$$

где f - площадь одного фильтра ФСД, м²;

$$H_{\text{фсд}} = 1,2 \text{ м};$$

n – расчетное число рабочих фильтров;

$Q_{\text{ч}}$ – расчетный расход обессоливаемой воды, м³/ч.

Суточное число регенераций фильтра

$$m = \frac{24 \cdot n}{T + \tau}$$

Расход 100%-ной H_2SO_4 на регенерацию

$$M^{H_2SO_4} = f \cdot H_{кат} \cdot q_{H_2SO_4} \quad (\text{кг}),$$

где $H_{кат}$ – слой катионита в ФСД ($H_{кат} = 0,6$ м);

$q_{H_2SO_4}$ – удельный расход серной кислоты ($q_{H_2SO_4} = 70$ кг/м³).

Суточный расход 100%-ной H_2SO_4 на регенерацию

$$M_{сут}^{H_2SO_4} = M^{H_2SO_4} \cdot m \quad (\text{кг}),$$

Расход 100%-ного NaOH на регенерацию ($q_{NaOH} = 100$ кг/м³)

$$M^{NaOH} = f \cdot H_a \cdot q_{NaOH} \quad (\text{кг}),$$

где H_a – слой анионита в ФСД ($H_a = 0,6$ м).

Суточный расход 100%-ного NaOH на регенерацию

$$M_{сут}^{NaOH} = M^{NaOH} \cdot m \quad (\text{кг}).$$

Расход воды на разделение смешанного ионита ($V_{разд} = 10$ м³/ч; $t_{разд} = 20$ мин)

$$V_{разд} = \frac{v_{разд} \cdot f \cdot t_{разд}}{60} \quad (\text{м}^3).$$

Объем воды на установление встречных потоков до начала регенерации ($V_{в.п.} = 5$ м³/ч; $t_{в.п.} = 10$ мин)

$$V_{в.п.} = \frac{2 \cdot v_{в.п.} \cdot f \cdot t_{в.п.}}{60} \quad (\text{м}^3)$$

Расход воды на приготовление 3%-ной H_2SO_4

$$V^{H_2SO_4} = \frac{M^{H_2SO_4} \cdot 100}{C \cdot 10^3} \quad (\text{м}^3),$$

где C – % процентное содержание H_2SO_4 в растворе.

Расход воды на приготовление 4%-ного NaOH

$$V^{NaOH} = \frac{M^{NaOH} \cdot 100}{C_1 \cdot 10^3} \quad (\text{м}^3),$$

где C_1 – процентное содержание NaOH в растворе.

Расход воды на раздельную одновременную отмывку катионита и анионита встречными потоками ($V_{р.о.} = 5$ м³/ч; $t_{р.о.} = 60$ мин)

$$V_{р.о.} = \frac{2 \cdot v_{р.о.} \cdot f \cdot t_{р.о.}}{60} \quad (\text{м}^3)$$

Расход воды на доотмывку смешанного ионита после перемешивания его воздухом ($q_{уд} = 5$ м³/м³).

$$V_{д.о.} = f \cdot H_{фсд} \cdot q_{уд} \quad (\text{м}^3).$$

Суммарный расход воды на собственные нужды ФСД

$$V_{\Sigma} = V_{разд} + V_{в.п.} + V^{H_2SO_4} + V^{NaOH} + V_{р.о.} + V_{д.о.} \quad (\text{м}^3)$$

8. Расчет реагентного хозяйства ионитовой установки.

Элементы кислотного хозяйства обессоливающих установок рассчитывают и проектируют так же, как и для установок H-Na-катионирования воды.

Схема реагентного хозяйства для приготовления раствора едкого натра представлена на рис.1.1.

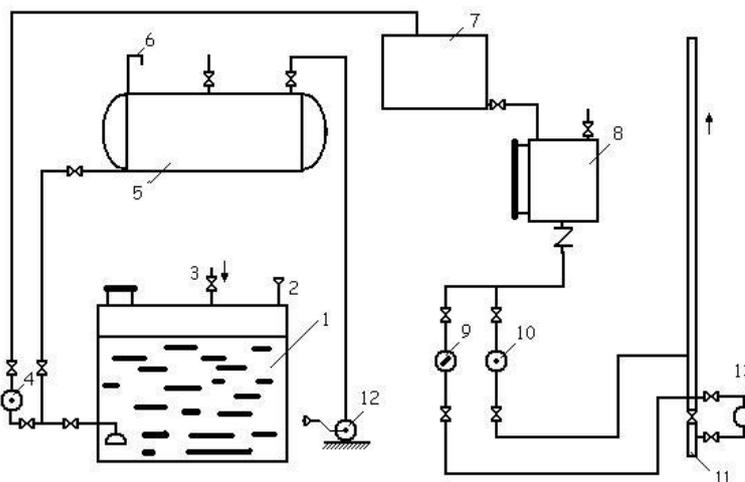


Рис.1.1. Схема едконатрового хозяйства обессоливающей установки:

1. Бак для растворения твердого едкого натра и для приема раствора едкого натра из контейнеров;
2. Воронка для слива раствора едкого натра из контейнеров;
3. Подвод воды для растворения едкого натра;
4. Насос;
5. Цистерна для хранения запаса концентрированного раствора едкого натра;
6. Сифон для заполнения цистерны;
7. Расходный бак раствора едкого натра;
8. Мерник;
9. Насос;
10. Насос-дозатор;
11. Трубопровод с водой, в котором образуется раствор едкого натра заданной концентрации;
12. Вакуум-насос;
13. Расходомер.

Элементы едконатрового хозяйства рассчитывают следующим образом (в случае применения анионитных фильтров III ступени).

Емкость бака 1 и цистерны 5

$$W_{6(ц)}^{NaOH} = \frac{q_{уд} \cdot (W_a^{IIcm} \cdot n_p^{IIcm} + W_a^{IIIcm} \cdot n_p^{IIIcm}) \cdot m}{10 \cdot v \cdot \rho} \quad (M^3),$$

где $q_{уд}$ - удельный расход 100%-ного едкого натра в kg/m^3 анионита;

n_p - число регенераций анионитных фильтров в сутки; принимается для фильтров II ступени - 1-II; III ступени - 0,05;

m - количество дней, на которое предусматривается запас раствора едкого натра;

для бака $m \approx 1-2$, для цистерны $m \approx 30 - 40$ дней;

v - крепость раствора едкого натра ($v = 42\%$);

ρ - плотность концентрированного раствора реагента ($\rho = 1,45 \text{ т/м}^3$)

Емкость мерника

$$W_m^{NaOH} = \frac{W_a^{IIcm} \cdot q_{уд}}{10 \cdot n_1 \cdot v \cdot \rho} \quad (M^3),$$

где n_1 - количество рабочих анионитных фильтров на станции.

Емкость бака 7 может быть определена по той же формуле, но с коэффициентом 2, 3 - n , в зависимости от того, на сколько регенераций рассчитывается бак.

Если для регенерации анионитных фильтров 1 ступени применяется кальцинированная сода, то расчет необходимой емкости для её растворения производят, исходя из удельного расхода $100 \text{ г } Na_2CO_3$ на 1 г-экв поглощенных анионов и 4%-ной крепости раствора соды. Емкости для раствора соды рассчитывают по типу емкостей для раствора коагулянтов.

2. РАСЧЕТ ГАДИРЕН СИСТЕМ ОБОРОТНОГО ВОДОСНАБЖЕНИЯ

В системах оборотного водоснабжения охлаждение воды производится главным образом в градирнях. Градирни могут быть вентиляторными, башенными или открытыми (атмосферными).

В вентиляторных градирнях воздух прокачивается с помощью отсасывающих или нагнетательных вентиляторов. В башенных градирнях создается тяга воздуха с помощью высокой вытяжной башни. В открытых градирнях для притока воздуха используются сила ветра и частично естественная конвекция.

Таблица 2.1.

Охладители	Область применения охладителей воды		
	Удельная тепловая нагрузка, тыс.к.кал/м ² ч	Перепад температур воды, °С	Разность температур охлажденной воды и атмосферного воздуха по смоченному термометру, °С
Вентилярные градирни	80...100 и выше	3...20	4...5
Башенные градирни	60...100	5...15	8...10
Брызгальные бассейны	5...20	5...10	10...12
Водохранилища-охладители	0,2...0,4	5...10	6...8
Радиаторные (сухие) градирни	—	5...10	20...35
Открытые и брызгальные	7...15	5...10	10...12

Величина перепада температур воды в градирнях назначается в зависимости от температуры поступающей в градирню воды.

Во всех случаях выбор градирен того или иного типа производят на основе технико-экономического анализа с учетом расчетных расходов и температур воды, метеорологических параметров атмосферного воздуха, условий размещения градирен на промышленной площадке, инженерно-геологических и гидрологических условий и др.

2.1. Технологический расчет вентиляторных градирен.

Технологический расчет необходим как при проектировании новых градирен, так и при привязке существующих проектов этих сооружений к местным метеорологическим условиям с учетом требований к температурам охлажденной воды и гидравлическим нагрузкам.

Перед началом расчета новых градирен должны быть выбраны основные их размеры, высота входных окон, тип и конструкция оросителя, водоуловители и тип вентиляторной установки. При привязке существующих проектов все эти параметры являются заданными.

Конечной целью расчета является нахождение числа градирен (или секций, если градирни секционные), обеспечивающего охлаждение заданного количества воды $G_{ж}$, кг/ч (кг/с), от температуры t_1 , °С, на входе в градирню до температуры t_2 , °С, на выходе из неё при расчетных параметрах атмосферного воздуха: температуре по сухому термометру V_1 , °С, относительной влажности φ_1 , % (или температуре по смоченному термометру τ_1 , °С), и барометрическом P_6 давлении, кгс/см² (Па).

Гидравлическая нагрузка и температура воды на входе в градирню и выходе из неё обычно задается технологами производства исходя из теплотехнических расчетов охлаждаемых водой аппаратов.

Определение расчетных параметров атмосферного воздуха.

Расчет градирен согласно (1) выполняют исходя из среднесуточных температур атмосферного воздуха по сухому и влажному термометрам (или относительной влажности воздуха) по многолетним наблюдениям при обеспеченности 1-10% за летний период года (июнь, июль, август). Выбор обеспеченности производят в зависимости от категории водопотребителя по таблице 2.2., в которой все водопотребители условно разделены на три категории по уровню требований к температурам охлаждаемой воды.

Расчетные параметры атмосферного воздуха для района строительства определяются по таблице 2.3.- по величине, выбранной в таблице 2.2. обеспеченности метеорологических параметров.

Таблица 2.2.

Категория водопотребителя	Зависимость технологического процесса производства или работы оборудования от превышения температуры охлажденной воды (или охлажденного продукта) над расчетной	Обеспеченность метеорологических параметров за летний период года (июнь, июль, август) при расчете градирен, %

1	Нарушение технологического процесса производства в целом и, как следствие, значительные убытки.	1 (дн.)
2	Допускаемое временное нарушение технологического процесса отдельных установок.	5 (5дн.)
3	Временное снижение экономичности технологического процесса производства в целом и отдельных установок.	10 (10дн.)

Таблица 2.3.

ПУНКТЫ НАБЛЮДЕНИЙ	ОБОСПЕЧЕННОСТЬ ПАРАМЕТРОВ АТМОСФЕРНОГО ВОЗДУХА, %								
	1			5			10		
	V_1	φ_1	τ_1	V_1	φ_1	τ_1	V_1	φ_1	τ_1
Алма-Ата	32,0	28	19,8	27,7	31	17,4	26,5	34	17,0
Астрахань	30,4	52	23,2	28,8	55	22,4	27,8	56	21,6
Ашхабад	36,3	18	20,2	34,8	20	19,8	33,9	22	19,7
Горький	26,8	48	19,6	24,0	52	17,8	22,7	56	17,3
Иркутск	22,0	63	17,6	20,5	68	16,9	19,7	71	16,5
Казань	26,8	43	18,7	24,6	51	18,2	23,4	55	17,8
Краснодар	28,0	55	21,6	26,5	57	20,6	25,5	59	20,1
Красноярск	24,4	55	18,6	22,5	61	17,8	21,4	64	17,2
Санкт-Петербург	26,0	56	20,1	23,2	60	18,3	21,7	63	17,4
Луганск	30,1	30	18,8	27,0	37	17,8	25,7	44	18,0
Москва	27,0	55	20,8	24,5	57	19,0	22,9	59	17,9
Новосибирск	25,4	54	19,3	23,3	59	18,2	22,0	63	17,6
Омск	27,4	44	19,4	24,1	50	17,6	22,5	55	17,0
Свердловск	25,8	49	18,8	23,2	57	17,8	21,5	62	17,0
Ташкент	31,2	37	21,0	29,4	38	19,8	28,6	40	19,6
Томск	24,3	60	19,2	22,3	64	18,0	21,0	68	17,4
Тула	25,5	56	19,6	23,1	60	18,2	21,6	63	17,3
Уфа	27,6	44	19,5	25,3	48	18,3	23,8	53	17,8
Харьков	28,5	38	19,2	26,4	45	18,8	24,9	52	18,6
Челябинск	26,0	51	19,4	23,7	54	15,8	22,4	58	17,3

2.2.. Расчет противоточных градирен.

На первом этапе технологического расчета определяют удельный расход воздуха X , кг/кг (по отношению к расходу воды), для чего вычисляют вспомогательные величины Y , U и R по формулам.

$$Y = \frac{i_1'' - i_1 - \delta i_1''}{i_2'' - i_1 - \delta i_1''};$$

$$U = \frac{(t_2 - t_1) \cdot C_{ж}}{(i_2'' - i_1 - \delta i_1'') \cdot k};$$

$$K = 1 - \frac{t_2 \cdot C_{ж}}{r};$$

$$R = \frac{U^{1-m}}{A \cdot h_{ор}},$$

где $C_{ж}$ – 1 к.кал/кг. °С (4,186 кДж/кг.К) – удельная теплоемкость воды;

K – поправочный коэффициент;

r – 595 к.кал/кг (2491 кДж/кг) – удельная скрытая теплота парообразования для воды;

$h_{ор}$ – высота оросителя, м.

Величины удельных энтальпий (теплосодержаний) к.кал/кг (кДж/кг) определяют либо по номограмме (приложение 1), либо по формуле

$$i = 0.24t + \frac{\varphi \cdot \gamma_p'' \cdot R_{с.в.} \cdot (t + 273.2)}{P_6 - \varphi \cdot P_n''};$$

$$i_1'' = f(t_1, \varphi, P_6) \quad \text{к.кал/кг при } \varphi = 100\%;$$

$$i_2'' = f(t_2, \varphi, P_6) \quad \text{к.кал/кг при } \varphi = 100\%;$$

Основы промышленного водоснабжения и водоотведения

$$I_1 = f(V_1, \varphi_1, P_6) \quad \text{к.кал/кг при заданном } \varphi_1$$

где $R_{c.v.} = 29,27$ кгс.м/кг. °С (287,1 кДж/кг. К) – удельная газовая постоянная сухого воздуха;

γ_p'' - плотность водяных паров, кг/м³;

P_n'' - парциальное давление водяных паров, кгс/м² (Па), при данной температуре воды и φ

= 100%.

Величины γ_p'' и P_n'' определяются по табл. 2.4.

Таблица 2.4.

Температура воды, °С	P_n'' кгс/м ²	γ_p'' кг/м ³	Температура воды, °С	P_n'' кгс/м ²	γ_p'' кг/м ³
1	2	3	4	5	6
15	173,8	12,8	20	238,3	17,3
16	185,3	13,6	21	253,4	18,3
17	197,4	14,5	22	269,4	19,4
18	210,3	15,4	23	286,3	20,6
19	223,9	16,3	24	304,0	21,8
25	323,0	23,0	33	513,0	35,7
26	343,0	24,4	34	542,0	37,6
27	363,0	25,8	35	573,0	39,6
28	385,0	27,2	36	606,0	41,8
29	408,0	28,7	37	640,0	44,0
30	433,0	30,3	38	676,0	46,3
31	458,0	32,1	39	713,0	48,7
32	485,0	33,9	40	752,0	51,2

Выражение $\delta i''$ вычисляется по уравнению

$$\delta i'' = \frac{i_1'' + i_2'' - 2i_m''}{4}$$

где i_m – определяется по вышеприведенным номограмме или формуле

при $t_{cp} = \frac{t_1 + t_2}{2}$; $\varphi = 100\%$ и P_6 .

Входящие в формулу для определения R величины m и A принимаются в зависимости от выбранной конструкции оросителя по чертежам (приложение 2,3,4) и по табл. 2.5 и 2.6 – с учетом выбранного проекта грядирни.

Таблица 2.5.

Тип оросителя, номер чертежа, позиция	Высота оросителя h_{op} , м	A, м ⁻¹	Ah_{op}	m	$\xi_{со.н.}$, 1/м	$K_{op} \cdot 10^{-3}$, м ² ч/кг
1	2	3	4	5	6	7
Пленочный-деревянные прямоугольные бруски, поставленные на ребро						
Прилож. 2(1)	3,70	0,277	1,025	0,513	1,11	0,073
Прилож. 2(2)	3,70	0,241	0,892	0,498	0,74	0,077
Прилож. 2(3)	2,60	0,342	0,889	0,385	1,75	0,071
Прилож. 2(4)	2,00	0,360	0,720	0,570	-	-
Прилож. 2(5)	1,34	0,580	0,777	0,540	2,21	0,153
Прилож. 2(5)	2,01	0,470	0,945	0,462	2,21	0,153
Прилож. 2(5)	2,68	0,430	1,152	0,462	2,21	0,153
Пленочный из модифицированной фенол-спиртами древесины						
Прилож. 2(6)	2,85	0,394	1,123	0,290	1,50	0,056
Прилож. 2(7)	2,85	0,367	1,046	0,289	1,20	0,056
Капельный-деревянные прямоугольные бруски, уложенные плашмя						
Прилож. 3(1)	3,70	0,213	0,788	0,614	3,51	0,039
Прилож. 3(2)	2,85	0,386	1,100	0,438	22,54	0,011
Прилож. 3(3)	2,85	0,300	0,855	0,447	11,46	0,137
Деревянный капельно-пленочный						
Прилож. 3(4)	4,7	0,324	1,523	0,733	4,64	0,086
Пластмассовый (винипласт) из волнистых листов с вертикальной волной						
Прилож. 4(1)	2,85	0,305	0,869	0,249	3,00	0,033

Пластмассовый (винипласт) из волнистых листов с горизонтальной волной						
Прилож. 4(2)	0,70	0,890	0,623	0,531	21,86	0,107
Прилож. 4(2)	1,40	0,540	0,756	0,670	21,86	0,107
Прилож. 4(2)	2,10	0,450	0,945	0,670	21,86	0,107
Прилож. 4(2)	2,80	0,390	1,092	0,670	21,86	0,107
Пластмассовый (винипласт) из волнистых листов-перекрестная волна под углом 90°						
Прилож. 4(3)	0,70	0,170	0,819	0,332	12,38	0,120
Прилож. 4(3)	1,40	0,630	0,882	0,569	12,38	0,120
Прилож. 4(3)	2,10	0,580	1,218	0,609	12,38	0,120
Прилож. 4(3)	2,80	0,540	1,512	0,622	12,38	0,120
Пластмассовый (винипласт) из волнистых листов-перекрестная волна под углом 60°						
Прилож. 4(4)	1,050	0,805	0,888	0,403	5,51	0,153
Прилож. 4(4)	1,575	0,585	0,921	0,488	5,51	0,153
Прилож. 4(4)	2,100	0,360	0,756	0,422	5,51	0,153
Прилож. 4(4)	2,625	0,343	0,900	0,439	5,510	0,153
Пленочный асбестоцементный с вертикальной волной, толщиной листов 8 мм.						
Прилож. 4(5) Расст. между ли- стами в свету δ= 15мм	2,8	0,468	1,310	0,657	6,75	0,49
δ= 25мм	2,8	0,441	1,235	0,663	4,36	0,37
δ= 35мм	2,8	0,368	1,030	0,518	3,60	0,26
δ= 45мм	2,8	0,345	0,966	0,527	3,11	0,13
Капельно-пленочный пластмассовый из трех ярусов- вертикальные гофрированные трубы диа- метром 63 мм ПЭВП по ТУ-6-05-224-83						
	2,35	0,70	1,645	0,522	2,10	0,019

Таблица 2.6.

Марка вен- тилятора	Номер проекта и вид оросителя	Площадь секции, м ²	h _{ор} , м	A, м ⁻¹	m	ζ _{с.о.} м ⁻¹	K _{ор} 10 ⁻³ м ² ч/кг
1	2	3	4	5	6	7	8
ВГ-104	901-6-65 901-6-65 пленочный	324	3,50	0,350	0,365	1,18	0,075
2ВГ-70	901-6-46 капельный брызгальный	192	3,64 3,70	0,293 0,222	0,45 0,29	10,70 0,92	0,137 0,610
2ВГ-70	901-6-48 пленочный	144	3,36	0,310	0,38	0,77	0,75
2ВГ-70	901-6-61 капельный	192	3,67	0,359	0,45	17,19	0,137
2ВГ-70	901-6-62 брызгальный	192	2,00	0,261	0,29	0,77	0,610
1ВГ-50	901-6-29 пленочный капельный брызгальный	64	3,68 3,68 3,80	0,341 0,309 0,255	0,38 0,45 0,29	1,08 12,5 0,92	0,075 0,137 0,610
1ВГ-50	901-6-51 пленочный капельный брызгальный	64	3,36 3,48 3,00	0,310 0,293 0,255	0,38 0,45 0,29	0,77 10,7 0,92	0,075 0,137 0,610
2ВГ-25	901-6-59 пленочный капельный брызгальный	16	3,42 3,60 3,40	0,324 0,302 0,257	0,38 0,45 0,29	0,93 11,6 0,92	0,075 0,137 0,610
1ВГ-25	901-6-39 пленочный капельный	16	3,76 3,78	0,318 0,302	0,38 0,44	0,84 11,6	0,075 0,137

2ВГ-25	901-6-60 пленочный деревянный пленочный виниловый капельный	16	2,97	0,357	0,38	1,18	0,075
			2,64	0,363	0,70	5,27	0,419
			3,00	0,374	0,45	11,6	0,137
2ВГ-25	901-6-58 пленочный ас- бестоцементный	16	3,50	0,344	0,59	2,73	0,290
3ВГ-25	901-6-67-83 брызгальный	24	1,76	0,250	0,29	0,92	0,610
06-300 № 12,5	901-6-5/75 пленочный капельный	8	3,08	0,363	0,70	5,27	0,419
			3,45	0,293	0,45	10,7	0,137
06-300 № 12,5	901-6-50 пленочный капельный	8	3,36	0,338	0,38	1,04	0,075
			3,54	0,302	0,45	11,6	0,137
06-300 № 8	901-6-53 пленочный капельный	2	3,40	0,352	0,38	1,24	0,075
			3,43	0,309	0,45	12,5	0,137

По графикам (прил. 5,6,7) определяется вспомогательная величина X в зависимости от показателя степени m и от вспомогательных величин Y и R, вычисленных ранее. Эта графики составлены для значений m, равных 0,3; 0,5 и 0,7. Для промежуточных значений m величина X определяется экстраполяцией. Допускается округлять значение m исходных данных до величин, для которых составлены графики.

Величина λ вычисляется по формуле

$$\lambda = \frac{U}{x}$$

На втором этапе технологического расчета определяется плотность орошения $q_{ж}$, кг/м²ч, и по ней число градиен (секций) N.

Плотность орошения определяется по уравнению

$$a_6 \cdot q_{ж}^3 + b_6 \cdot q_{ж}^2 - C_6 \cdot q_{ж} - \frac{d_6}{1,2} = 0,$$

$$\text{где } a_6 = \frac{\lambda^2 \cdot \zeta_1}{3600^2 \cdot 2 \cdot g \cdot \gamma_1^2};$$

$$b_6 = \frac{\lambda^2 \cdot f_{op}^2}{\gamma_1^2} \cdot \left(\frac{\zeta_2}{f_{op}^2 \cdot 3600^2 \cdot 2 \cdot g} - \frac{\lambda}{1,2} \right);$$

$$C_6 = \frac{M}{1,2} \cdot \frac{\lambda \cdot f_{o.p.}}{\gamma_1};$$

$$\zeta_1 = K_{op} \cdot h_{op} + 0,000025 \cdot l + 0,0002;$$

$$\zeta_2 = \zeta_{op} + \zeta_{сух.оп.} \cdot h_{op} + 0,1 \cdot l + \zeta_{вы}$$

Коэффициент λ, M и d₆ принимаются по табл. 2.7.

Таблица 2.7.

Марка вентилятора	Частота вращения, мин ⁻¹	Угол установки лопастей, град	λ, кг.ч ² /м ⁸	M, кг.ч/м ⁵	d ₆ , кг/м ²
1	2	3	4	5	6
06-320 №8	980	-	-0,0338 10 ⁻⁶	0,1312 10 ⁻³	14,793
	1440	-	-0,0427 10 ⁻⁶	0,6102 10 ⁻³	31,198
06-320 №12	980	-	-9,270 10 ⁻⁹	361,89 10 ⁻⁶	30,150
	730	-	-6,831 10 ⁻⁹	114,29 10 ⁻⁶	19,125
ВГ-25 1ВГ-25	380	17,5	-760,98 10 ⁻¹²	94,73 10 ⁻⁶	12,162
	380	12	-397,77 10 ⁻¹²	28,84 10 ⁻⁶	16,739
	380	16	-436,25 10 ⁻¹²	1,897 10 ⁻⁶	19,149
	380	20	-476,03 10 ⁻¹²	61,95 10 ⁻⁶	14,722

ВГ-50	178	16	-40,72 10 ⁻¹²	20,54 10 ⁻⁶	11,294
1ВГ-50	178	12	-199,64 10 ⁻¹²	155,14 10 ⁻⁶	-15,507
	178	12	-152,75 10 ⁻¹²	124,48 10 ⁻⁶	-9,049
	178	20	-169,33 10 ⁻¹²	157,33 10 ⁻⁶	-17,959
ВГ-70	147	25	-9,731 10 ⁻¹²	15,287 10 ⁻⁶	12,45
2ВГ-70	147	12	-43,315 10 ⁻¹²	75,214 10 ⁻⁶	-18,517
	147	16	-23,593 10 ⁻¹²	38,735 10 ⁻⁶	2,013
	147	20	-20,772 10 ⁻¹²	42,961 10 ⁻⁶	-2,697
1ВГ-104	118	10	-2,214 10 ⁻¹²	0,807 10 ⁻⁶	21,993
	118	15	-1,455 10 ⁻¹²	0,255 10 ⁻⁶	26,067
	118	20	-0,908 10 ⁻¹²	-1,256 10 ⁻⁶	31,589
	118	25	-0,633 10 ⁻¹²	-1,358 10 ⁻⁶	32,574
2ВГ-50	-	12	-156,816 10 ⁻¹²	112,442 10 ⁻⁶	-5,141
	-	16	-197,908 10 ⁻¹²	175,603 10 ⁻⁶	-23,405
	-	20	-243,681 10 ⁻¹²	253,258 10 ⁻⁶	-48,944
«Нема» с нижним приводом	95	25	-1,696 10 ⁻¹²	5,775 10 ⁻⁶	12,597
ЗВГ-25	-	25	7,786 10 ⁻¹²	-34,454 10 ⁻⁵	48,876

Плотность влажного атмосферного воздуха γ_1 , кгс/м³, определяется по графику (прил. 8) или по формуле

$$\gamma_1 = \frac{P_\delta - \varphi_1 \cdot P_n''}{R_{c.в.} \cdot (\nu_1 + 273,2)} + \varphi_1 \cdot \gamma_n''$$

Значения коэффициента аэродинамического сопротивления сухого оросителя $\zeta_{\text{сух.ор}}$ и коэффициента $K_{\text{ор}}$, учитывающего дополнительные аэродинамические сопротивления от стекающей по оросителю воды, принимаются по табл. 2.6 в зависимости от выбранной конструкции оросителя.

Значение коэффициента аэродинамического сопротивления градирни без оборудования (оросителя и водоуловителя) $\zeta_{\text{гр}}$ определяется по графику (прил. 9), в зависимости от отношения площади воздушных окон градирни (секции) $f_{\text{ок}}$ к площади градирни (секции) в плане $f_{\text{о.п.}}$. Коэффициент аэродинамического сопротивления водоуловителя принимается по рисунку (прил. 10) и по табл. 2.8

Таблица 2.8.

Номер позиции на чертеже приложения 10	Водоуловители	Расстояние между планками d, мм	Коэффициент сопротивления $\zeta_{\text{в.у.}}$
1	2	3	4
1	Деревянный двухрядный с толщиной планок $\delta=8$ мм при скорости воздуха $\omega=2,0$ м/с.	70	3,7
1	То же с толщиной планок $\delta=10$ мм при $\omega=2,5$ м/с.	70	4,7
1	То же	40	6,5
2	Пластмассовый уголкового типа конструкции ВНИИГ при $\omega=2,0$ м/с.	35	3,5
3	Асбестоцементный с криволинейным очертанием лопаток при $\omega=2,5$ м/с.	40	3,1
4	Пластмассовый с криволинейным очертанием лопаток при $\omega=2,0$ м/с.	35	3,8
4	То же	45	3,0
5	Пластмассовый трехрядный при $\omega=2,0$ м/с.	30	3,9

Буквой l в формулах для определения ζ_1 и ζ_2 обозначена длина воздухораспределителя; при двухпоточной градирне (входные окна для воздуха с двух противоположных сторон) величина l равна $1/4$ ширины градирни; при однопоточной – $1/2$ ширины градирни. Для градирни с забором воздуха со всех сторон l равна половине радиуса круглой градирни в плане или половине длины стороны квадрата для градирни, квадратной в плане.

Величину $q_{\text{ж}}$ в кубическом уравнении можно определить любым методом, приведенным в справочниках по математике. Наиболее удобным является метод с использованием тригонометри-

ческих функций.

Кубическое уравнение

$$x^3 + \frac{b_B}{a_B} \cdot x^2 + \frac{c_B}{a_B} \cdot x + \frac{d_B}{1,2 \cdot a_B} = 0$$

подстановкой $x = y - \frac{b_B}{3a_B}$ приводится к «неполному» виду

$$y^3 + p_1 y + p_2 = 0; \quad p_1 = \frac{b_B^2}{27 \cdot a_B^2} - \frac{b_B \cdot c_B}{6 \cdot a_B^2} + \frac{d_B}{1,2 \cdot 2 \cdot a_B}; \quad p_2 = \frac{3a_B \cdot c_B - b_B^2}{9a_B^2}$$

Следует иметь в виду, что коэффициенты a_B, b_B, c_B при вычислении величин p_1 и p_2 подставляются с тем же знаком, который стоит перед этими коэффициентами в исходном кубическом уравнении.

$$D = p_1^2 + p_2^3 \text{ при } D < 0 \quad p_2 < 0 \text{ и } r = \pm \sqrt[3]{p_2}; \quad \cos \varphi = \frac{p_1}{r_3} \rightarrow \varphi \rightarrow \frac{\varphi}{3}$$

$$y = 2r \cos \left(60^\circ - \frac{\varphi}{3} \right); \quad q_{ж} = y - \frac{b_B}{3a_B} \text{ (кг/м}^2 \text{ ч)},$$

По величине $q_{ж}$ вычисляется число градирен

$$N = \frac{G_{жс}}{q_{жс} \cdot f_{op}}$$

Для проверки соответствия аэродинамических сопротивлений градирни напору, развиваемому вентилятором, вычисляют подачу вентилятора

$$G_в = \frac{\lambda \cdot q_{жс} \cdot f_{op}}{\gamma_1}$$

Если окажется, что вычисленная таким образом подача воздуха вентилятором будет равна номинальной или близка к ней, то аэродинамическое сопротивление градирни считается соответствующим напору вентилятора. Отклонение от номинальной подачи допускается до $\pm 20\%$. При повышении этого предела рекомендуется выбрать другую градирню для расчета или в данной градирне изменить её размеры в плане, размеры входных окон, тип оросителя, водоуловителя, или принять к установке другой вентилятор. Технические характеристики вентиляторов и подача ими воздуха, приведены в таблице 2.9.

Таблица 2.9

Техническая характеристика вентилятора	Марки вентиляторов							
	06-300 №8	1ВГ-25 №12,5	1ВГ-25	3ВГ-25	2ВГ-50	2ВГ-70	1ВГ-104	06-300 №8
Номинальная подача воздуха, тыс.м ³ /ч.	15	45	120	156	500	1100	2700	23
Статич. напор, кгс/м ²	-	-	14	-	15	16	17	-
Полное давление, кгс/м ²	10	16	-	14	-	-	-	24
Частота вращения, об/мин.	930	730	365	365	178	178	110	1480
КПД	0,78	0,78	-	0,63	-	-	-	0,78
Др.к. м.	0,8	1,25	2,5	2,5	5,0	7,0	10,4	0,8
Мощность двиг., Квт	0,8	3,0	11	11	30	75	200	3

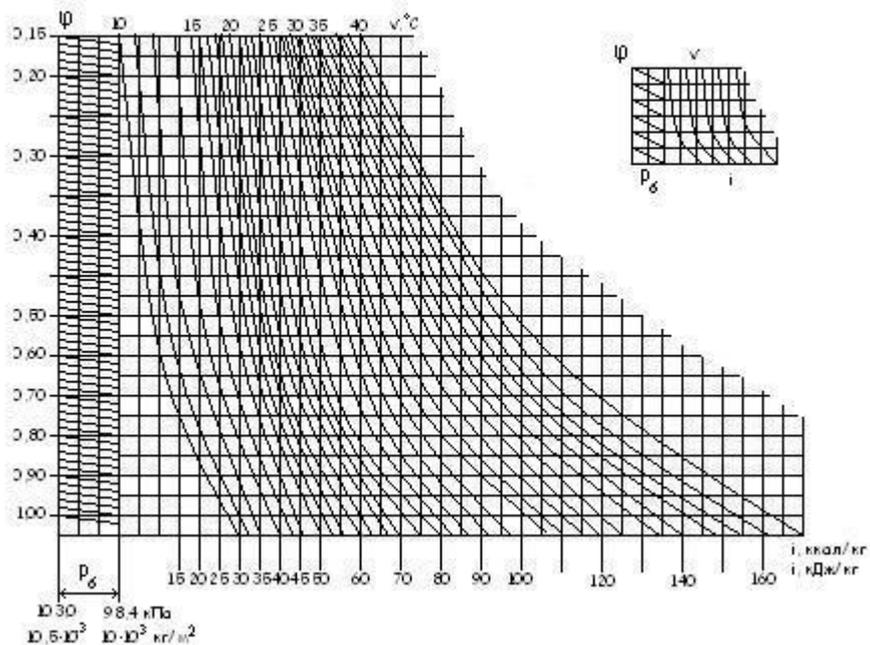
В ряде случаев, при отсутствии надежных данных о сопротивлении отдельных элементов градирни или характеристики вентилятора можно прикидочный расчет градирни производить, исходя из номинальной подачи вентилятора $G_в$. При этом на втором этапе расчета плотность орошения определяется не из кубического уравнения, а непосредственно из формулы

$$q_{жс} = \frac{G_в \cdot \gamma_1}{\lambda \cdot f_{op}}$$

ЛИТЕРАТУРА

1. Строительные нормы и правила: Водоснабжение. Наружные сети и сооружения. СНиП 2.04.02-84. – М.: Стройиздат, 1985г. – 134 с.
2. Абрамов Н.Н. водоснабжение. – М.: Стройиздат, 1982г. – 440с.
3. Справочник проектировщика. Водоснабжение населенных мест и промышленных предприятий. – М.: Стройиздат, 1977г. – 288с.
4. Николадзе Г.И. Технология очистки природных вод. – М.: Высшая школа, 1987г. – 480с.
5. Кожин В.Ф. Очистка питьевой и технической воды. – М.: Стройиздат, 1971г. – 303с.
6. Громогласов А.А., Копылов А.С., Пильщиков А.П. Водоподготовка: процессы и аппараты – М.: Энергоатомиздат, 1990г. – 271с.
7. Кучеренко Д.И., Глатков В.А. Обратное водоснабжение. – М.: Стройиздат, 1980г. -169с.
8. ВНИИ ВОДГЕО Госстроя СССР. Пособие по проектированию градирен (к СНиП 2.04.02-84).- М.: Стройиздат, 1989г. – 191с.

Приложение 1



Номограмма для определения величины удельных энтальпий воздуха.

Приложение 2

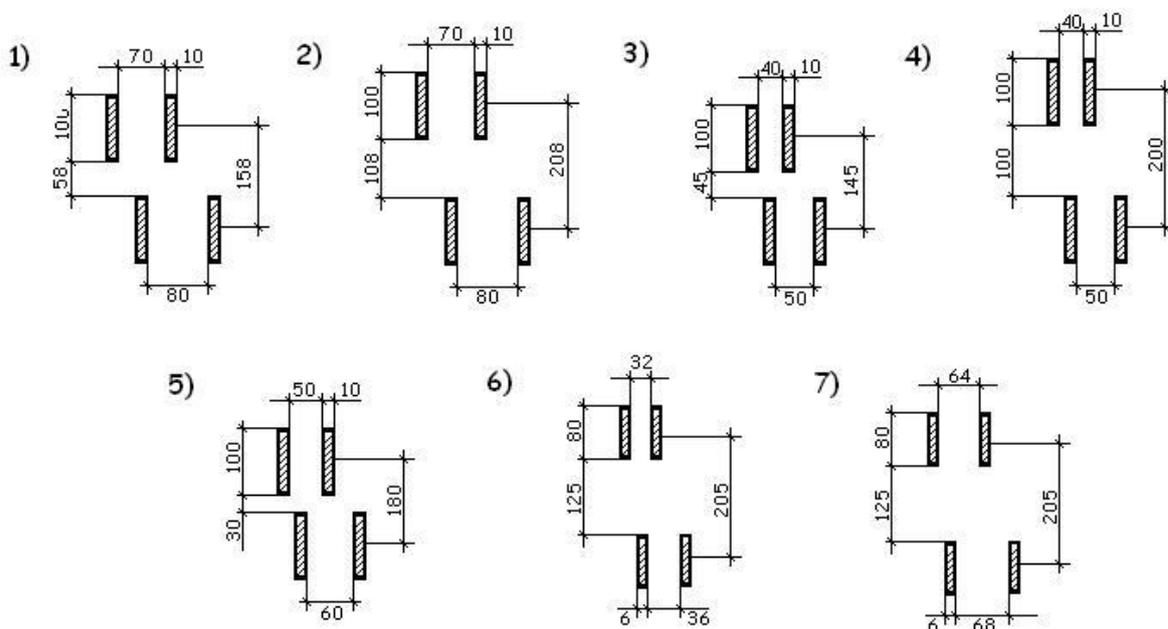


Схема деревянных пленочных оросителей.

Приложение 3

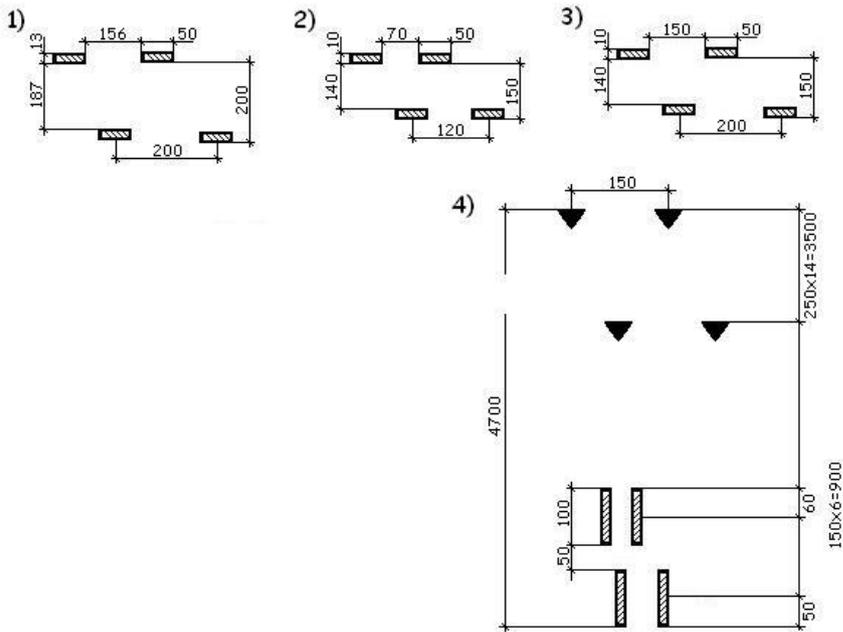
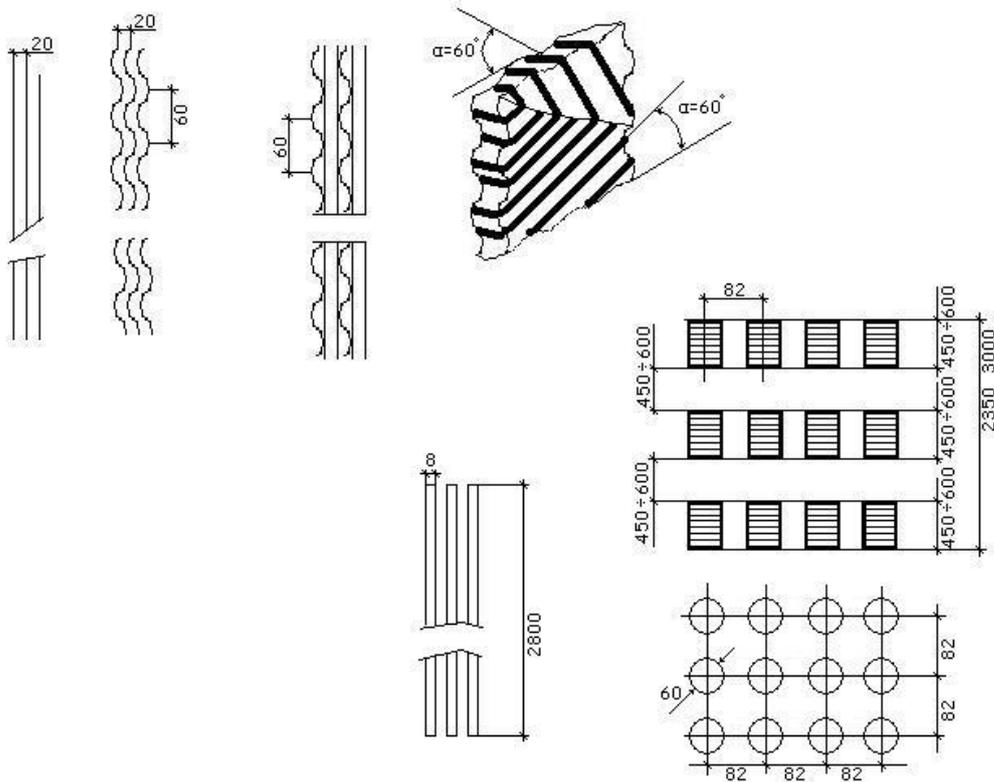


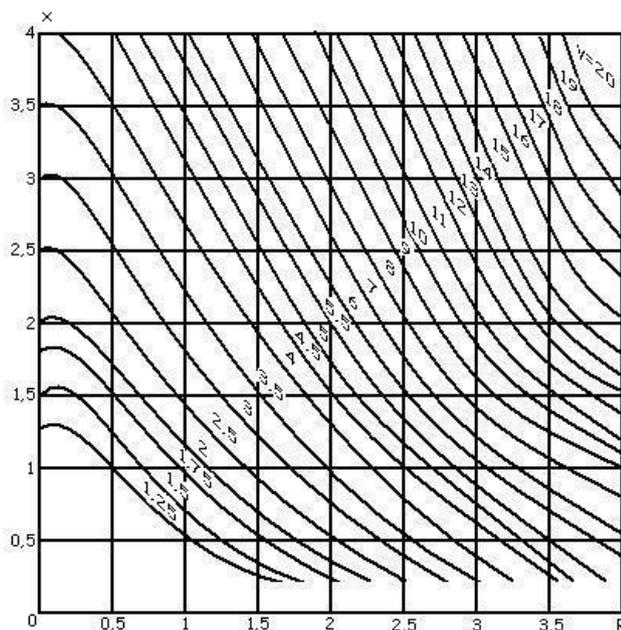
Схема деревянных капельных (1-3) и капельно-пленочного (4) оросителя.

Приложение 4



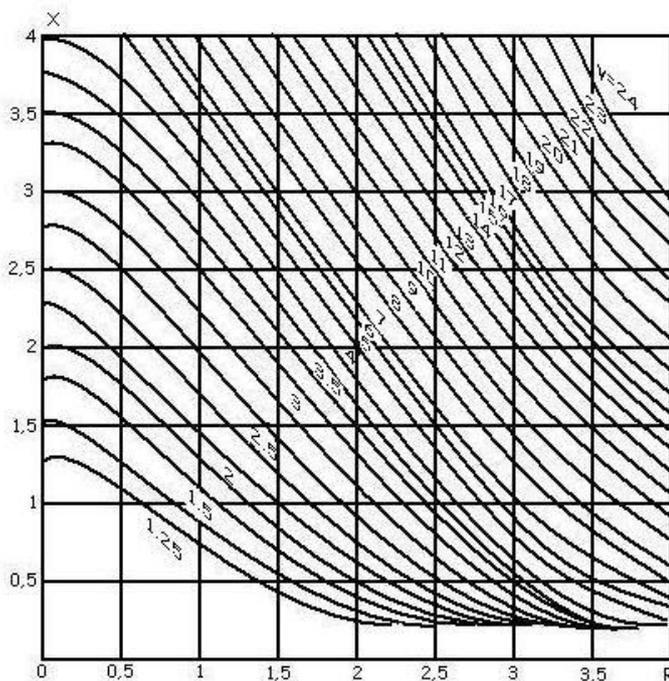
Схемы пленочных пластмассовых (1-5) и асбестоцементных оросителей.

Приложение 5



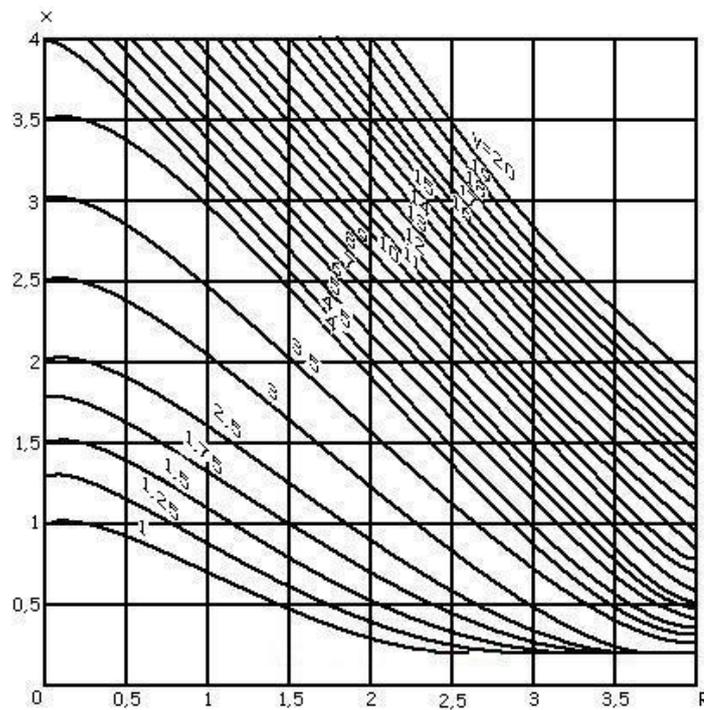
Зависимость x от Y и R при $m=0.3$

Приложение 6



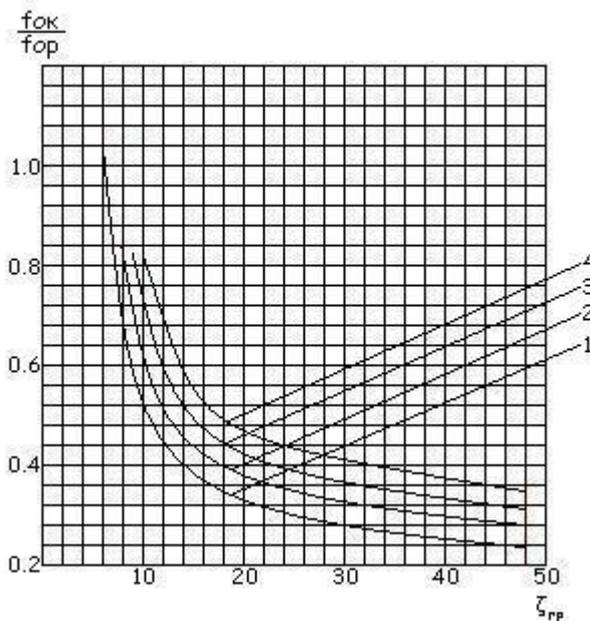
Зависимость x от Y и R при $m=0.5$

Приложение 7



Зависимость x от Y и R при $m=0.7$

Приложение 9



1. Башенные градирни;
2. Отдельно стоящие градирни с конфуззором и диффузором перед и после вентилятора;
3. Квадратные секционные градирни;
4. Прямоугольные секционные градирни (отношение сторон(1:1.5)).

График зависимости $z_{гр}$ от отношения $f_{ок}/f_{ор}$.
Приложение 8

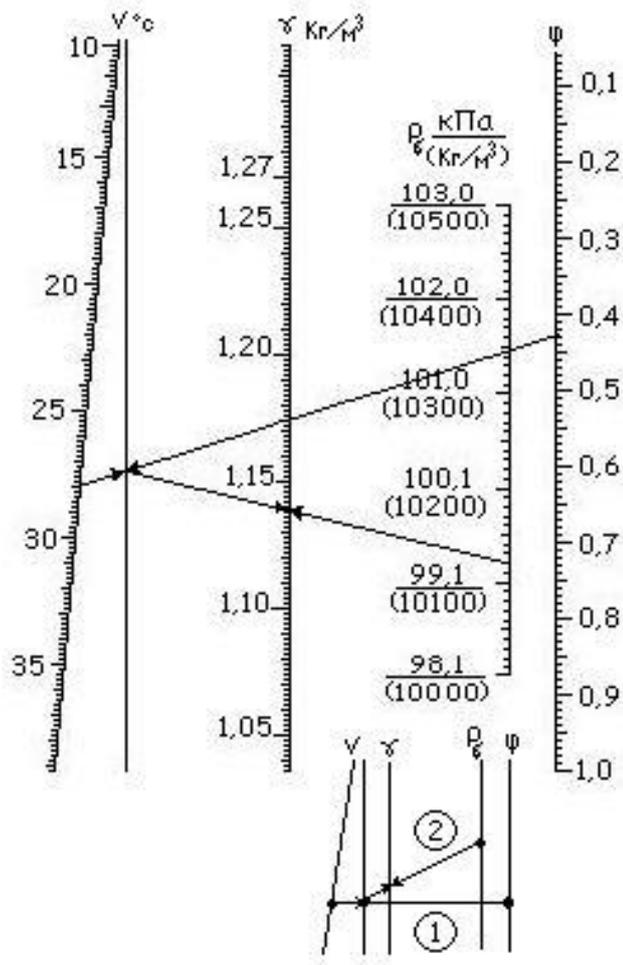


График для определения плотности влажного воздуха.

Приложение 10

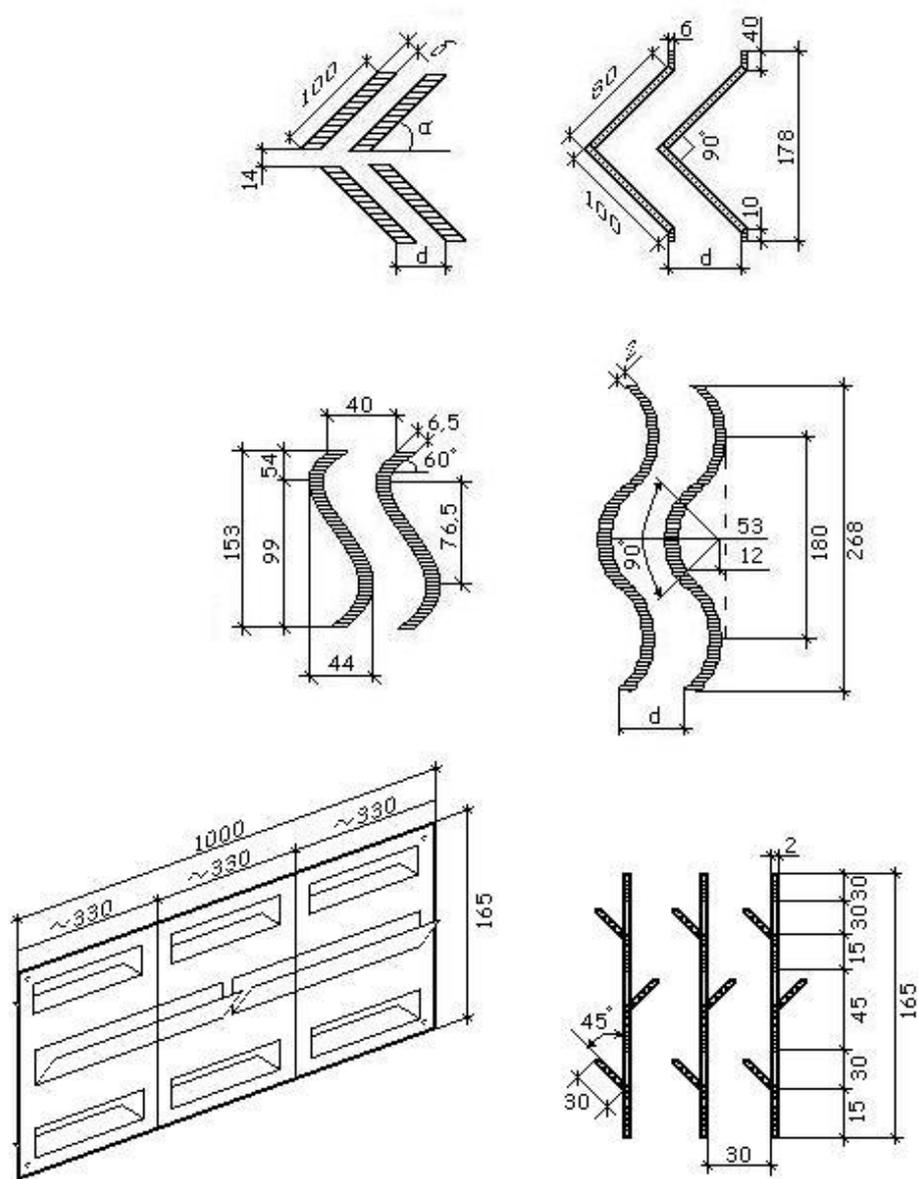


Схема водоуловителей.

МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ К РАСЧЕТУ ПРОМЫШЛЕННОГО ВОДОСНАБЖЕНИЯ (ДОПОЛНЕНИЕ КО 2-Й ЧАСТИ)

Расчет градиен систем оборотного водоснабжения

Пример: Определить количество вентиляторных градиен (секций)

Заданные параметры:

Расходы воды в оборотной системе $G_{ж}=5900 \text{ м}^3/\text{ч}$

Расчетные параметры атмосферного воздуха:

температура по сухому термометру $V_1=23^\circ\text{C}$
 относительная влажность $\phi_1=0,6$
 барометрическое давление $P_6=1,02 \cdot 10^4 \text{ кгс/м}^2 (750 \text{ мм рт ст})$
 температура воды на входе в градирню $t_1=35^\circ\text{C}$
 температура охлажденной воды $t_2=25^\circ\text{C}$

Принята к привязке градирня вентиляторная, отдельно стоящая, имеющая следующие конструктивные параметры:

площадь орошения $f_{ор}=380 \text{ м}^2$
 высота оросителя $h_{ор}=4,7 \text{ м}$

ороситель-деревянный капельно-пленочный

Решение

Первый этап расчета. Определение удельного расхода воздуха λ .

1. При $V_1=23^\circ\text{C}$ по табл.2.4.[1]) $P_n''=286 \text{ кгс/м}^2$; $\gamma_n''=20,6 \cdot 10^{-3} \text{ кгс/м}^3$.

2. По формуле [1.-С.21] плотность влажного атмосферного воздуха

$$\gamma_n'' = \frac{P_6 - \phi_1 P_n''}{R_{с.в.} (V_1 + 273,2)} + \phi_1 \cdot \gamma_n'' = \frac{1,02 \cdot 10^4 - 0,6 \cdot 286}{29,27(23 + 273,2)} + 0,6 \cdot 20,6 \cdot 10^{-3} = 1,17 \text{ кгс/м}^3 \phi_1$$

3. По таблице 2.4.[1] определяют значения величин P_n'' и γ_n'' для температуры воды

$t_1=35^\circ\text{C}$	$P_n''=573 \text{ кгс/м}^2$	$\gamma_n''=39,6 \cdot 10^{-3} \text{ кгс/м}^3$
$t_1=25^\circ\text{C}$	$P_n''=323 \text{ кгс/м}^2$	$\gamma_n''=29 \cdot 10^{-3} \text{ кгс/м}^3$
$t_{ср} = \frac{t_1 + t_2}{2} = 30^\circ\text{C}$	$P_n''=433 \text{ кгс/м}^2$	$\gamma_n''=30,3 \cdot 10^{-3} \text{ кгс/м}^3$

4. По формуле [1.-С.21] величины удельных энтальпий (теплосодержаний) для различных значений t и ϕ :

для $t_1=35^\circ\text{C}$ и $\phi=1,0$

$$\dot{I}_1 = 0,24 \cdot t_1 + \frac{\phi \cdot \gamma_n'' R_{св} (t_1^0 + 273,2)}{P_p - \phi P_n''} (595 + 0,47 t_1) =$$

$$= 0,24 \cdot 35 + \frac{1,0 \cdot 39 \cdot 10^{-3} \cdot 29,27 (595 + 0,47 \cdot 35)}{1,02 \cdot 10^4 - 1,0 \cdot 573} (595 + 0,47 \cdot 35) = 31,2 \text{ ккал/кг;}$$

для $t_2=25^\circ\text{C}$ и $\phi=1,0$

$$\dot{I}_2 = 0,24 \cdot 25 + \frac{1,0 \cdot 29 \cdot 10^{-3} \cdot 29,27 (25 + 273,2)}{1,02 \cdot 10^4 - 1,0 \cdot 323} (595 + 0,47 \cdot 25) = 18,4 \text{ ккал/кг;}$$

для $V_2=30^\circ\text{C}$ и $\phi=1,0$

$$\dot{I}_n'' = 0,24 \cdot 30 + \frac{1,0 \cdot 30,3 \cdot 10^{-3} \cdot 29,27 (30 + 273,2)}{1,02 \cdot 10^4 - 1,0 \cdot 433} (595 + 0,47 \cdot 30) = 24 \text{ ккал/кг;}$$

для $V_2=23^\circ\text{C}$ и $\phi=0,6$

$$\dot{I}_1 = 0,24 \cdot 23 + \frac{0,6 \cdot 20,6 \cdot 10^{-3} \cdot 29,27 (23 + 273,2)}{1,02 \cdot 10^4 - 1,0 \cdot 286} (595 + 0,47 \cdot 23) = 11,99 \text{ ккал/кг;}$$

Значение удельных энтальпий можно определить также по номограмме прил.2.

5. Выражение δ_i'' вычисляется по формуле [1.-С.16]

$$\delta_i'' = \frac{I_1'' + I_2'' - 2I_m''}{4} = \frac{31,2 + 18,4 - 2 \cdot 24}{4} = 0,4 \text{ ккал/кг.}$$

6. Вспомогательные величины вычисляются по формулам [1.-С.14]

$$Y = \frac{I_1'' + I_1' - \delta_i''}{I_2'' - I_1' -} = \frac{31,2 + 11,99 - 0,4 - 2 \cdot 24}{18,4 - 11,99 - 0,4} = 3,13$$

$$K = 1 - \frac{t_2 \cdot C_{жс}}{\tau} = 1 - \frac{1 - 25}{595} = \dots$$

$$U = \frac{(t_2 - t_1)C_{жс}}{(i_2'' - i_1' - \delta_i'')K} = \frac{(35 - 25) \cdot}{(18 - 4 - 11,99 - 0,4) \cdot 0,957} = 1,74$$

$$R = \frac{U^{1-m}}{A \cdot h_{оп}} = \frac{1,74^{1-0,733}}{0,324 \cdot 4,7} = \frac{1,74^{0,267}}{0,324 \cdot 4,7} = 0,762$$

где m и A – параметры, характерные для принятого типа капельно-плёночного орошителя (табл.2.5)[1].

7. По графику прил.5 определяется вспомогательная величина x по значениям вспомогательных величин Y и R при m=0,7. x=1,89 [1.-С.19].

$$\text{Удельный расход воздуха } \lambda = \frac{U}{X} = \frac{1,74}{1,89} = 0,92 \text{ кг/кг воды.}$$

Второй этап расчета. Определение плотности орошения $q_{ж}$ и количества градирен (секций) N.

Здесь возможны два варианта определения :

-вариант с решением кубического уравнения (более сложный и точный, но требующий дополнительного привлечения справочных данных, имеющихся в методических указаниях)[1];

-вариант приблизительного расчета градирен, исходя из номинальной подачи воздуха вентилятором.

Методика и пример расчета по первому варианту подробно изложены в литературе [7,8] «Методических указаний» [1].

Второй вариант более простой ,а результаты, полученные при расчете по нему, отличаются от данных, полученных по первому варианту, на величину вполне допустимую для практических расчетов (отличие не более 1-2%).

Поэтому в настоящих методических указаниях приведен способ расчета по второму варианту.

9. По величине λ , полученной в результате первого этапа расчета и номинальной подаче воздуха вентилятором G_g'' м³/ч прил.6., определяется плотность орошения по формуле [1.-С.23]:

$$q_{ж} = \dots$$