

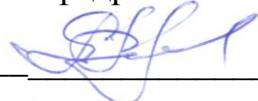
МИНОБРНАУКИ РОССИИ

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

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

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

Заведующий кафедрой



P.A. Ковалев

**МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ
по проведению практических (семинарских) занятий
по дисциплине (модулю)
«Реагентное хозяйство систем водоснабжения и водоотведения»**

**основной профессиональной образовательной программы
высшего образования – программы бакалавриата**

по направлению подготовки
08.03.01 – "Строительство"

с профилем
"Водоснабжение и водоотведение"

Форма(ы) обучения: очная, очно-заочная

Идентификационный номер образовательной программы: 080301-02-22

Тула 2022 год

Разработчик(и) методических указаний

Корнеева Н.Н., доцент, к.т.н.
(ФИО, должность, ученая степень, ученое звание)


(подпись)

Основные технологические схемы подготовки питьевой воды и выбор Составление высотной технологической схемы очистки воды

Сочетание соответствующих технологических процессов и сооружений составляет технологическую схему улучшения качества воды. Используемые в практике водоподготовки технологические схемы можно классифицировать следующим образом: реагентные и безреагентные; по эффекту осветления; по числу технологических процессов и числу ступеней каждого из них; напорные и безнапорные.

1. Реагентные и безреагентные технологические схемы применяют при подготовке воды для хозяйственно-питьевых целей и нужд промышленности. Указанные технологические схемы существенно различаются по размерам водоочистных сооружений и условиям их эксплуатации (рис. 1 и 2 см. лекцию 8.).

Процессы обработки воды с применением реагентов протекают интенсивнее и значительно эффективнее. Так, для осаждения основной массы взвешенных веществ с использованием реагентов необходимо 2—4 ч, а без реагентов — несколько суток. С использованием реагентов фильтрование осуществляется со скоростью 5 - 12 м/ч и более, а без реагентов — 0,1—0,3 м/ч (медленное фильтрование).

Водоочистные сооружения для обработки воды с применением реагентов значительно меньше по объему, компактнее и дешевле, но сложнее в эксплуатации, чем сооружения безреагентной схемы. Поэтому безреагентные технологические схемы (с гидроциклонами, акустическими, намывными и медленными фильтрами), как правило, применяют в небольших системах водоснабжения при цветности исходной воды до 50 град, безреагентные схемы применяют при неглубоком осветлении воды в системах водоснабжения

промышленных объектов. Для этих целей иногда используют одно отстаивание или одно фильтрование на грубозернистых фильтрах или микрофильтрах.

2. По эффекту осветления различают технологические схемы для полного или глубокого осветления воды и для неполного или грубого осветления. В первом случае очищенная вода соответствует требованиям питьевой воды (ГОСТ 2874—82), во втором — содержание взвеси в очищенной воде во много раз больше (до 50—100 мг/л). Обычно грубо-осветленную воду используют для охлаждения различного производственного оборудования.

Глубокому осветлению подвергают воду хозяйствственно-питьевых и других производственных водопроводов, где к качеству технической воды предъявляют высокие требования. Технологию для неполного осветления воды обычно используют при подготовке технической воды.

3. По числу технологических процессов и числу ступеней каждого из них технологические схемы подразделяют на одно-, двух- и многопроцессные. Так, усовершенствованная технологическая схема на рис. 2, б является двухпроцессной, когда два основных технологических процесса — обработка воды в слое взвешенного осадка и фильтрование — осуществляются последовательно и однократно (в одну ступень). Аналогичная технологическая схема с флотатором приведена на рис. 2, г. В том случае, когда один из основных технологических процессов осуществляется дважды или более раз, технологическая схема называется двух-, трех- или многоступенчатой. Например, на рис. 2, в показана однопроцессная технологическая схема с контактными осветителями, где основной технологический процесс — фильтрование — осуществляется дважды.

Количество технологических процессов и число ступеней каждого из них зависят от требований, предъявляемых к воде потребителем, и качества

исходно?! воды. Так, для грубого осветления воды можно ограничиться процессом осаждения, центрифугирования или только фильтрованием, в то время как при обработке высокомультиных вод для хозяйствственно-питьевых целей применяют осаждение в две ступени с последующим-фильтрованием в одну ступень или используют технологическую схему, предусматривающую предварительное осветление воды в гидроциклах с последующей очисткой по технологическим схемам на рис. 11.1, а или 11.2, б.

В практике подготовки воды для нужд промышленности (ТЭС, химической и др.) применяют напорные технологические схемы с многоступенчатым фильтрованием.

4. По характеру движения обрабатываемой воды технологические схемы подразделяют на самотечные (безнапорные) и напорные (см. рис. 11.1). На городских и крупных промышленных водоочистных комплексах исходная вода движется по сооружениям самотеком, при этом уровень воды в каждом последующем сооружении ниже уровня в предыдущем. Разность уровней определяет напор, требуемый для преодоления гидравлических сопротивлений внутри сооружения и в коммуникациях от одного сооружения к другому. Поэтому увязка взаимного расположения отдельных очистных сооружений технологической схемы (т. е. построение высотной схемы) имеет первостепенное значение.

При напорной технологической схеме обрабатываемая вода от сооружения к сооружению движется под давлением выше атмосферного, поэтому отдельные сооружения можно располагать на одной отметке. Напорные очистные сооружения должны быть герметичными и рассчитаны на давление, развиваемое насосами. При использовании напорных технологических схем резервуары чистой воды и насосную станцию II подъема можно не устраивать. В отдельных случаях очищенная вода под напором

насосов I подъема передается непосредственно в сеть потребителей (см. рис. 1, a). Наоборот, при безнапорном движении воды по очистным сооружениям необходимы две насосные станции и резервуары чистой воды. При напорных технологических схемах значительно повышается металлоемкость водоочистных сооружений, что ограничивает их производительность.

Выбор технологической схемы улучшения качества воды зависит не только от качества воды источника и требований потребителя, но и от количества потребляемой воды. Например, для обработки небольшого количества цветной или мутной воды не может быть рекомендована без изменения (по экономическим соображениям) основная технологическая схема. В этом случае вместо горизонтальных отстойников следует применять вертикальные, а смеситель можно заменить соплом Вентури или шайбой.

Ориентировочно технологическая схема для осветления и обесцвечивания воды до лимитов ГОСТ 2874—82 может быть выбрана по рекомендациям СНиП 2.04.02—84 «Водоснабжение, наружные сети и сооружения» (табл. 15) исходя из показателей мутности, цветности и производительности очистных сооружений с учетом требований к качеству осветленной воды. (Таблицу привести к конкретным технологическим схемам осветления воды. Рис.1,2)

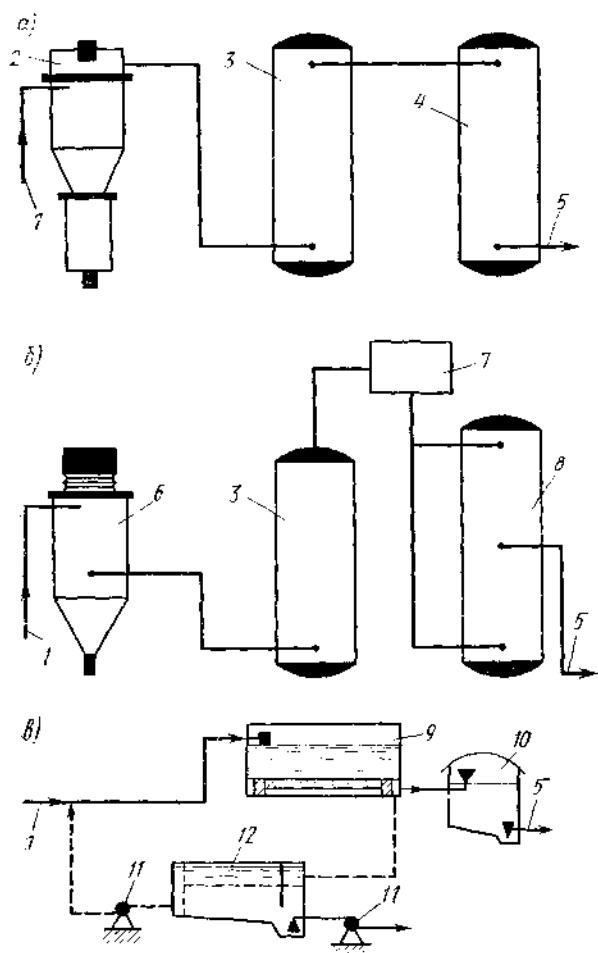
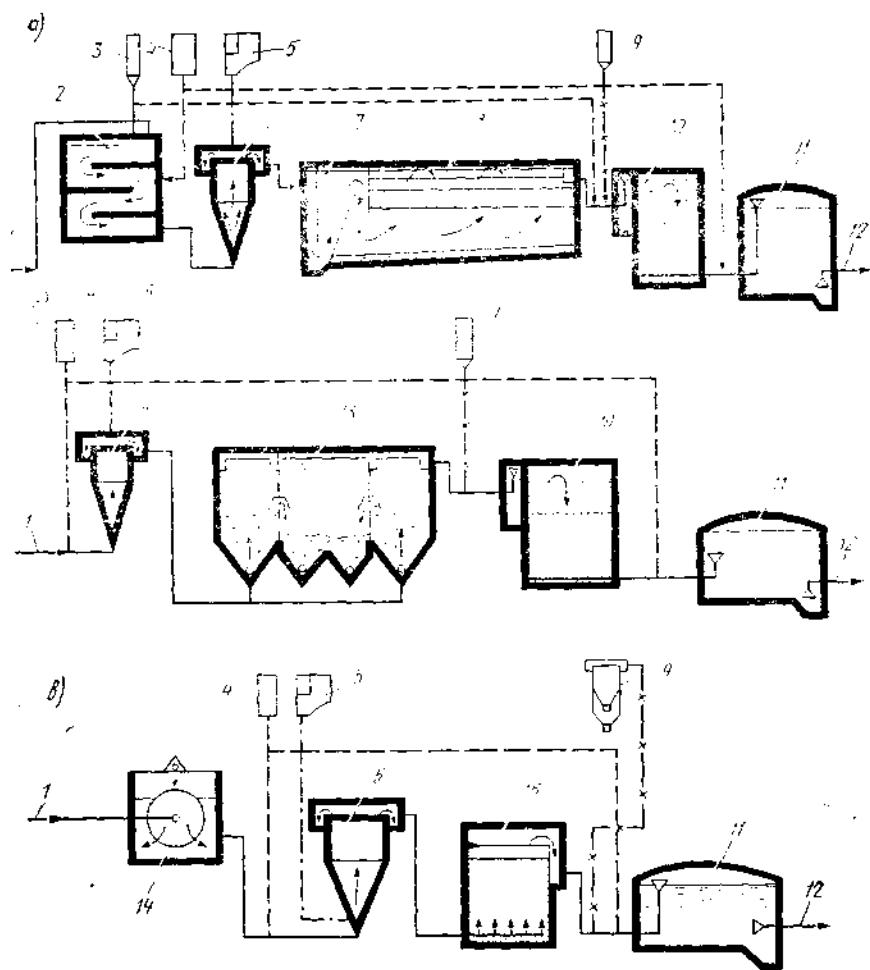


Рис.1(а,б,в). Безреагентные технологические схемы улучшения качества воды с гидроциклоном (а), акустическим фильтром (б), медленным фильтром.

1, 5 – подача исходной воды и отвод фильтрата; 2 – гидроциклон; 3 – скорый фильтр 1 ступени; 4 – скорый фильтр 2-ой ступени; 6 – акустический фильтр; 7 – распределительная емкость; 8 – двухпоточный двухслойный

фильтр 2-ой ступени; 9 – медленный фильтр; 10 – РЧВ; 11 – насос; 12 – сооружения для оборота и повторного использования промывных вод.



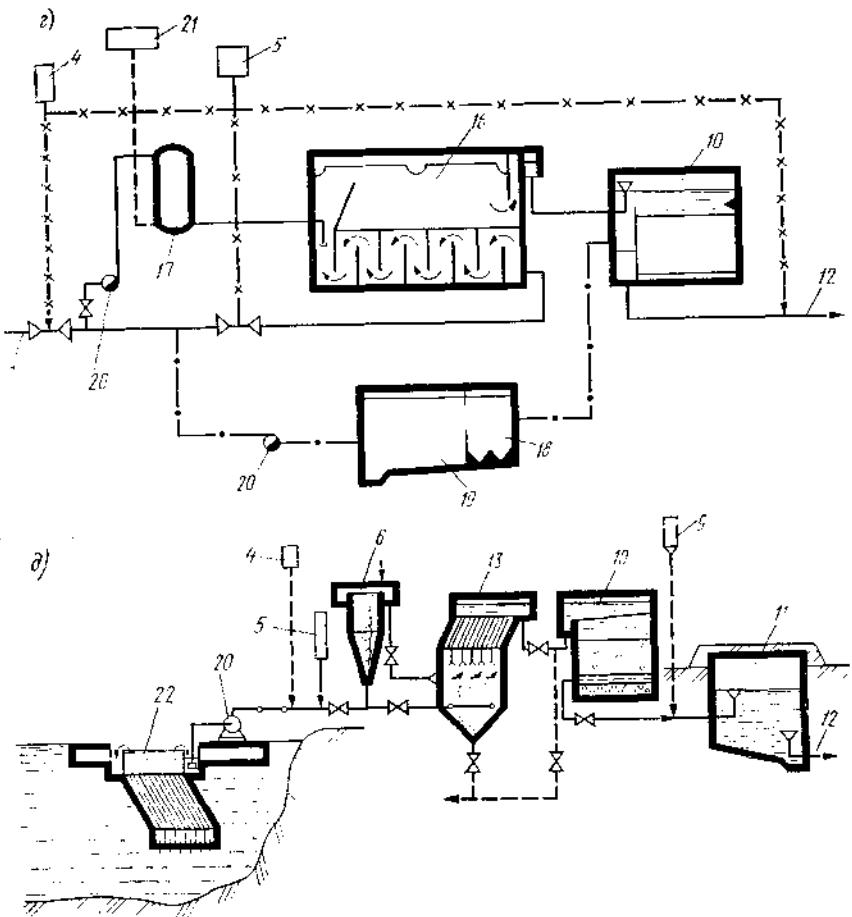


Рис. 2 (а,б,в,г,д). Реагентные технологические схемы улучшения качества воды с отстойниками (а), осветлителями со слоем взвешенного осадка (б), контактными осветлителями и микрофильтрами(в), флотаторами (г), тонкослойными отстойниками на плаву (д).

1,12 – подача исходной воды и отвод обработанной; 2 – контактный резервуар; 3 – установка углевания воды; 4 – хлораторная; 5 – баки коагулянта; 6 – вертикальный смеситель; 7 – камера хлопьеобразования; 8 – горизонтальный отстойник с тонкослойными модулями; 9 – фтораторная установка; 10 скорый фильтр; 11 – РЧВ; 13 – осветлитель во взвешенным слоем осадка; 14 - микрофильтр; 15 – контактный осветлитель; 16 – флотатор; 17 – напорный бак; 18, 19 – резервуар-

усреднитель промывных вод с песколовкой; 20 – насос; 21 – компрессор; тонкослойный отстойник на понтонах.

2. Определение производительности водопроводных очистных станций.

Полная производительность очистной станции $Q_{полн}$ составляет:

$$Q_{полн} = \alpha \cdot Q_{полезн} + Q_{дон}, \quad (1.1)$$

где $Q_{полезн}$ – полезная производительность водопроводной О.С.;

α - коэффициент, учитывающий расход воды на собственные нужды водопроводной О.С.

$$\alpha = 1 + n_1\alpha_1 + n_2\alpha_2 + n_3\alpha_3 + n_4\alpha_4, \quad (1.2.)$$

где n_1 - количество ступеней осветления воды;

n_2 - количество ступеней фильтрования воды;

n_3 - количество ступеней дополнительной обработки воды (умягчение, обессоливание и т.д.);

n_4 - количество ступеней предварительного процеживания воды через микрофильтры и барабанные сетки;

α_1 - коэффициент, учитывающий потери воды со сбросом осадка на сооружения отстаивания воды $\alpha_1 = 0,015 \div 0,03$;

α_2 - коэффициент, учитывающий потери воды при промывке фильтров, $\alpha_2 = 0,03 \div 0,04$;

α_3 - коэффициент, учитывающий потери воды на станции умягчения или обессоливания, $\alpha_3 = 0,2 \div 0,3$;

α_4 - коэффициент, учитывающий потери воды при промывке микрофильтров ($\alpha_4 = 0,005$) или барабанных сеток .

$$n_2 = 2; \alpha_2 = 0,03; n_3 = 0: \alpha = 1 + 0 + 0,03 + 1 \cdot 0,07 + 1 \cdot 0,005 = 1,105$$

$Q_{дон}$ – дополнительный расход воды, проходящей через О.С. при наполнении противопожарного запаса в РЧВ

$$Q_{дон} = \frac{3,6 \cdot t_{пож} (n' \cdot q_1 + n'' \cdot q_2)}{T_{n.n.z}}, \quad (1.3.)$$

где $t_{пож}$ – расчетное время тушения пожара по СНиП равно-3 часа;

n' – расчетное количество пожаров, одновременно возникающих в населенном пункте;

n - расчетное количество пожаров, одновременно возникающих на промышленном предприятии;

q_1 и q_2 – соответственно, расходы воды на тушение одного пожара в жилой застройке и на промышленном предприятии;

$T_{n.n.z.}$ – время пополнения противопожарного запаса: для жилой застройки I категории надежности – 24ч, для промышленного предприятия – 36ч, в небольших населенных пунктах – 72ч.

$$Q_{don} = \frac{3,6 \cdot 3(3 \cdot 40 + 1 \cdot 5)}{24} = 56,25 \text{ } m^3/\text{сум} ;$$

$$Q = Q_{noz} \cdot \alpha + Q_{don} = 1,105 \cdot 45000 + 56,25 = 49781,25 \text{ } m^3/\text{сум} ;$$

Определение расчетных доз реагентов

Определение расчетных доз коагулянта.

В качестве коагулянта принимаем сернокислый алюминий , кусковой, неочищенный - $Al_2(SO_4)_3$.

Дозу коагулянта D_k , допускается принимать при обработке:

- мутных вод по табл. 16 СНиП 2.04.02-84; - цветных вод по формуле:

$$D_k = 4\sqrt{Ц}, \quad (3.1.)$$

где $Ц$ – цветность обрабатываемой воды, град.

В этом случае:

При $M=350$ мг/ л. - доза по мутности: 40 мг/л

При цветности $Ц=45$ градусов-доза по цветности: 26,8 мг/л

Для расчета принимается максимальная доза коагулянта 27 мг/л , т.к.

согласно Примечанию 2 Таблицы 16 доза коагулянта для контактных префильтров и контактных фильтров принимается на 10-15 % ниже, чем по таблице.

4.2. Определение потребной дозы флокулянта.

В качестве флокулянта используем полиакриламид (ПАА). Дозу флокулянта следует принимать при вводе перед камерой хлопьеобразования по табл. 17 СНиП 2.04.02-84 $D_\phi = 0,4$ мг/л

4.3. Определение дозы хлорсодержащих реагентов.

Дозу хлорсодержащих реагентов при предварительном хлорировании и для улучшения хода коагуляции и обесцвечивания воды, также для улучшения санитарного состояния сооружений, следует принимать 7 мг/л (п.6.18. Для обеззараживания доза хлора принимается 2 мг/л .

Хлорсодержащие реагенты рекомендуется вводить за 1-3 минуты до ввода коагулянтов.

Хлор для обеззараживания воды вводится после фильтрования воды через РЧВ.

4.4. Определение потребной дозы подщелачивающего реагента.

Дозу подщелачивающего реагента D_u , мг/л , необходимой для улучшения процесса хлопьеобразования, следует определять по формуле:

$$D_u = K_u \left(\frac{D_k}{e_k} - W_0 \right) + 1, \quad (4.1.)$$

где D_k – доза безводного коагулянта, мг/л ;

e_k – эквивалентная масса коагулянта, $мг - экв/л$, принимаем для $Al_2(SO_4)_3$ равной-57;

K_u – коэффициент, равный для извести 28 ;

\mathcal{H}_0 – минимальная щелочность воды, $мг - экв/л$;

$$D_u = 28 \left(\frac{35}{57} - 1,9 \right) + 1 = -35 \text{ } мг/л, \text{ что говорит о том, что подщелачивания не требуется.}$$

При положительном ответе принимается известь, которая привозится на станцию или в виде:

- кусковой негашеной извести. Гашение с получением известкового теста производится в гасильных ямах (для станции небольшой производительности) или в аппаратах для безотходного гашения;
- извести пущенки, которая хранится на складе;
- известкового теста;
- известкового молока с известковых заводов.

Расчет сооружений реагентного хозяйства.

Коагулирование воды осуществляется раствором сернокислого алюминия. Неочищенным кусковой сернокислый алюминий с содержанием 33,5% безводного вещества поставляется на ж/д станцию в крытых вагонах навалом (масса нетто вагона 60т), разгружается в а/самосвалы грузоподъемностью 5 т и доставляется на станцию очистки воды.

Принимаем мокрое хранение коагулянта как наиболее перспективное. Так как производительность очистных сооружений больше 32000 м³/сут принята к проектированию схема реагентного хозяйства с растворными баками, баками- хранилищами и расходными баками.

Суточный расход коагулянта по техническому продукту составляет

$$G_{\text{сут}} = \frac{Q_{\text{сут}} \cdot D_k}{10000 \cdot P_c} \quad \text{т/сут}$$

где

D_k - расчетная доза коагулянта в мг/л;

P_c - содержание безводного продукта в коагулянте, %.

$$G_{\text{сут}} = 48\ 600 \times 40,5 / 10000 \times 33,5 = 4,92 \text{ т/сут.}$$

Требуемое количество ж/д вагонов, единовременно доставляющих коагулянт на станцию определяется из условия минимального и максимального времени хранения и использования, составляющего соответственно 15 и 30 суток.

Тогда требуемое количество вагонов N_в будет

$$N_v = G_{\text{сут}} \cdot T / G_{\text{ваг}}, \text{ где } G_{\text{ваг}} = 60 \text{ т} - \text{вес вагона}$$

$$N_{v1} = 4,92 \times 15 / 60 = 1,23; \quad N_{v2} = 4,92 \times 30 / 60 = 2,46$$

Единовременная доставка коагулянта на станцию осуществляется двумя вагонами общим весом 120 т со временем его использования равным

$$T = G_{\text{ваг}} \cdot N_v / G_{\text{сут}} = 2 \times 60 / 4,92 = 25 \text{ суток.}$$

Общий объем растворных баков и баков- хранилищ Σ W определяется исходя из общего веса привозимого на станцию коагулянта.

$$\Sigma W = W_p + W_{\delta-x}$$

Концентрация раствора коагулянта в растворных баках и баках-хранилищ принята $b_p = 17\%$ (п.6.21 СНиП 2.04.02-84*) при плотности раствора $\gamma_p = 1,18 \text{ т}/\text{м}^3$.

$$\text{Тогда } \Sigma W = 100G_{\text{бар}} \cdot N_b / (\gamma_p \cdot b_p) = 100 \times 60 \times 2 / (1,18 \times 17) = 598,2 \text{ м}^3$$

Объем растворного бака W_p принимаем из условия единовременной загрузки его двумя а/м грузоподъемности по 5 т. Количество растворных баков принято равное $n_p = 3$, количество баков-хранилищ принято $n_{б-x} = 3$

$$W_p = 100G_{a/m} \cdot n_{a/m} / (\gamma_p \cdot b_p) = 5 \times 2 \times 100 / (1,18 \times 17) = 50 \text{ м}^3$$

Тогда объем бака-хранилища будет равен

$$W_{б-x} = (\Sigma W - W_p \cdot n_p) / n_{б-x} = (598,2 - 50 \times 3) / 3 = 149,4 \text{ м}^3$$

Время полного приготовления раствора коагулянта, включая загрузку, растворение отстаивание и перекачку в баки - хранилища принято равным 12 часам. Растворение и перемешивание коагулянта предусматривается сжатым воздухом с интенсивностью $8 \text{ л}/(\text{с} \cdot \text{м}^2)$.

Объем расходного бака принят исходя из времени работы $t=12$ часов, концентрации раствора $b=8\%$ с $\gamma=1,08 \text{ т}/\text{м}^3$ и равен

$$W = Q_{\text{сут}} \cdot t \cdot Dk / (10000b \cdot \gamma \cdot 24)$$

$$W = 48 \times 600 \times 12 \times 40,5 / 10000 \times 8 \times 1,08 \times 24 = 11,4 \text{ м}^3$$

К проектированию принимаем два бака емкостью по 12 м^3 каждый.

Определение параметров сооружений реагентного хозяйства.

1. Растворные баки

Высота раствора в растворном баке принята равной 2м, превышение кромки борта бака над раствором 0,3 м. Тогда площадь одного бака будет равна

$$F_p = W_p/H_p = 50/2 = 25 \text{ м}^2.$$

Длина бака принятия равной 5м, ширина 3 м. Нижняя часть растворного бака запроектирована с наклонными стенками к внутренней стороне бака под углом 25° (см. примечание п.6.24 СНиП2.04.02-84*) для чего предусматривается система гидросмыва осадка с одновременной подачей сжатого воздуха. Кусковой коагулянт выгружается из а/самосвалов на съемные колосниковые решетки из деревянного бруса с прозорами 12 мм (10-15 мм согласно СНиП).

Объем подколосниковой части (поддона) $W_{\text{под.р.}}$ принят равным 30% от емкости растворного бака

$$W_{\text{под.р.}} = 0,3 W_p = 0,3 \times 50 = 15 \text{ м}^3$$

Тогда объем пирамидальной части поддона будет равен

$$W_{\text{пирам.}} = 1/3 S_p h_{\text{пирам.}} = 1/3 S_p \cdot b \cdot \text{tg}\alpha = 1/3 \times 15 \times 3 \times 0.466 = 6,9 \text{ м}^3$$

при ее высоте $h_{\text{пирам.}} = 3 \times 0.466 = 1.4 \text{ м.}$

Высота вертикальных стенок поддона будет

минимальная $h_1 = (W_{\text{под.р.}} - W_{\text{пирам.}})/F_p = (15 - 6,9)/25 = 0,32 \text{ м}$

максимальная с учетом пирамидальной части поддона $h_2 = 0,32 + 1,4 = 1,72 \text{ м}$

Толщина стенок растворного бака и перегородок принята 0,2 м.

Для опорожнения и сброса осадка предусматривается трубопровод диаметром 150 мм из приемка нижней части поддона.

2. Баки-хранилища.

Объем одного бака-хранилища принят 150 м^3 . Ширина бака по конструктивным соображениям принята равной длине растворного бака, т.е. 5 м. Тогда, при длине бака- хранилища равной 9м, его высота будет 3,35 м. Общая строительная высота с учетом превышения кромки борта над уровнем раствора 0,3 м будет 3,65 м. Днища баков-хранилищ приняты с уклоном 0,01 к сбросному трубопроводу диаметром 100мм.

3. Расходные баки

Объем одного расходного бака принят 12 м^3 . Принимаем баки следующих размеров: длина - 3м, ширина - 2м, высота раствора -2м. Общая строительная высота 2,3 м. Днища расходных баков приняты с уклоном 0,01 к сбросному трубопроводу диаметром 100мм.

Расчет воздуходувок и воздухопроводов.

Для интенсификации процесса растворения коагулянта и перемешивания раствора в баках хранилищах и в расходных баках предусматривается подача воздуха с интенсивностью:

- в растворных баках $I = 8 \text{ л}/(\text{с}\cdot\text{м}^2)$ ($8-10 \text{ л}/(\text{с}\cdot\text{м}^2)$) согласно СНиП 2.04.02-84)
- в расходных баках и баках-хранилищах $I = 4 \text{ л}/(\text{с}\cdot\text{м}^2)$ ($4-5 \text{ л}/(\text{с}\cdot\text{м}^2)$) согласно СНиП 2.04.02-84).

Растворение коагулянта производится одновременно в трех растворных баках. Перемешивание раствора коагулянта в баках -хранилищах и расходных баках производится по очереди с подачей воздуха в один бак-хранилище и один расходный бак.

Тогда расчетный расход воздуха равен

$$Q_{\text{возд}} = (3Q_p^B + Q_{б-x}^B + Q_x^B) 60/1000 \text{ м}^3/\text{мин}$$

$$Q_p^B = F_p \cdot I = 25 \times 8 = 200 \text{ л/с}$$

$$Q_{б-x}^B = F_{б-x} \cdot I = 9 \times 5 \times 4 = 180 \text{ л/с}$$

$$Q_x^B = F_x \cdot I = 2 \times 3 \times 4 = 24 \text{ л/с}$$

$$Q_{\text{возд}} = (3 \times 200 + 180 + 24) 60/1000 = 48,24 \text{ м}^3/\text{мин}$$

Устанавливаем четыре воздуходувки (три рабочие и одну резервную) марки РМК-4 производительностью $16,4 \text{ м}^3/\text{мин}$ и избыточном давлении 15 м , принимаем электродвигатель мощностью 75 квт при скорости вращения 740 об/мин.

Скорость движения воздуха V в трубопроводе диаметром 200 мм при давлении $1,5 \text{ кгс}/\text{см}^2$ определяется по формуле (должна быть в пределах 10-15 м/мин.)

$$V = W / [60 \cdot (p+1) \cdot 0,785 d^2],$$

где W - производительность воздуходувок $\text{м}^3/\text{мин}$;

p - давление в воздухопроводе $p = 1,5 \text{ кгс}/\text{см}^2$;

d -диаметр воздуховода в м.

Тогда $V = 50 / [60 \cdot (1,5+1) \cdot 0,785 \times 0,2^2] = 10,6 \text{ м}/\text{мин}$, что в допустимых пределах.

Потеря давления в воздуховоде по длине $L=30 \text{ м}$ определяются по формуле

$$P_1 = 12,5 \beta G^2 L / (\gamma d^5),$$

где $G = W 60 \gamma$ - вес воздуха, проходящего через трубопровод в один час в кг/ч;

$L = 30 \text{ м}$ -длина воздуховода в м;

γ - удельный вес сухого воздуха (см. табл 19 В.Ф.Кожинов Очистка питьевой и технической воды). $\gamma = 1,917 \text{ кг}/\text{м}^3$ при $p = 1,5 \text{ кгс}/\text{см}^2$ и температуре 0°C ;

$\beta = f(G)$ - коэффициент сопротивления (см. табл. 19 В.Ф.Кожинов Очистка питьевой и технической воды).

Тогда

$$G = W 60 \gamma = 49,2 \times 60 \times 1,917 = 5659 \text{ кг}/\text{ч.}$$

$$P_1 = 12,5 \times 0,79 \times 5659^2 \times 30 / 1,917 \times 200^5 = 0,015 \text{ кгс}/\text{см}^2.$$

Потеря напора на местные сопротивления определяется

$$P_2 = 0,063 \Sigma \zeta \cdot V^2 / 10000 \text{ кгс}/\text{см}^2.$$

При наличии семи прямоугольных колен $\zeta_k = 1,5$ и шести отводов $\zeta_o = 2$ потеря напора будет

$$P_2 = 0,063 \times 22,5 \cdot 10,6^2 / 10000 = 0,016 \text{ кгс}/\text{см}^2$$

Следовательно, $\Sigma P = 0,015 + 0,016 = 0,031 \text{ кгс}/\text{см}^2$, или около 3% развивающейся воздушодувкой. Ввиду небольшой величины этого давления принимается ресивер уменьшенного объема.

Кроме магистрального воздуховода диаметром 200 мм устраиваются ответвления диаметром по 100 мм, системы стояков и горизонтальных дырчатых шлангов диаметрами 50 и 38 мм, располагаемых параллельно на расстоянии 500 мм под колосниковыми решетками растворных баков и по дну баков-хранилищ и расходных баков.

Аналогичные прорезиненные армированные шланги и винилластовые трубы диаметром 100 мм применяются для перепуска раствора из растворных баков и диаметром 50 мм для отведения раствора из расходных баков.

Стенки и днища железобетонных баков покрываются кислотостойкими плитами на кислотостойкой замазке.

Подбор насосов.

Для перекачки коагулянта из растворного бака в баки-хранилища и из баков-хранилищ в расходные баки применяются кислотостойкие насосы типа Х. Производительность насоса определена из условия перекачки коагулянта из растворного бака в бак-хранилище в течение одного часа. Принимаются два насоса (один рабочий, один резервный) марки 3Х-9Л-1 производительностью $60 \text{ м}^3/\text{ч}$ и напором 26 м. вод. ст.

Для дозирования реагентов в обрабатываемую воду применяется насосы-дозаторы типа НД.

Расход перекачиваемого коагулянта составляет

$$q_k = Q_{\text{полн}} \cdot D_k / (10000 b \cdot \gamma \cdot 24) = 48600 \times 40,5 / 10000 \times 8 \times 1,08 \times 24 = 0,94 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Принимаем насосы марки НД 1000/10 (1 рабочий, один резервный) производительностью 1,0 м³/ч и напором 1 МПа с частотой вращения 1500 об/мин и мощностью электродвигателя 2,2 квт.

Расчет установки для растворения флокулянта ПАА.

Для интенсификации процесса коагуляции применяется синтетический флокулянт. В качестве флокулянта используется товарный гелеобразный ПАА с содержанием 8% ПАА по активной части.

На станцию ПАА привозится в бочках объемом 150 кг. Приготовление раствора флокулянта производится в здании реагентного хозяйства на установке УРП-2, объемом 2м³ и производительностью 6 кг/ч по чистому продукту или 75 кг/ч по техническому продукту. Продолжительность растворения ПАА в установке составляет 40 мин, а время полного цикла приготовления раствора, включая перемешивания, отстаивание и перекачку раствора в расходные баки составляет 2 часа.

При часовом расходе ПАА на станции

$$G_{\text{ПАА}} = Q_{\text{сут}} \cdot D_{\text{ПАА}} \cdot 100 / (1000 P_c \gamma_{\text{ПАА}} \cdot 24) = 48600 \times 0,6 \times 100 / (1000 \times 8 \times 24) = 15,19 \text{ кг,}$$

где $P_c = 8 \%$

Контрольная работа по тестам.

Расчет смесителей

Рассчитать смеситель водопроводной очистной станции полной производительностью $Q_{\text{ч.полн}}=2000 \text{ м}^3/\text{ч}$ или $q_{\text{полн}}=555 \text{ л/с}$ и содержанием взвешенных веществ $C = 600 \text{ мг/л}$.

Ввиду возможности поступления в период паводка в исходной воде крупнодисперсных взвешенных веществ и применения в качестве коагулянта неочищенного сернокислого алюминия принят к проектированию и расчету два вертикальных вихревых смесителя квадратного сечения с пирамидальной нижней частью. Угол между наклонными стенками принят равным 30° (в пределах $30\dots45^\circ$).

Обрабатываемая вода должна подаваться по трубе в нижнюю часть смесителя с входной скоростью $1,2\dots1,5 \text{ м/с}$.

Расчетный расход воды на один смеситель будет равен $Q_q = 1000 \text{ м}^3/\text{ч}$ или $q=277,8 \text{ л/с}$.

Площадь горизонтального сечения верхней части смесителя

$$f_B = Q_q / v_B = 1000 / 108 = 9,26 \text{ м}^2,$$

где v_B - скорость восходящего потока в верхней части смесителя под водосборным устройством, равная $108\dots144 \text{ м/ч}$ или $30\dots40 \text{ мм/с}$.

При принятой квадратной форме верхней части смесителя в плане сторона его будет иметь размер:

$$b_B = \sqrt{f_B} = \sqrt{9,26} = 3,05 \text{ м.}$$

Трубопровод, подающий воду в нижнюю часть смесителя, принят внутренним диаметром 500мм. Тогда, при расходе воды через смеситель $Q_q=277,8 \text{ л/с}$, входная скорость будет равна $v_B = 1,33 \text{ м/с}$, что находится в пределах допустимой скорости $1,2\dots1,5 \text{ м/с}$.

Так как внешний диаметр подводящего трубопровода равен 530 мм, то размер в плане нижней части смесителя в месте примыкания данного трубопровода должен быть $0,53 \times 0,53 \text{ м}$, а площадь нижней части усеченной пирамиды составит $f_H = 0,53^2 = 0,28 \text{ м}^2$.

При принятой величине центрального угла в 30° , высота нижней пирамидальной части смесителя будет равна

$$h_H = 0,5(b_B - b_H) \operatorname{ctg} 30^\circ / 2 = 0,5 (3,05 - 0,53) 3,733 = 4,7 \text{ м.}$$

Объем пирамидальной части смесителя будет равен

$$W = h_H (f_B + f_H + \sqrt{f_B f_H}) / 3 = 4,7 (6,95 + 0,28 + \sqrt{6,95 \times 0,28}) / 3 = 13,5 \text{ м}^3.$$

Полный объем смесителя будет равен

$$W = Q_q t / 60 = 1000 \times 1,5 / 60 = 25 \text{ м}^3,$$

где t - продолжительность смешения реагента с водой (1...2 мин).

Объем верхней части смесителя будет равен

$$W_B = W - W_H = 25 - 13,5 = 11,5 \text{ м}^3.$$

Тогда высота верхней части смесителя будет

$$h_B = W_B / f_B = 11,5 / 9,26 = 1,24 \text{ м},$$

что соответствует требованиям СНиП 2.04.02-84* (1...1,5 м).

Полная высота смесителя будет равна

$$h_c = h_H + h_B = 4,7 + 1,24 = 5,97 \text{ м.}$$

Сбор воды производится в верхней части смесителя периферийным лотком через затопленные отверстия. Скорость движения воды в лотке $V_L = 0,6 \text{ м/с.}$ Вода, протекающая по лоткам в направлении бокового кармана, разделяется на два параллельных потока. Поэтому расчетный расход каждого потока будет:

$$Q_L = Q_q / 2 = 1000 / 2 = 500 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Площадь живого сечения сборного лотка

$$\omega_L = 500 / (0,6 \times 3600) = 0,232 \text{ м}^2.$$

При ширине лотка $b_L = 0,4 \text{ м}$ расчетная высота слоя воды в лотке

$$h_L = \omega_L / b_L = 0,232 / 0,4 = 0,58 \text{ м.}$$

Уклон лотка принят равным 0,02.

Площадь всех затопленных отверстий в стенах сборного лотка будет

$$F_o = Q_q / V_o \cdot 3600 = 1000 / 1 \times 3600 = 0,277 \text{ м}^2,$$

где $V_o = 1 \text{ м/с}$ - скорость движения воды через отверстия лотка.

Отверстия приняты диаметром $d_o = 80 \text{ мм}$, т.е. площадью $f_o = 0,00503 \text{ м}^2$.

Общее потребное количество отверстий

$$n_o = F_o / f_o = 0,277 / 0,00503 = 55 \text{ отв.}$$

Отверстия размещаются на боковой поверхности лотка на глубине 150 мм от верхней кромки лотка до оси отверстия.

При внутреннем периметре смесителя равном $p_o = 3,05 \times 4 = 12,20 \text{ м}$, шаг оси отверстий будет $e_o = p_o / n_o = 12,2 / 55 = 222 \text{ мм.}$ Расстояние между отверстиями $e_o - d_o = 222 - 80 = 142 \text{ мм.}$

Из сборного лотка вода поступает в боковой карман. Размеры кармана приняты конструктивно с тем, чтобы в нижней части его разместить трубу для отвода воды. Труба принята диаметром 700 мм (наружный диаметр 720 мм), исходя из скорости движения воды в ней равной 0,71 м/с при допустимых скоростях 0,6...1 м/с..