

8.3. Реагентное хозяйство

Общие сведения

Расчетные дозы реагентов следует устанавливать для различных периодов года в зависимости от качества исходной воды и корректировать в период наладки и эксплуатации сооружений. При этом надлежит учитывать допустимые их остаточные концентрации в обработанной воде, предусмотренные требованиями к качеству очищенной воды и технологическими требованиями.

Дозу коагулянта D_K , мг/л, в расчете на $Al_2(SO_4)_3$, $FeCl_3$, $Fe_2(SO_4)_3$ (по безводному веществу) допускается принимать при обработке: мутных вод — по табл.,

Мутность воды, мг/л	Доза безводного коагулянта для обработки мутных вод, мг/л
До 100	25 - 35
Св. 100 до 200	30 - 40
“ 200 “ 400	35 - 45
“ 400 “ 600	45 - 50
“ 600 “ 800	50 - 60
“ 800 “ 1000	60 - 70
“ 1000 “ 1500	70 - 80

цветных вод — по формуле

$$D_K = 4\sqrt{Ц},$$

$Ц$ — цветность обрабатываемой воды, град.

Примечания: 1. Меньшие значения доз относятся к воде, содержащей грубодисперсную взвесь.

2. При применении контактных осветлителей или фильтров, работающих по принципу коагуляции в зоне фильтрующей загрузки, дозу коагулянта следует принимать на 10—15 % меньше, чем по табл. и формуле.

Дозу флокулянтов (в дополнение к дозам коагулянтов) следует принимать:

а) полиакриламида (ПАА) по безводному продукту:

- при вводе перед отстойниками или осветлителями со

взвешенным осадком — по табл.

Мутность воды, мг/л	Цветность воды, град	Доза безводного ПАА, мг/л
До 10	Св. 50	1 - 1,5
Св. 10 до 100	30 - 100	0,3 - 0,6
“ 100 “ 500	20 - 60	0,2 - 0,5
“ 500 “ 1500	—	0,2 - 1

- при вводе перед фильтрами при двухступенчатой очистке

— 0,05—0,1 мг/л;

- при вводе перед контактными осветлителями или

фильтрами при одноступенчатой очистке, а также перед

префильтрами — 0,2—0,6 мг/л;

б) активной кремнекислоты (по SiO_2):

- при вводе перед отстойниками или осветлителями со взвешенным осадком для воды с температурой более $5\text{—}7^\circ\text{C}$ — $2\text{—}3$ мг/л, с температурой менее $5\text{—}7^\circ\text{C}$ — $3\text{—}5$ мг/л;

- при вводе перед фильтрами при двухступенчатой очистке — $0,2\text{—}0,5$ мг/л;

- при вводе перед контактными осветлителями или фильтрами при одноступенчатой очистке, а также перед префильтрами — $1\text{—}3$ мг/л.

Флокулянты следует вводить в воду после коагулянта. При очистке высокомутных вод допускается ввод флокулянтов до коагулянтов. Следует предусматривать возможность ввода флокулянтов и коагулянтов с разрывом во времени до $2\text{—}3$ мин в зависимости от качества обрабатываемой воды.

Дозу хлорсодержащих реагентов (по активному хлору) при предварительном хлорировании и для улучшения хода коагуляции и обесцвечивания воды, а также для улучшения санитарного состояния сооружений следует принимать 3—10 мг/л.

Реагенты рекомендуется вводить за 1—3 мин до ввода коагулянтов.

Дозы подщелачивающих реагентов $D_{щ}$, мг/л, необходимых для улучшения процесса хлопьеобразования, надлежит определять по формуле

$$D_{щ} = K_{щ} (D_k / e_k - Щ_0) + 1,$$

где D_k — максимальная в период подщелачивания доза безводного коагулянта, мг/л; e_k — эквивалентная масса коагулянта (безводного), мг/мг-эquiv, принимаемая для $Al_2(SO_4)_3$ - 57, $FeCl_3$ - 54, $Fe_2(SO_4)_3$ - 67; $K_{щ}$ — коэффициент, равный для извести (по CaO) — 28, для соды (по Na_2CO_3) — 53; $Щ_0$ — минимальная щелочность воды, мг-эquiv/л.

Реагенты следует вводить одновременно с вводом коагулянтов.

Приготовление и дозирование реагентов надлежит предусматривать в виде растворов или суспензий. Количество дозаторов следует принимать в зависимости от числа точек ввода и производительности дозатора, но не менее двух (один резервный).

Гранулированные и порошкообразные реагенты надлежит, как правило, принимать в сухом виде.

Концентрацию раствора коагулянта в растворных баках, считая по чистому и безводному продукту, следует принимать: до 17% — для неочищенного, до 20% — для очищенного кускового, до 24% — для очищенного гранулированного; в расходных баках — до 12 %.

Время полного цикла приготовления раствора коагулянта (загрузка, растворение, отстаивание, перекачка, при необходимости чистка поддона) при температуре воды до 10⁰С следует принимать 10—12 ч.

Для ускорения цикла приготовления коагулянта до 6—8 ч рекомендуется использование воды температурой до 40⁰С.

Количество растворных баков надлежит принимать с учетом объема разовой поставки, способов доставки и разгрузки коагулянта, его вида, а также времени его растворения и должно быть не менее трех.

Количество расходных баков должно быть не менее двух.

Для растворения коагулянта и перемешивания его в баках надлежит предусматривать подачу сжатого воздуха с интенсивностью: 8—10 л/(с · м²) — для растворения; 3—5 л/(с · м²) — для перемешивания при разбавлении до требуемой концентрации в расходных баках.

Распределение воздуха следует предусматривать дырчатыми трубами.

Допускается применение для растворения коагулянта и перемешивания его раствора механических мешалок или циркуляционных насосов.

Растворные баки в нижней части следует проектировать с наклонными стенками под углом 45° к горизонтали для неочищенного и 15° для очищенного коагулянта. Для опорожнения баков и сброса осадка следует предусматривать трубопроводы диаметром не менее 150 мм.

При применении кускового коагулянта в баках должны быть предусмотрены съемные колосниковые решетки с прозорами 10—15 мм.

При применении гранулированного и порошкообразного коагулянта необходимо предусматривать на колосниковой решетке сетку из кислотостойкого материала с отверстиями 2 мм.

Примечание. Допускается уменьшение угла наклона стенок баков для неочищенного коагулянта до 25° при оборудовании подколосниковой части баков системой гидросмыва осадка и одновременной подаче сжатого воздуха.

Днища расходных баков должны иметь уклон не менее 0,01 к сбросному трубопроводу диаметром не менее 100 мм.

Забор раствора коагулянта из растворных и расходных баков следует предусматривать с верхнего уровня.

Внутренняя поверхность баков должна быть защищена кислотостойкими материалами.

При применении в качестве коагулянта сухого хлорного железа в верхней части растворного бака следует предусматривать колосниковую решетку. Баки должны размещаться в изолированном помещении (боксе) с вытяжной вентиляцией.

Для транспортирования раствора коагулянта следует применять кислотостойкие материалы и оборудование.

Конструкции реагентопроводов должны обеспечивать возможность их быстрой прочистки и промывки.

Полиакриламид следует применять в виде раствора с концентрацией полимера 0,1—1%.

Приготовление раствора из технического полиакриламида надлежит производить в баках с механическими лопастными мешалками. Продолжительность приготовления раствора из ПАА геля 25—40 мин, из ПАА сухого 2 ч. Для ускорения приготовления раствора ПАА следует использовать горячую воду с температурой не выше 50⁰С.

Количество мешалок, а также объем расходных баков для растворов ПАА следует определять исходя из сроков хранения 0,7—1 % растворов не более 15 сут, 0,4—0,6 % растворов — 7 сут и 0,1—0,3 % растворов — 2 сут.

Приготовление растворов активной кремнекислоты (АК) производится путем обработки жидкого стекла раствором сернокислого алюминия или хлором.

Активацию сернокислым алюминием или хлором следует производить на установках непрерывного или периодического действия.

Для подщелачивания и стабилизации воды следует применять известь. При обосновании допускается применение соды.

Выбор технологической схемы известкового хозяйства станции водоподготовки надлежит производить с учетом качества и вида заводского продукта, потребности в извести, места ее ввода и т.д. В случае применения комовой негашеной извести следует принимать мокрое хранение ее в виде теста.

При расходе извести до 50 кг/сут по CaO допускается применение схемы с использованием известкового раствора, получаемого в сатураторах двойного насыщения.

Количество баков для известкового молока или раствора надлежит предусматривать не менее двух. Концентрацию известкового молока в расходных баках следует принимать не более 5 % по CaO .

Для очистки известкового молока от нерастворимых примесей при стабилизационной обработке воды надлежит применять вертикальные отстойники или гидроциклоны.

Скорость восходящего потока в вертикальных отстойниках следует принимать 2 мм/с.

Для очистки известкового молока на гидроциклонах необходимо обеспечивать двухкратный его пропуск через гидроциклоны.

Для непрерывного перемешивания известкового молока следует применять 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 конические днища с наклоном 45° и сбросные трубопроводы диаметром не менее 100 мм.

Примечание. Допускается для перемешивания известкового молока применять сжатый воздух при интенсивности подачи 8—10 л/(с · м²).

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. Скорость движения в трубопроводах известкового молока должна приниматься не менее 0,8 м/с. Повороты на трубопроводах известкового молока следует предусматривать с радиусом не менее $5d$, где d — диаметр трубопровода. Напорные трубопроводы проектируются с уклоном к насосу не менее 0,02, самотечные трубопроводы должны иметь уклон к выпуску не менее $0,03^{\circ}$.

При этом следует предусматривать возможность промывки и прочистки трубопроводов.

Концентрацию раствора соды следует принимать 5—8 %. Дозирование раствора соды следует предусматривать аналогично другим реагентам.

Смесительные устройства

Смесительные устройства должны включать устройства ввода реагентов, обеспечивающие быстрое равномерное распределение реагентов в трубопроводе или канале подачи воды на сооружения водоподготовки, и смесители, обеспечивающие последующее интенсивное смешение реагентов с обрабатываемой водой.

Смесительные устройства должны обеспечивать последовательный с необходимым разрывом времени ввод реагентов с учетом длительности пребывания воды в трубопроводах или каналах между устройствами ввода реагентов.

Устройства ввода реагентов следует выполнять в виде перфорированных трубчатых распределителей или вставок в трубопровод, создающих местные сопротивления. Распределители реагентов должны быть доступны для прочистки и промывки без прекращения процесса обработки воды. Потерю напора в трубопроводе при установке трубчатого распределителя надлежит принимать 0,1—0,2 м, при установке вставки — 0,2—0,3 м.

Смешение реагентов с водой надлежит предусматривать в смесителях гидравлического типа (вихревых, перегородчатых). При обосновании допускается применение смесителей механического типа (мешалок).

Число смесителей (секций) надлежит принимать не менее двух с возможностью отключения их в периоды интенсивного хлопьеобразования.

Резервные смесители (секции) принимать не следует, но необходимо предусматривать обводной трубопровод в обход смесителей с размещением в нем резервных устройств ввода реагентов.

Вихревые смесители надлежит применять при поступлении на станцию воды с крупнодисперсными взвешенными веществами и при использовании реагентов в виде суспензий или частично осветленных растворов.

Вихревые смесители следует принимать в виде конического или пирамидального вертикального диффузора с углом между наклонными стенками $30—45^{\circ}$, высотой верхней части с вертикальными стенками от 1 до 1,5 м, при скорости входа воды в смеситель от 1,2 до 1,5 м/с, скорости восходящего движения воды под водосборным устройством от 30 до 40 мм/с, скорости движения воды в конце водосборного лотка 0,6 м/с.

Перегородчатые смесители надлежит принимать в виде каналов с перегородками, обеспечивающими горизонтальное или вертикальное движение воды с поворотами на 180° . Число поворотов следует принимать равным 9-10.

Потерю напора h на одном повороте перегородчатого смесителя следует определять по формуле

$$h = \zeta v^2 / 2g,$$

ζ — коэффициент гидравлического сопротивления, принимаемый равным 2,9; v — скорость движения воды в смесителе, принимаемая уменьшающейся от 0,7 до 0,5 м/с; g — ускорение свободного падения, равное 9,8 м/с².

Смесители должны оборудоваться переливными и спускными трубами. Следует предусматривать возможность уменьшения числа перегородок для сокращения времени пребывания воды в смесителях в периоды интенсивного хлопьеобразования.

Скорость движения воды в трубопроводах или каналах от смесителей к камерам хлопьеобразования и осветлителям со взвешенным осадком следует принимать уменьшающейся от 1 до 0,6 м/с. При этом время пребывания воды в них должно быть не более 1,5 мин.

Воздухоотделители

Воздухоотделители следует предусматривать при применении отстойников с камерами хлопьеобразования со слоем взвешенного осадка, осветлителей со взвешенным осадком, контактных осветлителей и контактных префильтров.

Площадь воздухоотделителя надлежит принимать из расчета скорости движения нисходящего потока воды не более 0,05 м/с и времени пребывания воды в нем не менее 1 мин.

Воздухоотделители допускается предусматривать общими на все виды сооружения или для каждого сооружения отдельно.

В тех случаях, когда конструкция смесителей сможет обеспечить выделение из воды пузырьков воздуха и на пути движения воды от смесителей к сооружениям обогащение воды воздухом исключается, воздухоотделители предусматривать не следует.

Камеры хлопьеобразования

В отстойниках надлежит предусматривать встроенные камеры хлопьеобразования гидравлического типа. При обосновании допускается применение камер хлопьеобразования механического типа.

В горизонтальных отстойниках гидравлические камеры хлопьеобразования следует предусматривать перегородчатые, вихревые или со слоем взвешенного осадка.

Перегородчатые камеры хлопьеобразования следует принимать с горизонтальным или вертикальным движением воды. Скорость движения воды в коридорах следует принимать 0,2—0,3 м/с в начале камеры и 0,05—0,1 м/с в конце камеры за счет увеличения ширины коридора.

Время пребывания воды в камере хлопьеобразования следует принимать равным 20—30 мин (нижний предел — для мутных вод, верхний — для цветных с низкой температурой зимой).

Ширина коридора должна быть не менее 0,7 м. Число поворотов потока в перегородчатой камере следует принимать равным 8—10.

Допускается применение двухэтажных камер.

Потерю напора в камере следует определять аналогично смесительным устройствам.

Вихревые камеры хлопьеобразования следует проектировать с вертикальными или наклонными стенками (угол между стенками следует принимать в зависимости от высоты камеры в пределах $50—70^{\circ}$). Время пребывания воды в камере следует принимать равным 6—12 мин (нижний предел — для мутных вод, верхний предел — для цветных вод).

Скорость входа воды в камеры следует принимать 0,7—1,2 м/с, скорость восходящего потока на выходе из камеры 4—5 мм/с.

Отвод воды из камер хлопьеобразования в отстойники следует предусматривать при скорости движения воды в сборных лотках, трубах и отверстиях не более 0,1 м/с для мутных вод и 0,05 м/с для цветных вод.

Потерю напора в камере следует определять аналогично смксительным устройствам.

Камеры хлопьеобразования со слоем взвешенного осадка с вертикальными перегородками надлежит применять для вод средней мутности и мутных вод. Восходящую скорость движения воды следует принимать 0,65—1,6 мм/с при осветлении вод средней мутности и 0,8—2,2 мм/с при осветлении мутных вод.

При применении встроенных камер хлопьеобразования со слоем взвешенного осадка расчетную скорость осаждения взвеси в отстойнике при обработке мутных вод надлежит принимать на 20 %, при обработке вод средней мутности на 15 % более, чем указано в табл.

Характеристика обрабатываемой воды и способ обработки	Скорость выпадения взвеси u_0 , задерживаемой отстойниками, мм/с
Маломутные цветные воды, обрабатываемые коагулянтом	0,35 - 0,45
Воды средней мутности, обрабатываемые коагулянтом	0,45 - 0,5
Мутные воды, обрабатываемые:	0,5 - 0,6
коагулянтом флокулянтом	0,2 - 0,3
Мутные воды, не обрабатываемые коагулянтом	0,08 - 0,15

Примечания:

1. В случае применения флокулянтов при коагулировании воды скорости выпадения взвеси следует увеличивать на 15—20 %.
2. Нижние пределы u_0 указаны для хозяйственно-питьевых водопроводов.

Распределение воды по площади камеры хлопьеобразования со взвешенным осадком следует предусматривать с помощью напорных перфорированных труб с отверстиями, направленными вниз под углом 45° . Расстояние между перфорированными трубами следует принимать 2 м, от стенки камеры — 1 м.

Потери напора в перфорированных распределительных трубах надлежит определять аналогично осветлителям со взвешенным слоем.

Скорость движения воды в начале распределительных труб следует принимать 0,5—0,6 м/с, площадь отверстий 30—40 % площади сечения распределительной трубы, диаметр отверстий — не менее 25 мм.

Отвод воды из камер хлопьеобразования в отстойники надлежит предусматривать при скорости движения воды не более 0,1 м/с для мутных вод и 0,05 м/с для цветных вод. На входе воды в отстойник следует устанавливать подвесную перегородку, погруженную на 1/4 высоты отстойника. Скорость движения воды между стенкой и перегородкой должна быть не более 0,03 м/с.

В вертикальных отстойниках следует предусматривать гидравлическую камеру хлопьеобразования водоворотного типа, располагаемую в центре отстойника. Воду надлежит подавать в камеру хлопьеобразования через сопла, направленные по касательной. В нижней части камеры должны предусматриваться решетки с ячейками размером 0,5 х 0,5 м, высотой 0,8 м.

Потерю напора в сопле следует определять аналогично смесительным устройствам, принимая скорость движения воды при выходе из сопла 2—3 м/с и коэффициент гидравлического сопротивления $\zeta = 1,18$.

Сопло надлежит располагать на расстоянии $0,2d_k$ от стенки камеры (d_k — диаметр камеры хлопьеобразования) на глубине 0,5 м от поверхности воды.

Площадь камеры хлопьеобразования водоворотного типа следует определять из расчета времени пребывания воды в ней в течение 15—20 мин и высоты камеры, принимаемой 3,5—4 м.

Над камерами хлопьеобразования необходимо предусматривать павильоны шириной не более 6 м.

При количестве встроенных в отстойники камер хлопьеобразования менее шести следует предусматривать одну резервную.