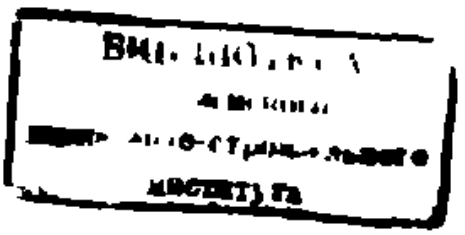


ББК 38 761 2
Л 26
УДК 628 2 001 2(076 8)

Рецензент — кафедра водоснабжения и канализации Горьковского инженерно строительного института им В П Чкалова (зав кафедрой д р техн наук проф В В Найденко)



Ласков Ю М и др.
Л 26 Примеры расчетов канализационных сооружений Учеб пособие для вузов/Ю М Ласков, Ю В Воронов В И Калицун — 2 е изд, перераб и доп — М Стройиздат, 1987 — 255 с ил

Приведены примеры расчета необходимой степени очистки сточных вод на основе современных проектных решений и достижений Расчеты произведены с учетом действующих нормативных документов Примеры охватывают практически все виды задач встречающихся при проектировании канализационных очистных сооружений Настоящее издание переработано в соответствии с новыми нормативными документами

Для студентов строительных вузов обучающихся по специальности «Водоснабжение и канализация» и «Рациональное использование водных ресурсов и обезвреживание промышленных стоков»

Л $\frac{3206000000-589}{047(01)-87}$ 172—87 ББК 38 761 2

© Высшая школа, 1981
© Стройиздат, 1987, с изменениями

ПРЕДИСЛОВИЕ

Большое внимание охране природы в том числе водных ресурсов уделено в Основных направлениях экономического и социального развития СССР на 1986—1990 годы и на период до 2000 года принятых на XXVII съезде КПСС

В постановлении Верховного Совета «О соблюдении требований законодательства об охране природы и рациональном использовании природных ресурсов» принятом в июле 1985 г намечен комплекс мероприятий направленных на защиту водоемов от загрязнения и истощения, на внедрение малоотходных технологических процессов а также на разработку новых методов и сооружений по очистке производственных и городских сточных вод

Будущие специалисты по очистке городских и производственных сточных вод должны обладать глубокими знаниями и способностью самостоятельно решать сложные задачи по рациональному использованию водоемов и предупреждению их от загрязнения и истощения Основное назначение учебного пособия — помочь студентам, обучающимся по специальностям «Водоснабжение и канализация» и «Рациональное использование водных ресурсов и обезвреживание промышленных стоков» выработать навыки применения теории в решении конкретных задач и тем самым освоить методику расчетов необходимой степени очистки сточных вод и самих канализационных очистных сооружений

Учебное пособие содержит разнообразные по тематике и сложности примеры охватывающие основные разделы дисциплин «Водоотведение и очистка сточных вод» «Водоотводящие системы промышленных предприятий» и «Технология очистки сточных вод»

Предисловие гл 1 и 6 написаны д ром техн наук, проф Ю М Ласковым гл 3 и 4 — канд техн наук доц Ю В Вороновым гл 2 и 5 — канд техн наук доц В П Калицуном

Авторы приносят свою благодарность заведующему кафедрой водоснабжения и канализации Горьковского инженерно строительного института им В П Чкалова д ру техн наук В В Найденко, а также сотрудникам этой кафедры за полезные советы, сделанные при рецензировании рукописи

ГЛАВА 1 СОСТАВ СТОЧНЫХ ВОД И РАСЧЕТ НЕОБХОДИМОЙ СТЕПЕНИ ИХ ОЧИСТКИ

§ 1 Виды сточных вод и состав загрязнений

Сточные воды подразделяют на бытовые, производственные и атмосферные (дождевые)

Загрязнения, содержащиеся в сточных водах, бывают минерального, органического и бактериального происхождения и могут находиться в растворенном коллоидном и нерастворенном состояниях Степень загрязненности сточных вод определяют по ряду показателей санитарно химического анализа

Для оценки работы сооружений механической очистки основными показателями являются БПК, ХПК, перманганатная окисляемость, содержание биогенных элементов, реакция среды температура

Известно, что для одних и тех же сточных вод ХПК всегда больше БПК При этом, если отношение БПК/ХПК>0,5 сточные воды следует направлять на сооружения биологической очистки В противном случае их подвергают физико-химической обработке

Для нормального хода процесса биологической очистки необходимо присутствие в водах биогенных элементов — азота и фосфора По СНиП 2 04 03—85 содержание азота и фосфора должно удовлетворять соотношению БПК N P=100 5 1 Для контроля за ходом процесса очистки в случае необходимости определяют содержание в воде токсичных веществ которые не должны превышать предельно допустимых концентраций (ПДК) К таким веществам относят ртуть, свинец, кадмий, цианиды, ПАВ и др

Чтобы предотвратить нарушение кислородного режима в водоеме в результате сброса очищенных сточных вод определяют содержание растворенного кислорода в воде водоема которое регламентируется «Правилами охраны поверхностных вод от загрязнения сточными водами» [5]

Количество загрязнений находящихся в бытовых сточных водах, по отдельным ингредиентам определяют

по табл 25 СНиП 2 04 03—85 Зная норму водоотведения q, л/сут, и количество загрязнений a, приходящихся на 1 чел/сут, можно вычислить содержание их в единице объема сточных вод, т е их концентрацию в мг/л

$$P = a \cdot 100/q. \qquad (1\ 1)$$

В современных городах сточные воды промышленных предприятий поступают в городскую канализационную сеть поэтому в городах воды обычно смешанные — смесь бытовых и производственных Концентрацию загрязнений, содержащихся в городских сточных водах, поступающих на очистные сооружения, определяют по уравнению

$$P_{см} = \frac{P_{быт} Q_{быт} + \sum_{1}^{l} P_{пр} Q_{пр}}{Q_{быт} + \sum_{1}^{l} Q_{пр}}, \qquad (1\ 2)$$

где $P_{быт}$, $Q_{быт}$ — концентрация загрязнений и расход бытовых сточных вод, г/м³, $P_{пр}$ $Q_{пр}$ — концентрация загрязнений и расход производственных сточных вод отдельных предприятий, г/м³

§ 2. Расчет разбавления в реках, озерах и водохранилищах

Для расчета разбавления в средних и больших реках наибольшее распространение получил метод Фролова—Родзиллера Коэффициент смешения определяют по формуле

$$\alpha = \frac{1 - e^{-\alpha\sqrt[3]{L}}}{1 + (Q/q)e^{-\alpha\sqrt[3]{L}}}, \qquad (1\ 3)$$

где Q — расход воды (прк 95 % ной обеспеченкости) в створе реки у места выпуска сточных вод, м³/с, q — расход сточных вод м³/с L — длина русла от места выпуска сточных вод до расчетного створа м, α — коэффициент, зависящий от гидравлических условий смешения

Коэффициент α вычисляют по формуле

$$\alpha = \zeta\varphi\sqrt[3]{E/q}, \qquad (1\ 4)$$

где ζ — коэффициент, учитывающий место расположения выпуска (для берегового выпуска $\zeta=1$ для руслового $\zeta=1{,}5$). φ — коэффициент извилистости русла, определяемый как отношение длины рус-

ла от выпуска до расчетного створа по фарватеру к расстоянию ме ж ду этими сечениями по прямой E — коэффициент турбулентной диффузии который находят по формуле

$$E = v_{ср} H_{ср}/200 \qquad (1\ 5)$$

здесь $v_{ср}$ — средняя скорость течения воды в реке на участке меж ду выпуском и расчетным створом м/с $H_{ср}$ — средняя глубина ре ки на том же участке м

Для определения кратности разбавления в расчетных створах следует применять формулу

$$n = (\alpha Q + q)\ q \qquad (1\ 6)$$

Согласно «Правилам охраны поверхностных вод от загрязнения сточными водами» расчетным створом на зывают створ расположенный на проточных водоемах на 1 км выше по течению от ближайшего пункта водо пользования (водозабор для хозяйственно питьевого во доснабжения места купания и организованного отдыха, территория населенного пункта и т п) а на непрото чных водоемах и водохранилищах — створы на расстоянии в 1 км в обе стороны от пункта водопользования [5]

Для расчета разбавления сточных вод в озерах и во дохранилищах можно пользоваться методами М А Руф феля и Н Н Лапшева

Метод Н Н Лапшева применим для рассеивающих и сосредоточенных выпусков при скорости истечения сто ных вод более 2 м/с По этому методу предполагается что выпуск находится на некотором удалении от берега, а глубина в месте устройства выпуска составляет более 30 диаметров выпускного отверстия Наименьшее разбав ление наблюдающееся на расстоянии от места выпуска сточных вод в озеро или водохранилище определяют по форм ле

$$n = A\,(0\ 2L/d_0)^{PS} \qquad (1\ 7)$$

где A — параметр определяющий изменение разбавления при при менении рассеивающего выпуска (при сосредоточенном выпуске $A = 1$) L — расстояние от места выпуска до расчетного створа d_0 — диаметр выпускного отверстия P — параметр зависящий от сте пени проточности водоема и нагрузки сточных вод на него S — па раметр определяемый относительной глубиной водоема

Если известна скорость течения в озере или в водо хранилище, то

$$P = v_в/(0\ 000015 v_0 + v_0) \qquad (1\ 8)$$

где $v_в$ — скорость течения в проточном озере или водохранилище м/с, v_0 — скорость истечения из выпуска м/с

Параметр S зависит от глубины H в месте выпуска и вычисляется по формуле

$$S = \frac{0{,}325H}{360 + (a_{\text{п}}/a_{\text{о}})10^{-}} + 0{,}875 \qquad (1\ 9)$$

§ 3 Расчет необходимой степени очистки сточных вод

Водоемы обладают самоочищающей способностью, что следует учитывать при проектировании очистных сооружений и определении необходимой степени очистки

Необходимую степень очистки сточных вод, спускаемых в водоем находят по следующим показателям количество взвешенных веществ, потребление растворенного кислорода, допускаемая БПК смеси речных и сточных вод изменение активной реакции воды, а также предельно допустимые концентрации токсических примесей и других вредных веществ

В «Правилах охраны поверхностных вод от загрязнения сточными водами» различают две категории водоемов водоемы питьевого и культурно бытового водопользования и водоемы, используемые в рыбохозяйственных целях

Водоемы питьевого и культурно бытового водопользования делятся на два вида первый — участки водоемов, используемые в качестве источника для централизованного и нецентрализованного питьевого водоснабжения а также водоснабжения предприятий пищевой промышленности второй — участки водоемов, используемые для купания, спорта и отдыха населения, а также водоемы, находящиеся в пределах населенных пунктов К какому виду водопользования относится данный участок водоема, определяют органы Государственного санитарного надзора

Водоемы для рыбохозяйственных целей также разделяются на два вида первый — водоемы, используемые для воспроизводства и сохранения ценных пород рыб, второй — водоемы, используемые для других рыбохозяйственных целей Вид рыбохозяйственного использования водоема определяется органами рыбоохраны

Расчет необходимой степени очистки сточных вод по взвешенным веществам Предельно допустимое содержа-

ние взвешенных веществ m, г/м³, в спускаемых в водоем сточных водах определяют по формуле

$$m = P(aQ/q + 1) + b, \qquad (1\ 10)$$

где P — допустимое санитарными нормами увеличение содержания взвешенных веществ в водоеме после спуска сточных вод, г/м³, Q — наименьший среднемесячный расход воды в водоеме 95% ной обеспеченности, м³/с, b — содержание взвешенных веществ в водоеме до спуска в него сточных вод г/м³

Степень необходимой очистки по взвешенным веществам может быть определена в %

$$Э = (C - m)\,100/C, \qquad (1\ 11)$$

где C — содержание взвешенных веществ до очистки, мг/л

Расчет необходимой степени очистки сточных вод по растворенному в воде водоема кислороду В соответствии с правилами спуска сточных вод в воде водоема после смешения ее со сточной водой содержание растворенного кислорода должно быть не ниже 4 мг/л, а для рыбохозяйственных водоемов I вида — 6 мг/л Исходя из этого можно определить допустимую для данного водоема максимальную БПК спускаемых сточных вод

Допустимая $БПК_{полн}$ сточных вод, сбрасываемых в водоем, исходя из условий минимального содержания растворенного кислорода, выражается уравнением

$$L_{ст} = \frac{aQ}{0{,}4q}(O_p - 0{,}4L_p - O) - \frac{O}{0{,}4}. \qquad (1\ 12)$$

где $L_{ст}$, L_p — полное биохимическое потребление кислорода соответственно сточными водами и речной водой, г/м³ Q — расход воды в реке, м³/сут O_p — содержание растворенного кислорода в речной воде до места спуска сточных вод, г/м³, O — минимальное содержание кислорода в воде принимаемое равным 4 или 6 г/м³ 0 4 — коэффициент для перерасчета $БПК_{полн}$ в двухсуточное

Расчет по другому методу учитывает среднюю скорость движения воды в водоеме, температуру воды, константы скорости потребления кислорода и скорости поверхностной реаэрации Этот расчет более полный и точный, но требует проведения натурных изысканий на участке реки, для которого выполняется расчет

Расчет необходимой степени очистки сточных вод по $БПК_{полн}$ учитывает самоочищение сточных вод в водоеме за счет биохимических процессов, а также разбавление сточных вод водами водоема Допустимую $БПК_{полн}$ сточ-

ной жидкости при выпуске ее в водоем определяют по формуле

$$L_{ст} = \frac{aQ}{q\ 10^{-k_{ст}t}} \left(l_{п\,д} - L_р\ 10^{-k_р t}\right) + \frac{L_{п\,д}}{10^{-k_{ст}t}}, \quad (I\ 13)$$

где $k_{ст}$ $k_р$ — константы скорости потребления кислорода сточной и речной водой $L_{п\,д}$ — предельно допустимая $БПК_{пп}$ в смеси речной и сточной воды в расчетном створе для водоемов питьевого и культурно бытового водопользования I и II категории эта величина принимается соответственно равной 3 и 6 мг/л $L_р$ — $БПК_{пп}$ в речной воды до места выпуска сточных вод мг/л t — продолжительность перемещения воды от места выпуска сточных вод до расчетного створа равная отношению расстояния по фарватеру от места выпуска вод до расчетного створа к средней скорости течения воды в реке на данном участке $v_{ср}$ сут

Необходимую степень очистки $Э$ определяют в %

$$Э = (L_в - L_{ст})100/L_д, \quad (I\ 14)$$

где $L_в$ — $БПК_{пп}$ в сточных вод поступающих на очистку

Расчет допускаемой температуры сточных вод перед сбросом в водоем Расчет на повышение температуры воды в источнике в месте сброса сточных вод производят исходя из условия что температура воды летом (максимальная температура) не должна повышаться в месте выпуска сточных вод более чем на 3° Температура сбрасываемых вод $T_{ст}$ должна удовлетворять условию

$$T_{ст} \leqslant nT_{доп} + T_{макс} \quad (I\ 15)$$

где $T_{доп}$ — допускаемое по санитарным нормативам повышение температуры воды водоема до места выпуска сточных вод

Полученную по расчетам $T_{ст}$ сопоставляют с температурой исходных стоков $T_{ст}$ и при необходимости намечают мероприятия по их охлаждению

Определение необходимой степени очистки воды по изменению pH При сбросе в водоемы сточных вод содержащих растворенные кислоты или щелочи наблюдается изменение щелочности и активной реакции воды водоема Кислоты взаимодействуя с бикарбонатами кальция снижают щелочность воды и повышают содержание свободной углекислоты При поступлении в водоем щелочных стоков последние нейтрализуются свободной углекислотой и бикарбонатами

Связь между концентрацией водородных ионов pH, бикарбонатной угольной кислоты HCO_3^- и свободной угольной кислоты CO_2 выражается в виде следующих зависимостей

при сбросе кислых стоков

$$pH_{\Phi} = pK_1 + \lg \frac{\Pi_p A \left[HCO_3^-\right] - \Pi_{\Phi} B}{\Pi_p A CO_2/44 + \Pi_{\Phi} B} > 6{,}5,$$

где pH_{Φ} — активная реакция воды в расчетном створе при фактическом режиме, pK_1 — отрицательный логарифм первой константы диссоциации угольной кислоты, Π_p, Π_{Φ} — расчетная и фактическая кратность разбавления $A = 1 + 10^{pH_{\Phi} - pK_1}$, $B = [HCO_3^-] - (CO_2/44) \times 10^{pH_{\Phi} - pK_1}$ $[HCO_3^-]$ — концентрация бикарбонатов, мг экв/л CO_2 — концентрация свободной угольной кислоты, мг/л.

при сбросе щелочных сточных вод

$$pH_{\Phi} = pK_1 + \lg \frac{\Pi_p A \left[HCO_3^-\right] - 0{,}273 \Pi_{\Phi} B}{\Pi_p A CO_2/44 - \Pi_{\Phi} B} < 8{,}5,$$

где $A = 0{,}273 - 10^{pH_{\Phi} - pK_1}$ (параметр B определяется так же, как и при сбросе кислых сточных вод)

Таким образом, при сбросе щелочных и кислых стоков необходимо, чтобы pH природной воды не выходила за пределы 6,5—8,5 (для водоемов питьевого и культурно бытового водопользования)

Для определения максимального содержания кислоты $C_к$ или щелочи $C_щ$ допустимого при спуске вод в водоем, необходимы данные о pH и щелочности природной воды Для обеспечения точности вычисления содержаний $C_к$ и $C_щ$ разработан графический метод расчета по номограммам (рис 1 1), где сплошные кривые используются при нахождении $C_к$, а штриховые — при определе-

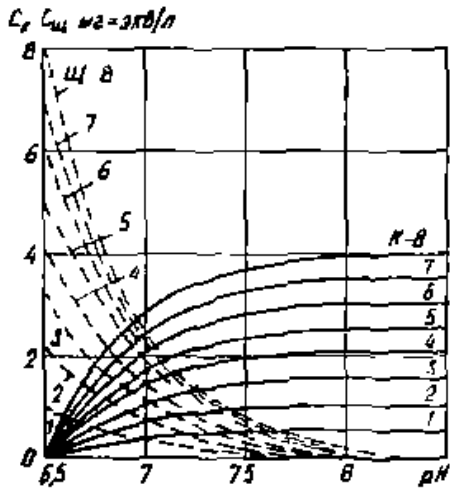


Рис 1 1 Номограмма для расчета допустимого спуска в водоем кислых и щелочных вод

ний $C_{щ}$. Количество кислот и щелочей, нейтрализуемых 1 л воды водоема, рассчитывается в мл 1 н раствора.

Допустимое количество кислоты или щелочи в сточных водах в мг экв/л из условия разбавления их водой источника в n раз определяется по формулам

$$C_{доп\ к} = (n-1)\,C_{к},\quad C_{доп\ щ} = (n-1)\,C_{щ}$$

Расчет необходимой степени очистки сточных вод по содержанию вредных веществ. Вредные и ядовитые вещества, входящие в показатели качества сточной воды, весьма разнообразны по своему составу. Они нормируются по принципу лимитирующего показателя вредности (ЛПВ), под которым понимается наиболее вероятное неблагоприятное воздействие каждого вещества. По ЛПВ все вещества в водоемах питьевого и культурно бытового пользования разделены на три группы, содержащие санитарно токсикологический ЛПВ, общесанитарный ЛПВ и органолептический ЛПВ.

Санитарное состояние водоема при сбросе в него сточными водами вредных и ядовитых веществ считается удовлетворительным, если соблюдаются два основных условия: предельно допустимая концентрация каждого вещества, входящего в определенный лимитирующий показатель вредности, уменьшена во столько раз, сколько единиц вредных веществ присутствует в сточных водах и водоеме, сумма концентраций всех веществ, выраженных в процентах от соответствующих предельно допустимых концентраций для каждого вещества в отдельности, не превышает 100 %:

$$\sum_{1}^{i} \frac{C_{ст}}{C^{i}_{доп}} < 1, \qquad (1\ 16)$$

где $C^{i}_{ст}$ — расчетная концентрация i-го вредного вещества в расчетном створе; $C^{i}_{доп}$ — предельно допускаемая концентрация соответствующего вещества; i — число вредных веществ с одинаковым ЛПВ.

Из выражения (1 16) следует, что каждое вещество (в условиях одновременного присутствия с другими вредными веществами из одной группы ЛПВ) в расчетном створе водопользования должно иметь концентрацию

$$C_{ст} < C^{i}_{доп}\left(1 - \sum_{1}^{i-1} \frac{C_{ст}}{C^{i}_{доп}}\right). \qquad (1\ 17)$$

где $C^l_{доп}$ — предельно допускаемая концентрация расчетного вещества

Концентрация каждого из растворенных вредных веществ C_o в очищенных сточных водах может быть определена из выражения

$$C_o \leqslant n\left(C^l_{ст} - C^l_в\right) + C^l_в, \qquad (1\ 18)$$

где $C^l_{ст}$ — максимальная допускаемая концентрация расчетного вещества, вычисляемая по формуле (1 17) с учетом максимальной концентрации и ПДК всех компонентов относящихся к одной группе ЛПВ $C^l_в$ — концентрация определенного вещества в воде водоема до сброса стоков

При очистке сточных вод различные вредные вещества определенной группы ЛПВ очищаются неодинаково Для расчета степени очистки по вредным веществам в первую очередь должна определяться степень очистки того вещества, которое наиболее трудно извлекается Степень очистки этого вещества в процентах можно установить по формуле

$$Э = \left(1 - \frac{1 - \frac{n-1}{n}\sum_1^t \frac{C^l_в}{C^l_{доп}}}{\frac{1}{n}\sum_1^t \frac{C^l_{ст}}{C^l_{доп}}}\right) 100. \qquad (1\ 19)$$

Поскольку остальные вещества данной группы ЛПВ имеют более высокий эффект очистки, то выражение (1 16) будет всегда выполняться

§ 4 Примеры расчетов

Пример 1 1* Определить концентрации загрязнений в бытовых сточных водах при норме водоотведения 250 л на одного человека в сутки

Решение Расчеты проводятся в соответствии с рекомендациями СНиП 2 04 03—85 (табл 25) для чего в формулу (1 1) поочередно следует подставлять значения норм загрязнений по каждому показателю

---

* Примеры 1 1—1 3 составлены канд техн. наук доц Т. А Карюхиной

Получаем следующие концентрации загрязнений мг/л

Взвешенные вещества	260
$БПК_{полн}$	300
$БПК_5$	216
Азот аммонийных солей	32
Фосфаты (в пересчете на P_2O_5)	13
Хлориды	36

Сточная вода с концентрацией взвешенных веществ и $БПК_{полн}$ более 250 мг/л может быть отнесена к разряду концентрированных стоков

Пример 12 Определить требуется ли добавка биогенных элементов для обработки бытовой сточной воды биологическим путем

Решение Требуемое минимальное число биогенных элементов определяется соотношением указанным в СНиП 2.04.03—85 т е $БПК_{полн}$ N P=100 5 1

В бытовых водах соотношение этих величин может быть подсчитано из норм загрязнений на одного жителя При этом следует учесть что на сооружения биологической очистки сточная вода как правило поступает после прохождения сооружений механической очистки в результате чего концентрация фосфатов понижается примерно на 20—30 %

$БПК_{полн}$ осветленной воды находят из нормы 40 г/сут на 1 чел Количество аммонийного азота составляет 8 мг/л При подсчете концентрации фосфора учитывают эффективность отстаивания в первичных отстойниках и кроме того производят пересчет концентрации в единицах P_2O_5 на P т е 33 07 0437=1 01 г/сут на 1 чел где 0 437 — отношение двух атомных масс фосфора (62) к молекулярной массе фосфорного ангидрида (142)

Таким образом в бытовой воде поступающей на биохимическую очистку будем иметь $БПК_{полн}$ N P—40 8 1 01 или, принимая $БПК_{полн}$ за 100 получим $БПК_{полн}$ N P=100 20 2 5

На каждые 100 мг/л $БПК_{полн}$ в воде будет 20 мг/л аммонийного азота и 2 5 мг/л фосфора Это больше чем минимально допустимые количества и поэтому добавки биогенных элементов в бытовые воды не требуется Результат расчета справедлив при любой норме водопотребления

Пример 13 В биохимически очищенной воде найдено 1 5 мг/л азота нитритов и 10 мг/л нитратов Определить запас химически связанного кислорода обеспечивающего компенсацию остаточной БПК воды а следовательно стабильность очищенной воды

Решение Подсчитаем количество кислорода которое выделяется в результате денитрификации нитритного и нитратного азотов

$$2HNO_2 = H_2O + N_2 + 3O$$

$$2HNO_3 = H_2O + N_2 + 5O$$

На 1 атом азота нитритов приходится 1 5 атома выделяющегося кислорода или 1 71 мг O_2 на 1 мг N а на 1 атом азота нитратов — 2 5 атома кислорода или 2 86 мг O на 1 мг N Следовательно запас связанного кислорода в очищенной воде составляет 1 71 1 5+ +2 86 10—31 2 мг/л

Вода с таким содержанием нитритов и нитратов стабильна так как в ней очень высок запас связанного кислорода

Пример 14 Определить концентрацию загрязнений по взве

шенным веществам и по $БПК_{полн}$ в сточных водах, поступающих на городские очистные сооружения. В городе имеется два района с различной степенью благоустройства. Норма водоотведения для первого района 150 л/(чел сут) а для второго 300 л/(чел сут). В городе находятся хлопчатобумажный комбинат химико фармацевтический и машиностроительный заводы. Расход бытовых сточных вод поступающих из первого района, 18 000 м³/сут из второго 40 000 м³/сут. Расход производственных сточных вод м³/сут поступающих в городскую канализационную сеть составляет от хлопчатобумажного комбината 15 000 химико фармацевтического завода 3000 и машиностроительного завода 6000 концентрации загрязнений мг/л, по взвешенным веществам и по $БПК_{полн}$ равна в сточных водах хлопчатобумажного комбината 150 и 250 химико фармацевтического завода 100 и 1200 машиностроительного завода 200 и 100.

Решение. По СНиП 2.04.03—85 (табл. 25) содержание загрязнений в бытовых водах в расчете на одного жителя составляет по взвешенным веществам 65 г/сут и по $БПК_{полн}$ 75 г/сут.

Определим концентрацию загрязнений в бытовых водах по формуле (1.1)

по взвешенным веществам для первого района $P_{1в}=65\ 1000/150=433$ мг/л для второго $P_{2в}=65\ 1000/300=217$ мг/л

по $БПК_{полн}$ для первого района $P_{1БПК}=75\ 1000/150=500$ мг/л для второго $P_{2БПК}=75\ 1000/300=250$ мг/л

Вычислим по формуле (1.2) концентрации загрязнений в сточных водах поступающих на городскую очистную станцию

по взвешенным веществам

$$P_{см\ вв}=\frac{433\ 18\,000+217\ 40\,000+150\ 15\,000+100\ 3000}{18\,000+40\,000+15\,000+3000+6000}+$$

$$+\frac{200\ 6000}{18\,000+40\,000+15\,000+3000+6000}=247\ мг/л$$

по $БПК_{полн}$

$$P_{см\ БПК}=\frac{500\ 18\,000+250\ 40\,000+250\ 15\,000+1200\ 3000}{18\,000+40\,000+15\,000+3000+6000}+$$

$$+\frac{100\ 6000}{18\,000+40\,000+15\,000+3000+6000}=329\ мг/л$$

Пример 1.6. По данным гидрометеорологической службы среднемесячный расход воды в реке при 95%-ной обеспеченности составляет в расчетном створе $Q=30$ м³/с. На участке реки от места выпуска сточных вод до расчетного створа средняя скорость течения равна 0.64 м/с при глубине $H=1.2$ м. Извилистость русла на участке слабо выражена т. е. $\varphi=1$. Выпуск сточных вод с расходом $q=0.6$ м³/с проектируется у берега т. е. $\xi=1$. Расстояние от места выпуска сточных вод до расчетного створа по фарватеру составляет 3.5 км. Определить степень смешения сточных вод в водоеме у расчетного створа.

Решение. Коэффициент турбулентной диффузии E находим по формуле (1.5)

$$E=0{,}64\ 1{,}2/200=0{,}00384.$$

Коэффициент учитывающий влияние гидравлических факторов смешения сточных вод вычисляем по формуле (1 4)

$$\alpha = 1\ 1\sqrt[3]{0{,}00384/0{,}6} = 0\ 185$$

Далее находим коэффициент смешения сточных вод с водой водоема по формуле (1 3) принимая

$$\beta = e^{-\alpha\sqrt[3]{L}} = e^{-0\ 185\sqrt[3]{35м}} = 0\ 061$$

Тогда

$$a = \frac{1 - 0\ 061}{1 + (30/0{,}6)\ 0\ 061} \approx 0\ 23$$

Кратность разбавления в расчетном створе находим по формуле (1 6) $n = (0\ 23\ 30 + 0\ 6)/0\ 6 = 12\ 5$

Пример 1 6 Найти разбавление сточных вод для глубинного сосредоточенного выпуска в проточное озеро если скорость течения $v_в = 0\ 02$ м/с средняя глубина в месте выпуска $H = 30$ м расчетный расход сточных вод $Q = 0\ 32$ м³/с Расчетный створ водопользования расположен на расстоянии $L = 500$ м

Решение Поскольку рассматривается сосредоточенный выпуск то $A = 1$ Найдем диаметр отверстия выпуска, принимая скорость истечения $v_0 = 2\ 5$ м/с

$$d_0 = \sqrt{\frac{4\ 0\ 32}{3{,}14\ 2\ 5}} = 0\ 404\ м$$

Определив диаметр оголовка выпуска $d_0 = 0\ 4$ м установим фактическую скорость истечения $v_c = 2\ 53$ м/с

Теперь вычислим по формуле (1 8) параметр P

$$P = 0\ 2/(0{,}000015\ 2{,}53 + 0{,}02) = 0\ 997$$

Далее по формуле (1 9) находим

$$S = \frac{0\ 326\ 30}{360 + (0{,}02/2\ 53)\ 10^6} + 0{,}875 = 0{,}884$$

Наименьшее разбавление на заданном расстоянии составит по формуле (1 7)

$$n = 1\ (0{,}2\ 500/0\ 4)^{0\ 997\ 0\ 884} = 130$$

Пример 1 7 В реку с расходом $Q = 15$ м³/с сбрасываются сточные воды с расходом $q = 0\ 3$ м³/с Концентрация взвешенных веществ в сточных водах поступающих на очистную станцию $C = 200$ мг/л Участок водоема в который сбрасываются очищенные сточные воды относится ко I категории водоемов питьевого и культурно бытового водопользования Концентрация взвешенных веществ в реке до спуска сточных вод $b = 5$ г/м³ Коэффициент смешения $a = 0\ 75$

Решение Для данного участка водоема допускаемое увеличение содержания взвешенных веществ $P = 0\ 75$ г/м³

Предельно допустимое содержание взвешенных веществ в спускаемых в водоем сточных водах вычисляем по формуле (1 10)

$$m = 0{,}75\ (0{,}75\ 15/0{,}3 + 1) + 5 = 34\ мг/л$$

Необходимую степень очистки определяем по формуле (1.11)

$$Э = (200 - 34)\ 100/200 = 83\ \%$$

Пример 18 Найти необходимую степень очистки сточных вод по $БПК_{полн}$ для водоема отнесенного ко II категории водоемов питьевого и культурно бытового водопользования при следующих условиях Расход сточных вод $q=0\,6$ м³/с расход воды в водоеме $Q=20$ м³/с средняя скорость движения воды в реке $v_{ср}=0\,64$ м/с средняя глубина реки $H_{ср}=1\,2$ м выпуск сточных вод проектируется у берега следовательно, $\zeta=1$ Расстояние по фарватеру от места выпуска сточных вод до расчетного створа $L=3\,5$ км извилистость русла на расчетном участке выражена слабо т е $\varphi=1$ Константа скорости потребления кислорода сточной водой $k_{ст}=0,16$, константа скорости потребления кислорода речной водой $k_р=0\,1$, $БПК_{полн}$ речной воды до места выпуска сточных вод $L_р=1\,8$ мг/л

Решение Коэффициент турбулентности диффузии находим по формуле (1.5)

$$E = 0,64\ 1,2/200 = 0,00384$$

Коэффициент учитывающий гидравлические факторы смешения, вычисляем по зависимости (1.4)

$$\alpha = 1\ 1\sqrt[3]{0,00384/0,6} = 0,185$$

Коэффициент смешения — по формуле (1.3)

$$a = \frac{1 - e^{-0\ 185\sqrt[3]{3500}}}{1 + (20/0,6)\, e^{-0\ 185\sqrt[3]{3500}}} = 0,31.$$

Продолжительность перемещения воды от места выпуска сточных вод до расчетного пункта

$$t = L/v_{ср} = \frac{100\,000\ 3\ 5}{86\,400\ 64} = 0,063 \text{ сут}$$

Допустимая $БПК_{полн}$ сточных вод сбрасываемых в водоем, определяется по формуле (1.13)

$$L_{ст} = \frac{0,31\ 20}{0,6\ 10^{-0\ 16\ 0\ 063}}(6 - 1,8\ 10^{-0,1\ 0,063}) +$$

$$+ \frac{6}{10^{-0\ 16\ 0\ 063}} = 51 \text{ мг/л}$$

Пример 19 Расход очищенных сточных вод сбрасываемых в водоем равен 1 м³/с расход воды в реке — 40 м³/с Коэффициент смешения $a=0\,4$ Содержание растворенного кислорода в природной воде до места выпуска сточной $O_р=6\,5$ мг/л Определить какова степень очистки сточных вод по содержанию растворенного кислорода если $БПК_{полн}$ сточной воды $L^{ст}_{полн}=357$ мг/л а $БПК_{полн}$ в расчетном створе $L^{р}_{полн}=2$ мг/л

Решение Расчетный створ водоема по виду водопользования относится к источникам для питьевых и культурно бытовых целей

II категория поэтому ПДК растворенного кислорода вычисляется по формуле (I 12)

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

Степень очистки может быть определена по формуле (I 11)

$$Э_{БПК} = (358 - 58)\ 100/358 = 83\ \%$$

Пример I 10 Какова должна быть температура сбрасываемых в водоем сточных вод если максимальная летняя температура природной воды до места выпуска сточной равна 19 °С а кратность разбавления стоков составляет $n=25$?

Решение По формуле (I 15) температура сточной воды сбрасываемой в водоем должна быть $T_{ст} \leqslant 25\ 3 + 19 \leqslant 94$ °С

ГЛАВА 2 СООРУЖЕНИЯ ДЛЯ УСРЕДНЕНИЯ И МЕХАНИЧЕСКОЙ ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД

§ 5 Усреднители

Резкие колебания расхода и количества загрязнений сточных вод затрудняют их очистку что увеличивает стоимость очистки воды Для усреднения расхода и количества загрязнений сточных вод применяются контактные и проточные усреднители При небольших расходах и периодическом сбросе воды используют контактные усреднители В большинстве же случаев применяют проточные усреднители которые выполняют в виде многокоридорных резервуаров или резервуаров с перемешивающими устройствами

Из многокоридорных усреднителей наибольшее распространение получили прямоугольные (рис 2 1) и круглые (рис 2 2) Усреднение в них достигается за счет дифференцирования потока который поступая в усреднитель делится на ряд струй протекающих по коридорам разной длины В результате в сборном лотке смешиваются струи воды различной концентрации поступившие в усреднитель в разное время Такие усреднители рекомендуется применять при незначительном количестве взвешенных веществ в поступающей сточной воде

В усреднителях с перемешивающими устройствами усреднение воды достигается за счет интенсивного перемешивания воды Оно может осуществляться барботиро

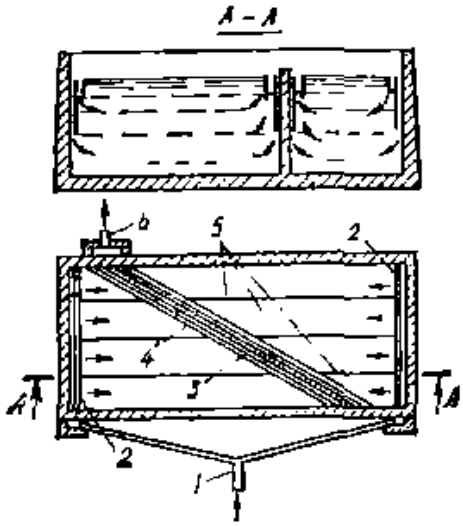


Рис 21 Прямоугольный усреднитель концентрации сточных вод

1 — подводящий канал *2* — распределительный лоток *3* — глухая диагональная перегородка *4* — сборные лотки *5* — продольные вертикальные перегородки *6* — водоотводящий канал

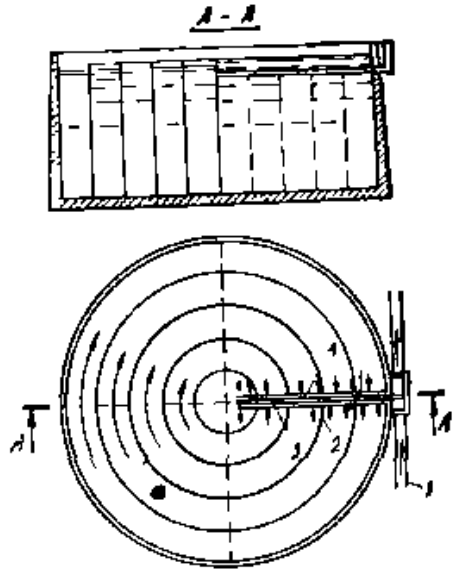


Рис 22 Круглый усреднитель концентрации сточных вод

1 — подводящий канал *2* — распределительный лоток *3* — глухая радиальная перегородка *4* — сборный лоток

вапием воды воздухом, специальными мешалками или циркуляцией воды в резервуарах, создаваемой насосами. На рис 23 представлен усреднитель концентрации и рас-

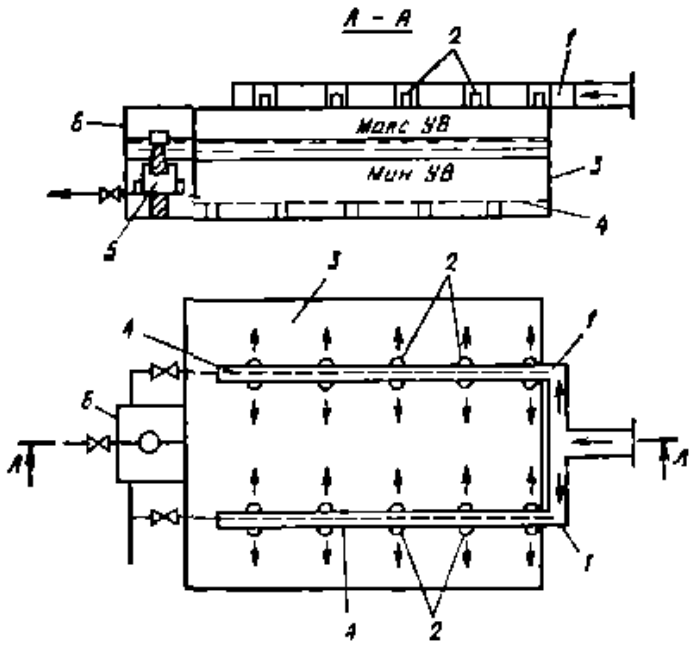


Рис 23 Усреднитель с перемешивающим устройством

1 — подающие лотки *2* — впускные отверстия *3* — резервуар усреднителя *4* — барботер *5* — выпускное устройство *6* — выпускная камера

хода воды, в котором вода перемешивается сжатым воздухом Усреднитель оборудован сборным устройством, обеспечивающим автоматическое усреднение расхода Усреднитель с барботированием воды воздухом рекомендуется применять для усреднения сточных вод с содержанием взвешенных веществ до 500 мг/л При большем содержании взвешенных веществ рекомендуется применять усреднители с механическим перемешиванием и отстойной частью

Усреднители обычно размещают после отстойников и не оборудуют их отстойной частью

Объем усреднителя определяется с учетом характера колебаний концентрации загрязняющих веществ, который может быть подразделен на три вида залповый, циклический и произвольный

Многокоридорные усреднители рекомендуется применять при залповых сбросах высококонцентрированных сточных вод Их объем рассчитывают по формуле

$$V = Qt_в K/2, \qquad (2\ 1)$$

где Q — расход сточных вод м³/ч $t_з$ — длительность залпового сброса ч K — коэффициент усреднения

$$K = (C_{макс} - C_{ср})/(C_{доп} - C_{ср}) \qquad (2\ 2)$$

здесь $C_{макс}$ — максимальная концентрация загрязнений в залповом сбросе $C_{ср}$ — средняя концентрация загрязнений в стоке $C_{доп}$ — концентрация загрязнений в стоке допустимая по условиям работы последующих сооружений

Объем усреднителя с перемешивающим устройством при залповом сбросе надлежит определять по следующим формулам

при $K<5$

$$V = \frac{1\ 3Qt_в}{\ln K/(K-1)} \qquad (2\ 3)$$

при $K \geqslant 5$

$$V = 1\ 3Qt_з K \qquad (2\ 4)$$

Объем усреднителя с перемешивающим устройством при циклических колебаниях вычисляют по формулам

при $K<5$

$$V = 0,21Qt_к \sqrt{K^2 - 1}\ , \qquad (2\ 5)$$

при $K \geqslant 5$

$$V = 0\ 21Qt_ц K, \qquad (2\ 6)$$

где $t_к$ — период цикла колебания ч

Для случая произвольного характера колебаний концентрации загрязнений сточных вод методики определения объема усреднителя с перемешивающим устройством не имеется, и объем определяется методом подбора Сначала *объем усреднителя принимают примерно равным* суммарному притоку сточных вод в часы с концентрацией загрязнений превышающей допустимую концентрацию Затем проверяют правильность принятого объема путем расчета концентрации загрязнений на выходе из сооружения по часам суток В любой период времени концентрация загрязнений не должна превышать допустимую концентрацию Проверочный расчет ведется последовательно для периодов времени (в ч)

$$\Delta t < 1/(5Q) \qquad (2\ 7)$$

Число периодов времени должно быть не менее 50 Изменение концентрации загрязнений г/м³, на выходе из усреднителя в каждый период времени определяется по формуле

$$\Delta C_{вых} = Q\,(C_{вх} - C_{вых})\,\Delta t/V, \qquad (2\ 8)$$

где $C_{вх}$ $C_{вых}$ — концентрация загрязнений на входе и выходе за предыдущий период времени, г/м³

Результат вычисления $\Delta C_{вых}$ может быть положительным и отрицательным Полученное $\Delta C_{вых}$ следует прибавить к $C_{вых}$ предшествующего периода времени в результате чего получим $C_{вых}$ данного периода времени

Определение концентрации загрязнений в усредненной воде следует начинать с того часа, когда наблюдается максимальное значение $C_{вх}$ Если получившийся результат в любой период времени превышает допустимую концентрацию загрязнения то расчет следует повторить при увеличенном объеме усреднителя

Для усреднения расхода сточных вод объем усреднителя следует рассчитывать аналогично расчету регулирующих емкостей систем *водоснабжения и канализации*

Объем усреднителя предназначенного для усреднения расхода и концентрации загрязнения также определяется методом подбора — проверкой принятого объема усреднителя и концентрации загрязнения на выходе из усреднителя в отдельные периоды времени

§ 6 Решетки

Для улавливания из сточных вод крупных нерастворенных загрязнений применяют решетки выполняемые из круглых прямоугольных или иной формы металлических стержней Прозоры между решетками $b = 16—19$ мм Решетки устанавливаемые на насосных станциях могут иметь и *большие прозоры поскольку* это зависит от размеров насосов

Решетки подразделяют на неподвижные и подвижные Наиболее широкое распространение получили неподвижные *Для удобства съема загрязнений часто решетки* устанавливают под углом к горизонту $\alpha = 60—70°$ (рис 2 4) Если количество улавливаемых загрязнений составляет 0 1 м³ в 1 сут и более то очистка решеток должна быть механизирована

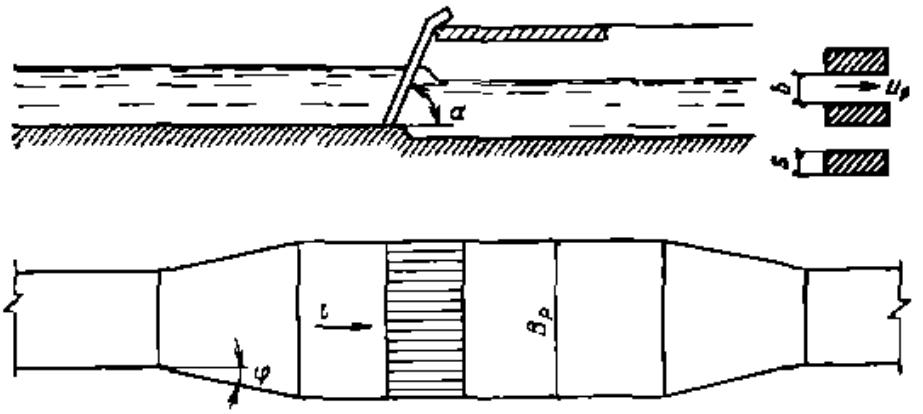


Рис 2 4 Решетка с ручной очисткой

При расчете решетки вначале определяют общее число прозоров n по формуле

$$n = \frac{q_{max}}{bh_1 v_p} k_3 \qquad (2\ 9)$$

где q_{max} — максимальный расход сточных вод h_1 — глубина воды перед решеткой v_p — средняя скорость в прозорах решетки которую рекомендуется принимать равной около 1 м/с k_3 — коэффициент учитывающий стеснение прозоров граблями и задержавшимися загрязнениями и равный 1 05

Общая ширина решеток

$$B_p = s(n - 1) + bn \qquad (2\ 10)$$

где s — толщина стержней решетки

Затем принимается число решеток N и ширина каждой из них

$$B_1 = B_p/N \qquad (2\ 11)$$

Потери напора в решетках

$$h_м = \rho\zeta v^2/(2g), \qquad (2\ 12)$$

где ζ — коэффициент местного сопротивления v — скорость движения воды в камере перед решеткой g — ускорение свободного падения ρ — коэффициент учитывающий увеличение потерь напора вследствие засорения решетки ориентировочно рекомендуется принимать $\rho=3$

Коэффициент местного сопротивления решетки зависит от формы стержней и определяется по формуле

$$\zeta = \beta (s/b)^{4/3} \sin\alpha \qquad (2\ 13)$$

где β — коэффициент равный 2 42 для прямоугольных и 1 72 для круглых стержней

При проектировании решеток количество уловленных загрязнений следует принимать в зависимости от размера решеток (при $b=16-20$ мм количество отбросов равно 8 л на 1 чел в год а плотность их — 750 кг/м³) Уловленные на решетках отбросы должны подвергаться дроблению в дробилках и возвращаться в поток воды перед решетками

В последние годы в СССР и за рубежом все более широкое распространение получают комбинированные аппараты — решетки дробилки (коммипуторы) в которых уловленные решетками загрязнения дробятся под водой, без извлечения их на поверхность

§ 7 Песколовки

Для улавливания из сточных вод песка и других минеральных нерастворенных загрязнений применяют песколовки подразделяемые на горизонтальные вертикальные и с вращательным движением жидкости, последние *бывают тангенциальные и аэрируемые*

Горизонтальные и аэрируемые песколовки используют при расходах более 10 000 м³/сут Конструктивной разновидностью горизонтальных песколовок являются горизонтальные с круговым движением воды Они имеют круглую форму в плане Их рекомендуется применять при сравнительно небольших расходах — до 70 000 м³/сут Тангенциальные песколовки также имеют круглую форму в плане и рекомендуются для применения при расходах до 50 000 м³/сут Вертикальные песколовки велики по размеру и работают неэффективно,

поэтому их используют в исключительных случаях и при соответствующем обосновании

При расчете горизонтальных песколовок (рис 2 5) вначале определяют площадь живого сечения одного отделения

$$\omega = q_{макс}/(vn), \qquad (2\ 14)$$

где $q_{макс}$ — максимальный расход сточных вод на одно отделение v — средняя скорость движения воды, n — количество отделений

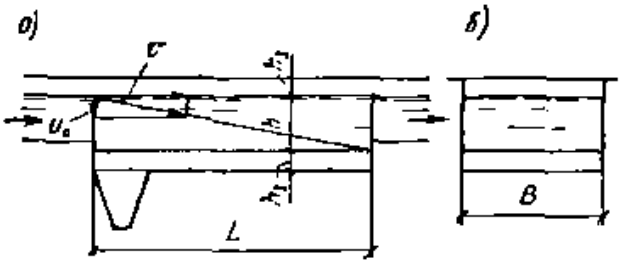


Рис. 2 5. Горизонтальная песколовка
а — продольный разрез
б — поперечный разрез

Затем находят размеры отделения в поперечном сечении Длину песколовки вычисляют по формуле

$$L = kh_1 v/u_0, \qquad (2\ 15)$$

где h_1 — глубина проточной части песколовки, k — коэффициент (табл 2 1) учитывающий влияние турбулентности и других факторов на работу песколовок u_0 — гидравлическая крупность песка расчетного диаметра

ТАБЛИЦА 2 1 ЗНАЧЕНИЯ КОЭФФИЦИЕНТА k В ФОРМУЛЕ (2 15)

Диаметр частиц песка	Гидравлическая крупность u_0 мм/с	Значения k для песколовок			
		горизонтальных	аэрируемых при B/H		
			1	1 2)	1 3
0,15	13 2	—	2 62	2 5	2 39
0,2	18 7	1,7	2,43	2,25	2 08
0 25	24 2	1 3	—	—	—

При иных расчетных параметрах коэффициент k можно вычислить по формуле

$$k = u_0/\sqrt{u_0^2 - w^2}, \qquad (2\ 16)$$

где w — вертикальная турбулентная составляющая

$$w = 0\ 05v \qquad (2\ 17)$$

Для горизонтальных песколовок следует принимать v=0,3 м/с, расчетный диаметр частиц песка 0,2—

0,25 мм, продолжительность движения сточных вод не менее 30 с. Изменение расхода по суткам и часам суток вызывает изменение скорости движения воды в песколовках, поэтому возникает необходимость в дополнительных устройствах, обеспечивающих поддержание в песколовках постоянной скорости движения воды, равной оптимальной величине $v=0{,}3$ м/с.

Горизонтальные песколовки с круговым движением воды следует рассчитывать по продолжительности движения воды в них, которую рекомендуется принимать равной 30—50 с.

Известно много методов поддержания в песколовках постоянной скорости. Наиболее простой из них заключается в устройстве на выходном канале неподтопленного водослива с широким порогом без донного выступа. Размеры водослива вычисляют по формулам

$$P=\frac{h_{\text{макс}}-k_q^{2/3}h_{\text{мин}}}{k_q^{2/3}-1}, \qquad (2\ 18)$$

$$b_{\text{сж}}=\frac{q_{\text{макс}}}{m\sqrt{2g}\ (P+h_{\text{макс}})^{3/2}}, \qquad (2\ 19)$$

где P — перепад между дном песколовки и порогом водослива; $b_{\text{сж}}$ — ширина водослива; $h_{\text{макс}}$ и $h_{\text{мин}}$ — глубины воды в песколовке соответственно при максимальном $q_{\text{макс}}$ и минимальном $q_{\text{мин}}$ расходах и скорости движения воды 0,3 м/с; $k_q=q_{\text{макс}}/q_{\text{мин}}$; m — коэффициент расхода водослива, зависящий от условий бокового сжатия и равный 0,35—0,38.

Аэрируемые песколовки рассчитывают также по формулам (2.14), (2.15) и данным табл. 2.1. Расчетную глубину песколовки h_1 принимают равной половине ее гидравлической глубины (рис. 2.6). При расчетных параметрах, не указанных в табл. 2.1, коэффициент k определяется по формуле

$$k=-\frac{26{,}4\alpha u_0}{\lg(1-20\alpha u_0)}, \qquad (2\ 20)$$

где $\alpha=B/H$.

При расчете аэрируемых песколовок следует принимать $v=0{,}05$—$0{,}12$ м/с, расчетный диаметр частиц песка 0,15—0,2 мм, $B/H=1$—$1{,}5$, интенсивность аэрации 3—5 м³/м² в 1 ч, поперечный уклон дна (к песковому лотку) 0,3—0,4.

Расчет тангенциальных песколовок ведется по формуле

$$F=q_{\text{макс}}/(nq_0), \qquad (2\ 21)$$

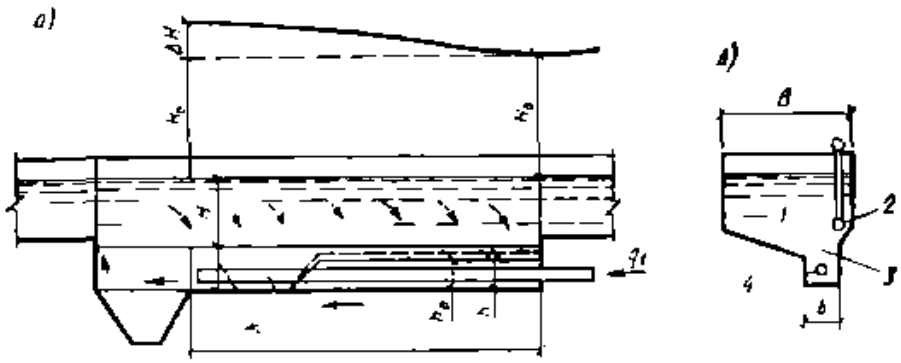


Рис 2 6 Аэрируемая песколовка оборудованная гидромеханической системой — продольный разрез *б* — поперечный разрез *1* — рабочая зо а *2* — аэра тор *3* — песковый лоток *4* — см ывной трубопров д

где F — площадь отделения песколовки в плане $q_{макс}$ — максимальный расход сточных вод n — число отделений q_0 — нагрузка а песколовку по воде

Кроме того можно рассчитывать эти песколовки и по формуле

$$F = q_{макс}/(nu_0) \qquad (2\ 22)$$

Из сравнения формул (2 21) и (2 22) следует, что нагрузка на песколовку q_0 численно равна гидравлической крупности песка расчетного диаметра u_0 выражен ной в м/ч

При расчете тангенциальных песколовок следует принимать глубину равной половине диаметра сооружения, расчетный диаметр песка 0 2—0 25 мм

С учетом изложенного нагрузка на сооружение должна быть

при $u_0 = 18\ 7$ мм/с

$$q_0 = 18\ 7\ 3600/1000 = 67\ м^3/(м^2\ ч)$$

при $u_0 = 24\ 2$ мм/с

$$q_1 = 24\ 2\ 3600/1000 = 87\ м^3/(м^2\ ч)$$

На тангенциальные песколовки более совершенных конструкций допускается нагрузка $q_0 = 110 - 130$ м^3/(м^2 ч)

Для выгрузки осадка из горизонтальных и аэрируемых песколовок обычно применяют механические скребки цепного и тележечного типа Осадок сгребается в бункер как правило располагаемый в начале сооружения, и затем откачивается гидроэлеватором насосом или эрлифтом Скребки сложны по конструкции и ненадежны в эксплуатации поэтому в последние годы для удаления осадка из песколовок начали применять гидромеханичес

кую систему представляющую собой смывной трубопровод со спрысками расположенный в песковом лотке (см рис 2 6) Восходящая скорость смывающей песок воды в лотке определяется по формуле

$$v = 10 d_{экв}^{1,31} (0,7e + 0,17)/\mu^{0,64}, \qquad (2\ 23)$$

где $d_{экв} = 100/\Sigma \frac{p_i}{d_{ii}}$ — эквивалентный диаметр зерен песка см для осадка из песколовок следует принимать $d_{экв} = 0,05$ см [здесь p_i — процентное содержание (по массе) фракций песка со средним диаметром d_{ii}; $e = (h - h_0)/h_0$ — относительное расширение песка при смыве [здесь h_0 и h высота слоя осадка в лотке до и после подачи промывной воды (расширения)]; μ — динамическая вязкость г/(см с)

Общий расход воды, подаваемой на смыв

$$q_l = vbl, \qquad (2\ 24)$$

где b — ширина пескового лотка; l — длина пескового лотка

Для обеспечения достаточной равномерности распределения воды по длине смывного трубопровода вода в смывной трубопровод должна подаваться под напором

$$H_0 = 5,6 h_0 + 5,4 v_{тр}^2/(2g) \qquad (2\ 25)$$

где $v_{тр}$ — скорость движения воды в начале смывного трубопровода

Диаметр выходного отверстия спрысков $d_{спр}$ рассчитывается по формуле

$$d_{спр} = \sqrt{\frac{4q_l}{\pi n \mu_p \sqrt{2gH_0}}}, \qquad (2\ 26)$$

где n — число спрысков на смывном трубопроводе; μ_p — коэффициент расхода спрысков ориентировочно равный 0,8[2]

Более подробно о работе гидромеханической системы изложено в специальной литературе [1]

При расчете песколовок следует принимать количество задерживаемого песка 0,02 л на 1 чел в 1 сут, влажность песка 60 %, плотность песка 1,5 т/м³, содержание песка в осадке 60 %. В аэрируемых песколовках количество задерживаемого песка составляет 0,03 л на 1 чел в 1 сут, а содержание песка в осадке — 90—95 %

§ 8. Отстойники и осветлители

Для улавливания из сточных вод нерастворенных загрязнений применяют отстойники периодического (контактные) и непрерывного (проточные) действия. В прак-

тике очистки сточных вод в основном используются отстойники непрерывного действия

По направлению движения жидкости в сооружении отстойники подразделяют на два основных типа горизонтальные и вертикальные Для очистки сточных вод широко используют также радиальные отстойники которые являются разновидностью горизонтальных Отстойники с вращающимися сборно распределительными устройствами имеют круглую форму в плане а движение воды в них практически отсутствует (кроме возмущений создаваемых сборно распределительным устройством)

В последние годы получили распространение так называемые тонкослойные отстойники Особенность их заключается в том что отстойная зона разделяется полочными секциями и трубчатыми элементами на неглубокие слои где обеспечивается ламинарное движение осветленной воды

В зависимости от назначения в технологической схеме очистной станции отстойники подразделяются на первичные и вторичные Первичные отстойники служат для предварительного осветления сточных вод поступающих на биологическую или физико химическую очистку а вторичные — для осветления сточных вод прошедших биологическую или физико химическую очистку Для предварительного осветления сточных вод и осветления сточных вод прошедших биологическую и физико химическую очистку в ряде случаев возможно применение осветлителей со взвешенным слоем осадка

Выбор типа и числа отстойников при проектировании должен производиться на основании технико экономического их сравнения с учетом местных условий Вертикальные отстойники целесообразно применять при производительности очистной станции до 20 000 м³/сут горизонтальные — более 15 000 м³/сут радиальные — более 20 000 м³/сут осветлители со взвешенным слоем осадка применяются при производительность очистной станции до 100 000 м³/сут

Исследования последних лет показали что для интенсификации и осветления сточных вод рационально применение предварительной аэрации сточных вод с добавлением активного ила выполняемой преаэраторами

Первичные отстойники При расчете горизонтальных отстойников вначале следует определить ширину отделений отстойника

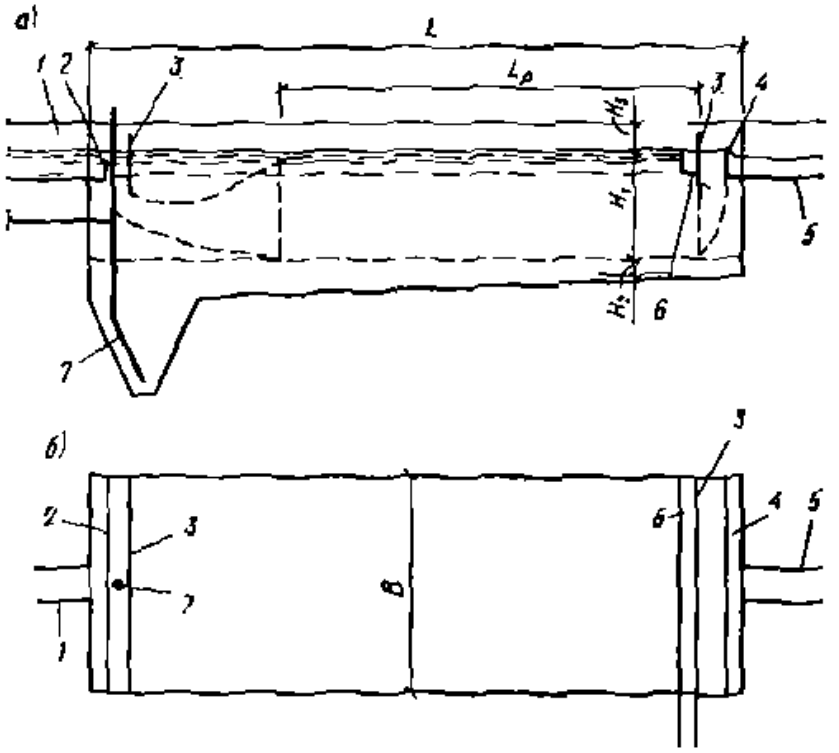


Рис 2 7 Горизонтальный отстойник

а — разрез б — план 1 — подводящий лоток 2 — распределительный лоток 3 — полупогружные доски 4 — сборный лоток 5 — отводной лоток 6 — лоток для сбора и удаления плавающих веществ 7 — трубопровод для удаления осадка

$$B = \frac{q_{макс}}{nH_1 v}, \qquad (2\ 27)$$

где $q_{макс}$ — максимальный расход сточных вод n — число отделений H_1 — глубина проточной части отстойника v — средняя скорость потока в пределах рабочей длины отстойника

Сложную схему течения воды в отстойнике с расширением потока в начале сооружения и сужением в его конце представим в виде двух участков (по длине) рабочего с равномерным движением воды и глубиной H_1 в пределах которого происходит осветление воды и нерабочего где осветление воды практически не происходит (рис 2 7) Длина рабочего участка может быть определена по формуле

$$L_р = Lk$$

где k — коэффициент использования объема отстойника L — общая длина отстойника

Общую длину отстойника рекомендуется определять

по зависимости

$$L = \frac{vH_t}{k(u_0 - w)}, \qquad (2\ 28)$$

где u_0 — условная гидравлическая крупность соответствующая заданному эффекту осветления воды для реальных размеров сооружения и условий проектирования w — вертикальная турбулентная составляющая определяемая по формуле (2 17)

Условную гидравлическую крупность определяют путем проведения лабораторных (технологических) анализов в цилиндрах отстойниках при статическом отстаивании воды По этим анализам строят кривые кинетики осветления воды $\Theta = f(t)$ для двух высот столба воды h_1 и h_2 ($h_1 \geqslant 200$ мм $h_2 - h_1 \geqslant 200$ мм) и вычисляют коэффициент пропорциональности n по формуле

$$n = (\lg t_1 - \lg t_2)/(\lg h_1 - \lg h_2), \qquad (2\ 29)$$

где t_1 и t_2 — продолжительность отстаивания воды при которой достигается требуемый эффект в цилиндрах с высотой столба воды соответственно h_1 и h_2

Условная гидравлическая крупность соответствующая заданному эффекту осветления в цилиндре отстойнике с высотой столба воды равной высоте проектируемого отстойника H_1 может быть найдена по соотношению

$$u = \frac{H_1}{t_1 (H_1/h_1)^n} \qquad (2\ 30)$$

При температуре воды которую будет иметь реальная сточная вода условная гидравлическая крупность может быть определена по формуле

$$u_0 = \mu_л u/\mu_п \qquad (2\ 31)$$

где $\mu_л$ и $\mu_п$ — динамическая вязкость воды полученная в лабораторных и производственных условиях

Для бытовых сточных вод продолжительность осветления воды в цилиндрах с высотой столба воды $h_1 = 500$ мм в зависимости от эффекта ее осветления может приниматься по табл 2 2 Показатель степени n может быть определен по рис 2 8

Рекомендуемые расчетные параметры отстойников приведены в табл 2 3 Высоту нейтрального слоя следует принимать $H_2 = 0{,}3$ м (от дна на выходе из отстойника)

Диаметр радиального отстойника (рис 2 9) и отстойника с вращающимся сборно распределительным устрой

ТАБЛИЦА 2.2. ПРОДОЛЖИТЕЛЬНОСТЬ ОТСТАИВАНИЯ ВОДЫ В ЗАВИСИМОСТИ ОТ ЭФФЕКТА ЕЕ ОСВЕТЛЕНИЯ ПРИ $t=20$ °С

Эффект осветления воды, %	Продолжительность отстаивания, с, при концентрации взвешенных веществ, мг/л			
	100	200	300	400
20	600	300	—	—
30	900	540	320	260
40	1320	650	450	390
50	1900	900	640	450
60	3800	1200	870	680
70	—	3600	2600	1830
80	—	—	—	—

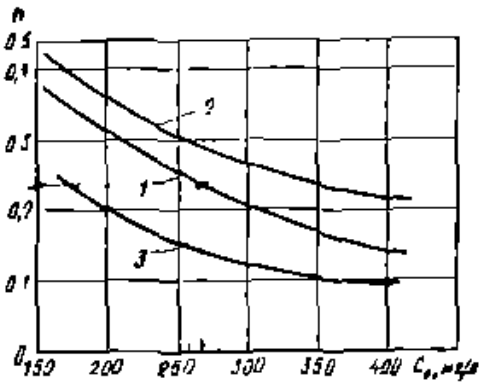


Рис. 2.8. Зависимость показателя степени n от концентрации C
1 — при $\vartheta=50$ %; 2 — при $\vartheta=60$ %; 3 — при $\vartheta=70$ %

ставом определяется по формуле

$$D=\sqrt{\frac{4q_{макс}}{\pi k n\left(u_0-w\right)}}, \qquad (2.32)$$

Между отношением D/H_1 и v существует определенная связь. Многочисленные исследования показывают, что для радиальных отстойников обязательно соблюдение соотношения $D/H_1=6\div12$. При средних рекомендуемых параметрах $D/H_1=10$; $H_1=3$ м, $t=1{,}25$ ч$=4500$ с. Тогда скорость на половине радиуса

$$v=D/(2t)=10H_1/(2t)=(10\cdot3000)/(2\cdot4500)=3{,}3 \text{ мм/с}$$

Следовательно, в радиальных отстойниках скорость на половине радиуса при решении возможных в практике задач меньше рекомендуемых пределов.

По формуле (2.32) диаметр радиального отстойника определяется без учета глубины сооружения, поэтому

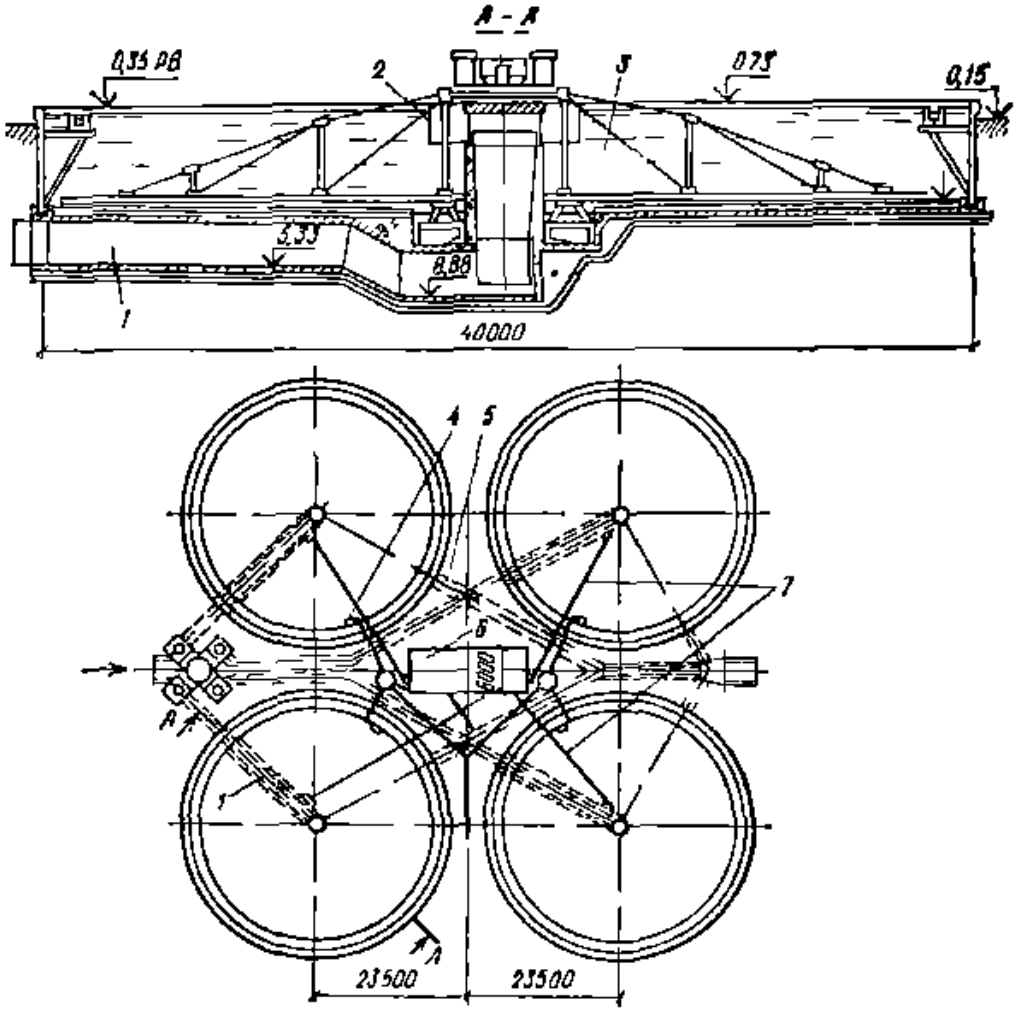


Рис 2 9 Первичный радиальный отстойник

1 — подводящая труба *2* — почвогружной ложук распределительного устройства *3* — илоскреб *4* — приемный бункер плавающих загрязнений *5* — отводящая труба *6* — насосная станция сырого осадка *7* — трубы для отвода осадка

при расчете вначале следует принять глубину H_1, а затем уже определить u_0 и D Если при этом отношение D/H_1 будет отличаться от рекомендуемого отношения, то расчет следует повторить при новом значении глубины H_1 Таким образом расчет радиальных отстойников производится методом подбора

Рекомендуемые расчетные параметры для радиальных отстойников и отстойников с вращающимся сборно-распределительным устройством приведены в табл 2 3. При проектировании этих отстойников следует принимать их диаметр не менее 18 м, а высоту нейтрального слоя у периферии 0,3 м

ТАБЛИЦА 23. РАСЧЕТНЫЕ ПАРАМЕТРЫ ПЕРВИЧНЫХ ОТСТОЙНИКОВ

Отстойник	Коэффициент использования k	Рабочая глубина отстойной части H_1, м	Ширина B, м	Скорость потока v, мм/с	Уклон днища i	Угол наклона плоскости α, град
Горизонтальный	0,5	1,5—4	(2—5) H	5—10	0,005	—
Радиальный	0,45	1,5—5	—	5—10	0,05	—
Вертикальный	0,35	2,7—3,8	—	—	—	—
С вращающимся сборно распределительным устройством	0,65	0,8—1,2	—	—	0,05	—
С нисходяще восходящим потоком	0,65	2,7—3,8	—	$(2-3)u_0$	—	—
Тонкослойный						
противоточная и прямоточная схемы	0,5—0,7	0,025—0,2	2—6	—	—	45—60
перекрестная схема	0,8	0,025—0,2	1,5	—	0,005	45—60

Диаметр вертикального отстойника также следует определять по формуле (2 32), а расчетные параметры принимать по табл 2 3 Диаметр отстойника принимается 4—9 м, длина центральной трубы — равной глубине H_1; высота нейтрального слоя между низом отражательного щита и уровнем осадка — 0,3 м

Длина рабочей части тонкослойного отстойника вычисляется по формуле

$$l_p = \frac{h_{np}}{k \cos \alpha} \frac{v}{u_0}, \qquad (2\ 33)$$

где h_{np} — расстояние между полками (ярусами)

Общая длина отстойника определяется с учетом размеров водораспределительного и водосборного устройства Расчетные параметры отстойников приведены в табл 2 3

Производственные сточные воды, содержащие всплывающие примеси (нефть, легкие смолы, масло и др), очищают путем отстаивания в сооружениях, называемых нефтеловушками, смоло- и маслоуловителями Расчетные

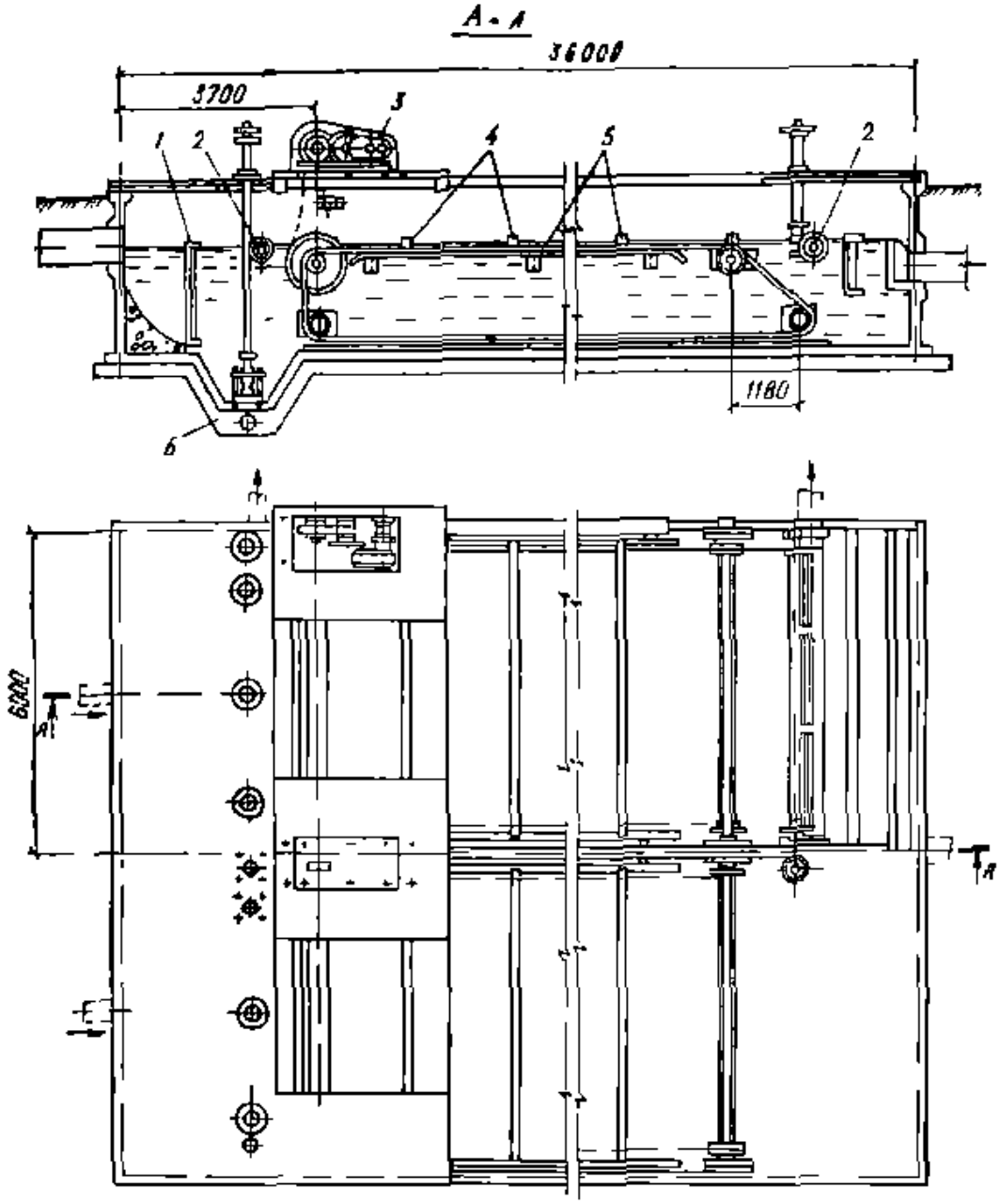


Рис 2 10 Нефтеловушка горизонтальная

1 — щелевая распределительная перегородка, *2* — нефтесборная труба *3* — механизм передвижения скребков, *4* — скребки, *5* — кронштейны, *6* — донный клапан

параметры этих сооружений должны приниматься в зависимости от физических характеристик загрязняющих примесей и их концентрации

Нефтеловушки проектируются трех типов горизонтальные (рис 2 10), радиальные и тонкослойные (рис 2 11) Расчет нефтеловушек рекомендуется производить аналогично расчету отстойников с учетом кинети-

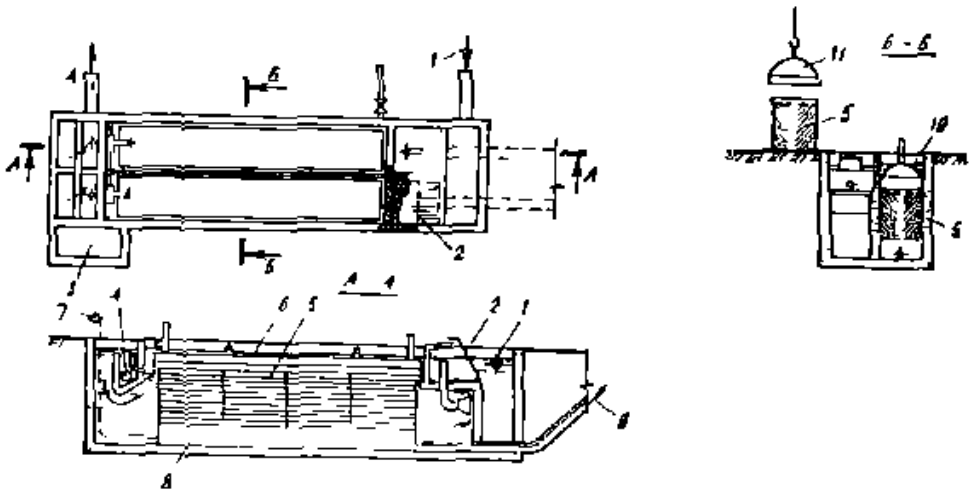


Рис 2 11. Нефтеловушка с параллельными пластинами для тонкослойного отстаивания

1 — водоподающая труба *2* — стенка, *3* — колодец для сбора нефти *4* — отвод обработанной воды *5* — блоки из пластин *6* — труба для сбора нефтепродуктов *7* — лебедка для монтажа труб *8* — осадочная часть нефтеловушки, *9* — отвод осадка, *10* — куполный свод

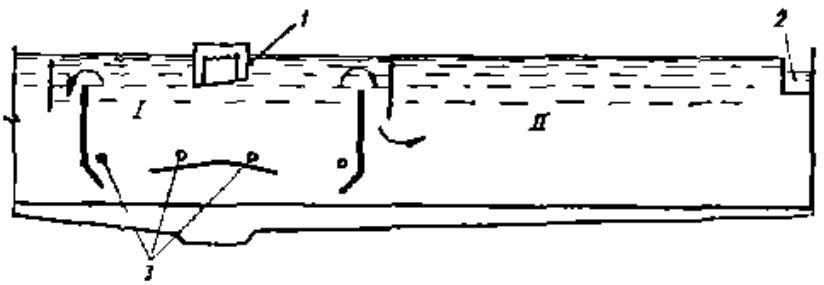


Рис. 2 12 Отстойник со встроенным преаратором

I — зона преаэрации *II* — отстойная зона, *1* — распределительное устройство; *2* — сборный лоток *3* — аэраторы

ки всплывания нефтяных частиц При отсутствии данных о кинетике всплывания нефтяных частиц допускается принимать гидравлическую крупность этих частиц в пределах от 0,4 мм/с (с количеством уловленной нефти 70 %) до 0,6 мм/с (с количеством уловленной нефти 60 %)

При расчете горизонтальных нефтеловушек следует принимать: $h_1=2$ м, $L/h=15\div20$, $B=3\div6$ м; $v=4\div6$ мм/с, а при расчете тонкослойных нефтеловушек: $u_0=0{,}15$ мм/с, $h_{пр}=50$ мм, $\alpha=45°$.

Преаэраторы. Для интенсификации работы первичных отстойников (осветления сточных вод) рекомендуется осуществлять преаэрацию сточных вод с добавлением активного ила в преаэраторах. Исследования последних лет

показали, что применение отдельно стоящих преаэраторов не обеспечивает желаемого эффекта и намного эффективнее совмещать их с отстойниками На рис 2 12 показана новая конструкция преаэратора встроенного в радиальный отстойник[1] Особенность этой конструкции заключается в том что перепуск воды из преаэратора в отстойник производится в верхней части отстойника через кольцевое пространство между двумя концентрически расположенными кожухами Первый кожух обтекается потоком сверху а второй — снизу Упомянутые кожухи создают совершенное распределительное устройство обеспечивающее оптимальный гидравлический режим работы отстойника и исключающий размыв осадка со дна (это явление наблюдалось и в преаэраторах прежней конструкции)

При оптимальных параметрах работы преаэратора (продолжительности аэрации $t_1 = 15-20$ мин интенсивности аэрации $J = 2-3$ м³/(м³ ч) и добавке ила в очищаемую воду $C_и = 130-200$ мг/л) эффективность работы отстойника повышается по взвешенным веществам на 40—50 % а по БПК на 80—100 % (с 15—20 до 30—40 %)

Вторичные отстойники Все типы вторичных отстойников устраиваемых после аэротенков рекомендуется рассчитывать по нагрузке, м³/(м² ч) определяемой по формуле [6]

$$q = 4{,}5\eta H_1 a^{0{,}8}/(0{,}1Ja)^{0{,}2-0{,}1a_t} \qquad (2\ 34)$$

где η — коэффициент использования объема зоны отстаивания для радиальных отстойников равный 0 4 вертикальных — 0 35 горизонтальных — 0 45 J — иловый индекс см³ г a — концентрация активного ила в аэротенке г/л a_t — концентрация ила в осветленной воде мг/л

Вторичные отстойники после биологических фильтров также рекомендуется рассчитывать по нагрузке, вычисляемой по выражению

$$q = \eta u_0 \qquad (2\ 35)$$

где u_0 — условная гидравлическая крупность биопленки которая при полном биологическом очистке равна 1 4 мм/с

При определении площади отстойников следует учитывать и рециркуляционный расход

Осветлители Для осветления производственных сточ

---

[1] А с 983076 СССР МКИ³ С02С3/02 Устройство для очистки сточных вод/В И Калицун В Н Николаев, А П Варлыгин и др // Опубл в Б И — 1982 — № 47

ных вод некоторых видов возможно применение осветлителей со взвешенным слоем осадка. Так, для глубокой очистки волокно-каолинсодержащих сточных вод картонно-бумажных предприятий применяются осветлители конструкции ВНПО Бумпрома, а для очистки сточных вод аккумуляторных заводов от взвешенных веществ — отстойники осветлители типа ВНИИГС. При восходящей скорости движения воды 1,2 мм/с эффект осветления составляет 98—99 %.

Для илоотделения и осветления сточных вод, прошедших биологическую очистку в аэротенках, применяются осветлители со взвешенным слоем ила. В комбинированных сооружениях — окситенках и аэротенках-отстойниках — илоотделение и осветление воды происходит в илоотделителях-осветлителях со взвешенным слоем ила.

Исследования последних лет показали, что осветление воды после аэротенков успешно может осуществляться в осветлителях со взвешенным слоем ила, конструкция которых аналогична конструкции осветлителей, применяемых для очистки природных вод[1]. По предлагаемой

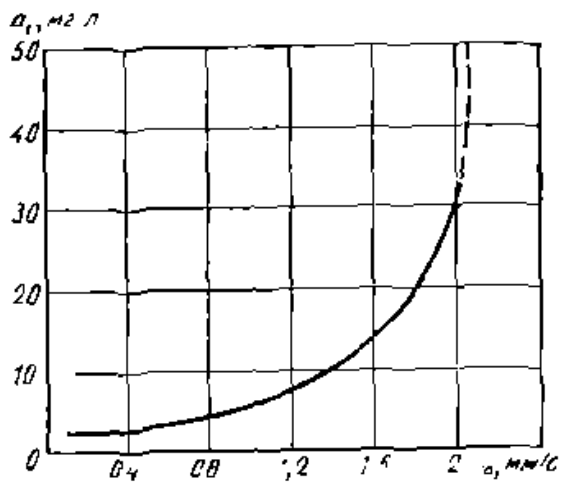


Рис. 2.13. Зависимость содержания взвешенных веществ в осветленной воде a_1 в зависимости от восходящей скорости v при концентрации активного ила в поступающей воде 20—500 мг/л

схеме основная масса ила должна отделяться в илоотделителе-отстойнике обычного типа с кратковременным пребыванием иловой смеси в них (в течение 30—40 мин). Концентрация ила в очищенной воде, направляемой в осветлитель, должна равняться 20—500 мг/л (рис. 2.13).

[1] Калицун В. И., Николаев В. И., Шевцов В. С. Осветлители для разделения иловых смесей//Водоснабжение и санитарная техника.— 1984.— № 11.

Конструкция осветлителей должна исключать возможность засорения труб и отверстий и позволять промывать сооружения и все коммуникации

§ 9 Фильтры, микрофильтры и сетки

Для глубокой очистки вод от мелкодиспергированных частиц а также для доочистки сточных вод после биологической (или другого метода) очистки применяют зернистые фильтры Они бывают с нисходящим (сверху вниз) и с восходящим (снизу вверх) потоком (рис 2 14) Фильтры с нисходящим потоком воды могут иметь однослойную и многослойную загрузку Можно применять также аэрируемые и каркасно засыпные фильтры

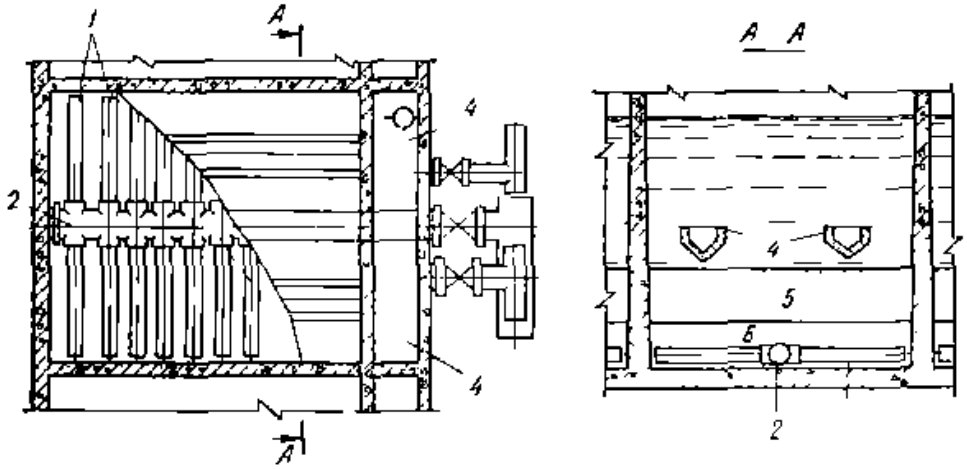


Рис. 2 14 Открытый скорый зернистый фильтр

1 — дренаж *2* — коллектор дренажа *3* — лотки для отвода промывной воды *4* — карман *5* — песчаный фильтрующий слой *6* — гравийный поддерживающий слой

Площадь фильтров м² вычисляется по формуле

$$F_ф = \frac{Qk(1+m)}{Tv_Ф - 3{,}6n(W_1 t_1 + W_2 t_2 + W_3 t_3) - nv_Ф t_4} \qquad (2\ 36)$$

где Q — производительность очисткой станции м³/сут k — коэффициент неравномерности T — продолжительность работы станции в течение суток ч $v_Ф$ — скорость фильтрования м/ч n — количество промывок каждого фильтра в сутки W_1 — интенсивность л/(с м²) первоначального взрыхления верхнего слоя загрузки продолжительностью t_1 ч W_2 — интенсивность подачи воды л/(с м²) с продолжительностью водовоздушной промывки t_2 ч (только при водовоздушной промывке) W_3 — интенсивность промывки л/(с м²) продолжительностью t_3 ч t_4 — продолжительность простоя фильтра из-за промывки ч m — коэффициент, учитывающий расход воды на промывку барабанных сеток

ТАБЛИЦА 24 РАСЧЕТНЫЕ ПАРАМЕТРЫ ПЕСЧАНЫХ ФИЛЬТРОВ

Фильтр	Параметры фильтрующей загрузки		Скорость фильтрования, м/ч, при работе		Интенсивность промывки, л/(с м²)	Продолжительность промывки, мин	Эффект очистки, %	
	материал	высота слоя, м	порывистой	форсированной			по $БПК_{полн}$	по взвешенным веществам
Однослойный с восходящим потоком	Кварцевый песок	1,2—1,3	6—7	7—8	Воздух — 18—20	2	50—60	70
	Гравий	0,5—0,75			Воздух — 18—20 и вода — 3—5	10—12		
					Вода — 7	6—8		
Однослойный	Гранитный щебень мелкий	1,2	16	18	Воздух — 16	3	40—50	65—75
					Воздух — 16 и вода — 10	4		
					Вода — 15	3		

Крупнозернистый с нисходящим потоком	Гранитный щебень	1,2	16	18	Воздух — 16	3	35—40	45—50
					Воздух — 16 и вода 10	4		
					Вода — 15	3		
Однослойный с восходящим потоком	Кварцевый песок	1,5—2	11—12	13—14	Воздух — 18—20	2	50—65	80—90
	Гравий	0,75—0,95			Воздух — 18—20 и вода 3—4	8—10		
					Вода 6—7	6—8		
Двухслойный с нисходящим потоком	Антрацит или керамзит	0,4—0,5	7—8	9—10	Вода 14—16	10—12	60—70	70—80
	Кварцевый песок	0,6—0,7						
	Гравий	0,5—0,75						

Расчетные параметры фильтров приведены в табл 2 4 Продолжительность простоя фильтра из за промывки следует принимать равной 0,33 ч, а коэффициент $m = 0,003-0,005$

Число фильтров на станции следует определять по эмпирической формуле Д М Минца

$$N = 0,5\sqrt{F_{\Phi}} \qquad (2.37)$$

При доочистке сточных вод, прошедших биологическую очистку, следует предусматривать

установку перед фильтрами барабанных сеток,

при необходимости, насыщение профильтрованной воды кислородом,

оборудование фильтров дренажем большого сопротивления с круглыми отверстиями

Для выделения из сточных вод мелкодисперсных примесей могут применяться микрофильтры Основным рабочим элементом их является вращающийся цилиндрический барабан, обтянутый фильтрующим полотном с размерами ячеек 40—70 мкм и погруженный в камеру примерно на 0,7 диаметра

Площадь фильтрующей поверхности микрофильтров следует определять по формуле

$$F_{\text{мф}} = \frac{k_1 Qk}{k_2 Tv_{\Phi}}, \qquad (2.38)$$

где k_1 — коэффициент, учитывающий увеличение производительности микрофильтров за счет очистки промывной воды и равный 1,03—1,05 k_2 — коэффициент, учитывающий площадь фильтрующей поверхности, расположенной над водой (при погружении барабана на 0,6 диаметра $k_2 = 0,55$, а при погружении на 0 7 диаметра $k_2 = 0,63$)

При расчете микрофильтров скорость фильтрования следует принимать 20—90 м/ч в зависимости от характера задерживаемых примесей и их концентрации в очищаемой воде При доочистке биологически очищенных вод скорость фильтрования принимается равной 20—25 м/ч

Для очистки сточных вод некоторых отраслей промышленности применяют сетки, размер их ячеек зависит от вида загрязнений и необходимой степени очистки воды Рабочую площадь сеток находят по формуле

$$F_{\text{с}} = Qkk_1 k_2 / v_{\text{с}}, \qquad (2.39)$$

где $v_{\text{с}}$ — скорость движения воды в сетке k_1 — коэффициент учета уменьшения площади сетки проволокой и опорными рамами,

$$k_1 = \left(\frac{b+d}{b}\right)^2 (1 + F_1) \qquad (2.40)$$

(здесь b — размер ячеек в свету d — диаметр проволоки сетки F — часть площади занимаемая рамами и шарнирами) k_2 — коэффициент загрязнения сетки равный 1 2—1 8

При расчете сеток следует принимать $b=0\,5—5$ мм $d=0\,3—2$ мм $v_c=0\,2—0\,4$ м/с для плоских сеток $v_c=$ $=0\,4—1$ м/с для вращающихся сеток

§ 10 Примеры расчетов

Пример 2 1 Определить объем и размеры в плане многокоридорного усреднителя при залповом сбросе высококонцентрированных сточных вод в течение $t_н=0\,5$ ч Расход сточных вод постоянен $Q=$ $=80$ м³/ч Концентрации загрязнений $C_{макс}=450$ мг/л $C_{ср}=85$ мг/л Допустимая концентрация загрязнений из условий нормальной работы последующих сооружений $C_{доп}$ 140 мг/л

Решение Определяем коэффициент усреднения по формуле (2 2)

$$K = (450 — 85)/(140 — 85) = 6\ 64$$

Объем усреднителя находим по формуле (2 1)

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

Проектируем прямоугольный усреднитель состоящий из двух отделений глубиной $H=1\,5$ м Площадь каждого отделения будет

$$F = v/(nH) = 132{,}8/(2\ 1\ 5) = 44\ 27\ м^2$$

В плане размеры сооружений принимаем $L\times B=5\,3\times8$ м По ширине каждое отделение делим на четыре коридора шириной $b=$ 2 м Для устранения стратификации в коридорах устанавливается по одному барботеру так как $b/H=2/1\,5$ $1\,33<2$

Пример 2 2 Определить объем и размеры усреднителя для усреднения концентрации загрязнения сточных вод поступающих с практически постоянным расходом $Q=215$ м³/ч Изменение концентрации загрязнения сточных вод характеризуется рис 2 15 Содержание взвешенных веществ в воде меньше 500 мг/т Допустимая концентрация загрязнений $C_{доп}=350$ г/м³

Решение Из рис 2 15 видно что изменение концентрации загрязнений происходит циклически Период цикла равен $t=7$ ч Проектируем усреднитель с перемешиванием осуществляемым барботированием воды воздухом

Средняя концентрация загрязнений в поступающей воде

$$C_{ср} = \frac{\sum_1^{t_н} QC}{\sum_1^{t_н} Q} = \frac{215\,(50 + 150 + 450 + 2\ 550 + 350 + 200)}{7\ 215} =$$

$$= 328{,}6\ г/м^3$$

Коэффициент усреднения определяем по формуле (2 2)

$$K = (550 — 328{,}6)/(350 — 328{,}6) = 10{,}3$$

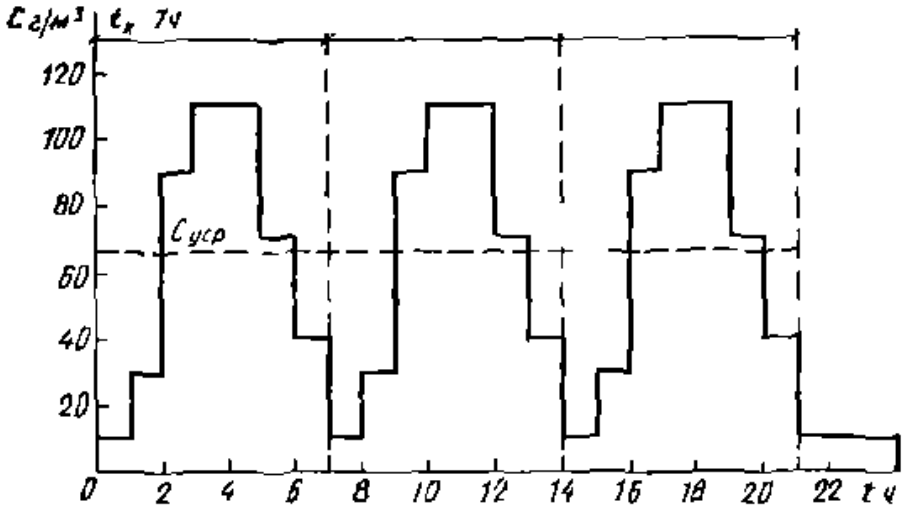


Рис 2 13 Изменение концентрации загрязнения воды по часам суток

Объем усреднителя находим по выражению (2 6)

$$V = 0\ 21\ 215\ 7\ 10\ 3 = 3255\ м^3$$

Проектируем прямоугольный в плане усреднитель состоящий из двух отделений глубиной $H = 3$ м Площадь каждого отделения будет

$$F = V/(nH) = 3255/(2\ 3) = 542,5\ м^2$$

При ширине каждого отделения $b = 20$ м длина их будет

$$L = F/b = \frac{542\ 5}{20} = 27,12\ м$$

Установку барботеров предусматриваем в четыре ряда при расстояниях 2 5 м от стенок и 5 м между барботерами

Пример 2 3 Определить объем и размеры усреднителя для усреднения сточных вод приток которых и концентрации загрязнений по часам суток характеризуются данными приведенными в табл 2 5 Допустимая концентрация загрязнений $C_{доп} = 700$ г/м³ Концентрация взвешенных веществ в воде 295 мг/л

Решение Как видно из табл 2 5 изменение концентрации загрязнения происходит произвольно Учитывая это и то что содержание взвешенных веществ в воде меньше 500 мг/л проектируем усреднитель с перемешиванием осуществляемым барботированием воды воздухом

Из табл 2 5 следует что превышение концентрации загрязнения сверх допустимой наблюдается с 7 до 16 ч Поэтому период усреднения принимаем равным 9 ч

Ориентировочно объем усреднителя принимаем

$$V = 300 + 450 + 450 + 480 + 500 + 600 + 700 + 750 + 500 = 4730\ м^3$$

Число типовых секций размером 25×11 8×5 м и объемом

ТАБЛИЦА 26 ИСХОДНЫЕ И РАСЧЕТНЫЕ ДАННЫЕ ДЛЯ ПРОЕКТИРУЕМОГО УСРЕДНИТЕЛЯ

Исходные данные			Расчетные концентрации загрязнений г/м³ в усредненной воде за сутки					
			1 е		2 е		3 и	
часы суток	приток, м³/ч	C г/м³	$\Delta C_{вых}$	$C_{вых}$	$\Delta C_{вых}$	$C_{вых}$	$\Delta C_{вых}$	$C_{вых}$
0—1	540	240	—	—	—27	493	—24	465
1—2	580	280	—	—	—22	471	—19	446
2—3	580	285	—	—	—19	452	—17	429
3—4	400	300	—	—	—11	441	—9	420
4—5	450	200	—	—	—19	422	—18	402
5—6	340	450	—	—	2	424	3	405
6—7	340	600	—	—	12	435	12	417
7—8	300	740	—	—	16	451	17	434
8—9	450	500	—	—	4	455	5	439
9—10	450	700	—	—	20	475	21	460
10—11	480	1000	—	—	45	520	46	506
11—12	500	1550	—	700	92	612	93	599
12—13	600	820	13	713	22	634	24	623
13—14	700	650	—8	705	2	636	3	626
14—15	750	800	13	718	22	658	23	649
15—16	500	1200	43	761	48	706	49	698
16—17	350	450	—19	742	—16	690	—16	682
17—18	350	240	—31	711	—28	662	—28	654
18—19	380	270	—30	681	—27	635	—26	628
19—20	450	180	—40	641	—37	598	—36	592
20—21	450	150	—39	602	—36	562	—36	556
21—22	400	150	—32	570	—29	533	—29	527
22—23	400	210	—26	544	—23	510	—23	504
23—24	550	300	—24	520	—21	489	—20	484

1400 м³ должно быть. $n = 4730/1400 = 3{,}38$ Принимаем четыре секции, общий объем которых будет

$$V = 1400 \cdot 4 = 5600 \text{ м}^3$$

Пропускная способность каждой секции

$$q = Q_{макс}/n = 750/4 = 187{,}5 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Скорость продольного движения воды в секции

$$v = \frac{q \cdot 1000}{F \cdot 3600} = \frac{187{,}5 \cdot 1000}{11{,}8 \cdot 5 \cdot 3600} = 0{,}82 \text{ мм/с} < v_{доп} = 2{,}5 \text{ мм/с},$$

здесь F — площадь живого сечения секции

Максимальный отрезок времени, через который следует определять концентрации загрязнений на выходе из усреднителя, находим по формуле (2.7)

$$\Delta t = 5600/(5\ 760) = 1,49 \text{ ч}.$$

Принимаем $\Delta t = 1$ ч

Расчет правильности принятого объема усреднителя начинаем с 11 ч, когда концентрация загрязнений в поступающей воде наибольшая (см. табл. 2.5). Предполагаем, что в 12 ч в усредненной воде концентрация загрязнений равна допустимой (700 г/м³). Изменение концентрации загрязнений в следующий час по формуле (2.8) будет

$$\Delta C_{\text{вых}_{12}} = \frac{600}{5600}(820 - 700)\,1 \approx 13 \text{ г/м}^3.$$

Концентрация загрязнений в выходящей воде

$$C_{\text{вых}_{12}} = C_{\text{вых}_{12}} + \Delta C_{\text{вых}_{12}} = 700 + 13 = 713 \text{ г/м}^3.$$

Результаты расчетов в последующие часы приведены в табл. 2.5, из которой следует, что максимальная концентрация загрязнений в усредненной воде равна 698 г/м³ (в 16 ч за третьи сутки), т. е. меньше допустимой концентрации, равной 700 г/м³. Следовательно, расчетный объем усреднителя $V = 5600$ м³ определен правильно.

Пример 2.4. Определить размеры решеток и количество улавливаемых загрязнений для очистной станции со средней производительностью $Q_{\text{ср сут}} = 120\,000$ м³/сут.

Решение. Расчетные расходы следует определять по суммарному графику притока сточных вод на очистную станцию с учетом поступления сточных вод от промышленных предприятий. Если данные о расходе сточных вод от промышленных предприятий отсутствуют, расчетные расходы определяют в предположении, что на станцию поступают только городские сточные воды.

Средний секундный расход

$$q_{\text{ср}} = Q_{\text{ср сут}}/(24 \cdot 3600) = 120\,000/86\,400 = 1,39 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Общий коэффициент неравномерности водоотведения $K_{\text{об макс}} = 1,47$ [6], тогда

$$q_{\text{макс}} = q_{\text{ср}} K_{\text{об макс}} = 1,39 \cdot 1,47 = 2,04 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Этот расход является расчетным расходом для решеток.

Принимая глубину воды в камере решетки $h_1 = 1,5$ м, среднюю скорость воды в прозорах между стержнями $v_p = 1$ м/с и ширину прозоров $b = 0,016$ м, количество прозоров решетки определяем по формуле (2.9).

$$n = \frac{2,04 \cdot 1,05}{0,016 \cdot 1,5 \cdot 1} = 89$$

Принимаем толщину стержней решетки $s = 0,008$ м. Ширину решеток находим по зависимости (2.10)

$$B_p = 0,008\,(89 - 1) + 0,016 \cdot 89 = 2,13 \text{ м}.$$

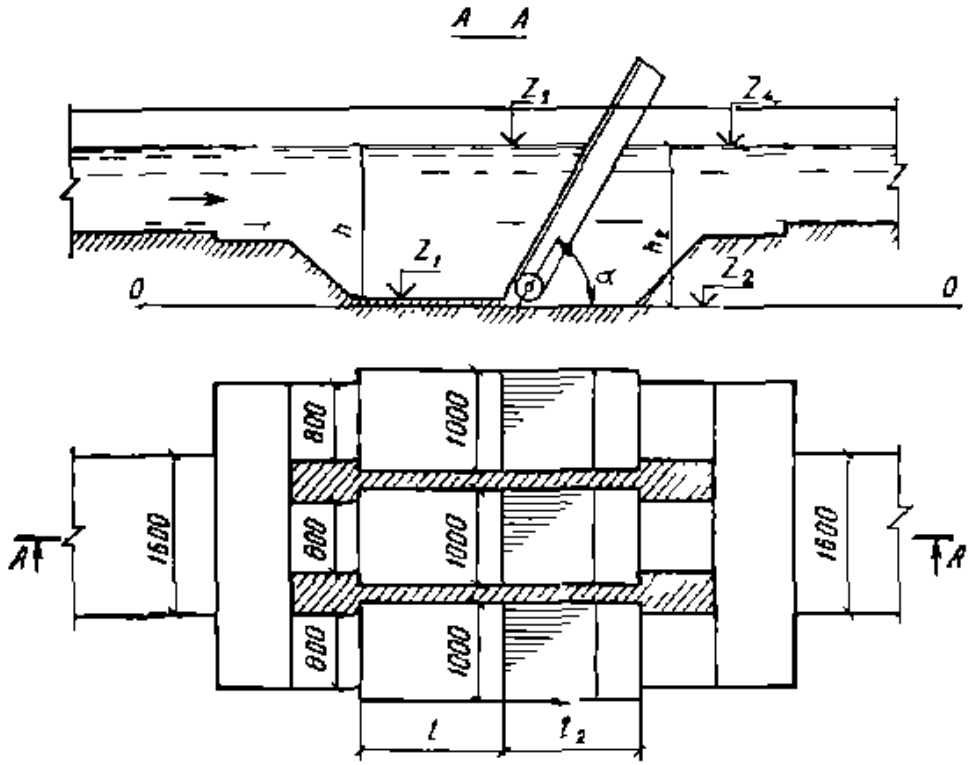


Рис 2 16 Схема установки решетки (к примеру 2 4)

Принимаем две решетки ширина каждой из которых по формуле (2 11) составляет

$$B_1 = 2\ 13/2 = 1\ 065\ м$$

В соответствии с выполненными расчетами выбираем типовую решетку МГ10Т со следующими данными размеры камеры перед решеткой $B \times H - 1000 \times 2000$ число прозоров $n - 39$ угол наклона решетки к горизонту $\alpha = 60°$ Перепад между дном камеры до и после решетки $Z_1 - Z_2 = 0\ 1$ м

Проверяем скорость воды в прозорах решетки При принятых размерах она будет

$$v_p = \frac{qk_3}{Nbh_1 n} = \frac{2\ 04\ 1\ 05}{2\ 0\ 016\ 1\ 5\ 39} = 1\ 14\ м/с$$

Вычисляем длину камеры решетки $l_p = l_1 + l_2 = 1\ 2 + 0\ 8 = 2$ м (величины l и l_2 приняты конструктивно) Отметка уровня воды $Z_3 \quad \angle + h_1 = 0\ 1 + 1\ 5 - 1\ 6$

Для определения отметки уровня воды в канале после решетки Z_4 (рис 2 16) составим уравнение Бернулли для двух сечений перед решеткой и после решетки относительно плоскости проходящей по дну камеры решетки (после решетки)

$$Z_3 + p_1/\gamma + v_1^2/(2g) = Z_2 + p_2/\gamma + v_2^2/(2g) + h_м,$$

где $h_м$ — местные потери напора, определяемые по формуле (2 12)

С учетом принятых обозначений и условий получаем

$$Z_1 = 0{,}1 \text{ м} \qquad Z_2 = 0 \text{ м}, \qquad p_1/\gamma = h_1 = 1{,}5 \text{ м} \qquad p_2/\gamma = h_2$$

$$v_1 = \frac{q}{NB_p h_1} = \frac{2{,}04}{2 \cdot 1 \cdot 1{,}5} = 0{,}58 \text{ м/с}$$

$$v_2 = \frac{q}{NB_p h_2} = \frac{2{,}04}{2 \cdot 1 \cdot h_2} = \frac{1{,}02}{h_2},$$

Коэффициент местного сопротивления решетки находим по формуле (2.13)

$$\zeta_{реш} = 2{,}42\,(0{,}008/0{,}016)^{4/3}\sqrt{3}/2 = 0{,}836$$

С учетом полученных данных уравнение Бернулли приобретает вид

$$0{,}1 + 1{,}5 + \frac{0{,}58^2}{19{,}62} = h_2 + \left(\frac{1{,}02}{h_2}\right)^2 \frac{1}{19{,}62} + 0{,}836\,\frac{0{,}58^2}{19{,}62}\,3,$$

или $h_2^3 - 1{,}57\,h_2^2 + 0{,}053 = 0$

Решаем это уравнение графически и в итоге получаем $h_2 = 1{,}50$ м и $Z_1 = 1{,}55$

Определим количество загрязнений улавливаемых решетками Количество отбросов снимаемых с решеток, имеющих ширину прозоров $b = 16$ мм равно 8 л/год на 1 чел Принимая норму водоотведения $n = 250$ л/(чел сут) определим приведенное число жителей

$$N_{пр} = Q_{ср\ сут}/n = 120\,000 \cdot 1000/250 = 480\,000 \text{ чел}$$

Объем улавливаемых загрязнений

$$V_{сут} = \frac{N_{пр} \cdot 8}{1000 \cdot 365} = \frac{480\,000 \cdot 8}{1000 \cdot 365} = 10{,}52 \text{ м}^3/\text{сут}$$

При их плотности $\rho = 750$ кг/м³ масса загрязнений составляет $M = 10{,}52 \cdot 0{,}75 = 7{,}89$ т в 1 сут

Для измельчения задерживаемых загрязнений принимаем две дробилки молоткового типа Д-3б (в том числе одну резервную) со следующими техническими характеристиками производительность 600 кг/ч, мощность электродвигателя 22 кВт

Пример 2.5 Определить размеры решеток и количество улавливаемых ими загрязнений для очистной станции со средней производительностью $Q_{ср\ сут} = 15\,000$ м³/сут

Решение Учитывая что данные о поступлении производственных сточных вод отсутствуют расчетный расход определим в предположении что на станцию поступают только городские сточные воды

Средний секундный расход

$$q_{ср} = Q_{ср\ сут}/(24 \cdot 3600) = 15\,000/86\,400 = 0{,}174 \text{ м}^3/\text{с}$$

Общий коэффициент неравномерности водоотведения принимаем $K_{об\ макс} = 1{,}58$ [6] Тогда

$$q_{макс} = q_{ср} K_{об\ макс} = 0{,}174 \cdot 1{,}58 = 0{,}275 \text{ м}^3/\text{с}$$

Принимаем глубину воды в камере решетки $h = 0{,}5$ м среднюю скорость воды в прозорах решетки $v_p = 1$ м/с и ширину прозоров

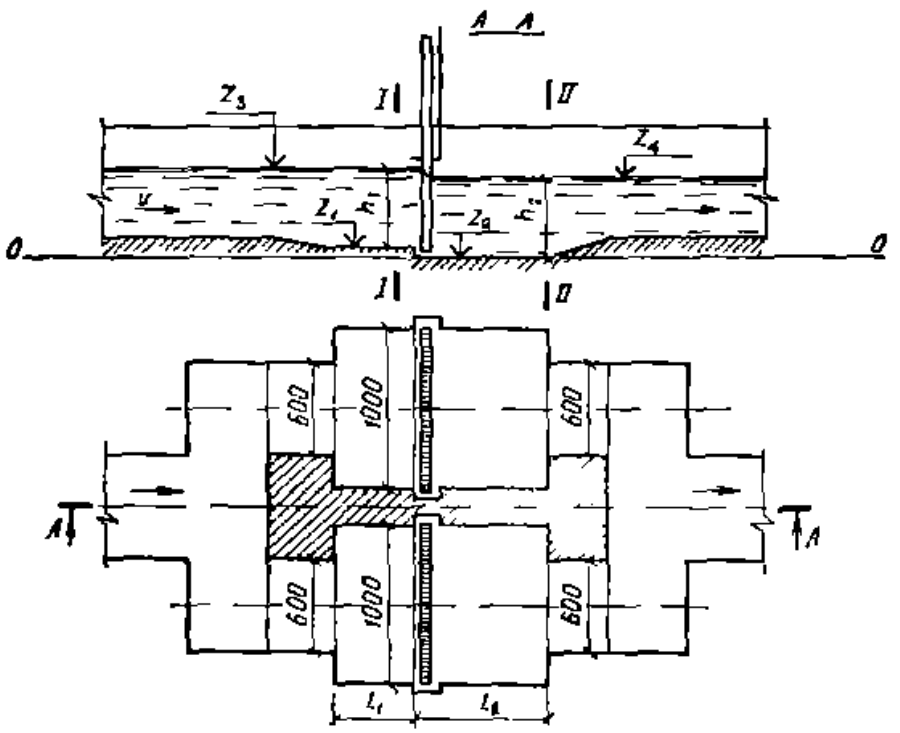


Рис 2 17 Схема установки решетки (к примеру 2 5)

между стержнями $b=0{,}016$ м, число прозоров решетки находим по формуле (2 9)

$$n=\frac{0\ 275\ 1{,}05}{0{,}016\ 0{,}5\ 1}=36$$

Толщину стержней решетки принимаем $s=0\ 006$ м Ширину решеток определяем по формуле (2 10)

$$B_p=0{,}006\,(36-1)+0{,}016\ 36=0\ 79\ \text{м}$$

В соответствии с выполненными расчетами принимаем вертикальную решетку РМУ 2(9) с камерой имеющей размеры $B\times H=1000\times1000$ мм число прозоров n 39

Проверяем скорость воды в прозорах решетки

$$v_p=\frac{qk_1}{bh_1\,n}=\frac{0\ 275\ 1\ 05}{0\ 016\ 0\ 5\ 39}=0{,}93\ \text{м/с}$$

Находим длину камеры решетки (конструктивно) $l_p=l+l=1\ 0+0\ 8=1\ 8$ м Отметка уровня воды $Z_3=Z_1+h_1=0\ 1+0\ 5-0\ 6$

Определяем отметку уровня воды в канале после решетки (рис 2 17) Составим уравнение Бернулли для двух сечений $I-I$ перед решеткой и $II-II$ после решетки относительно плоскости проходящей по дну камеры решетки после решетки

$$Z_3+p_1/\gamma+v_1^2/(2g)=Z_2+p_2/\gamma+v_2^2/(2g)+h_м,$$

где $h_м$ — местные потери напора, определяемые по формуле (2.12)

С учетом принятых обозначений и условий запишем

$$Z_1 = 0{,}1 \text{ м}, \quad Z_2 = 0 \text{ м} \quad p_1/\gamma = h_1 = 0{,}5 \text{ м}$$

$$p_2/\gamma = h_2 \qquad v_1 = \frac{q}{B_п h_1} = \frac{0{,}275}{1 \cdot 0{,}5} = 0{,}55 \text{ м/с}$$

$$v_2 = \frac{q}{B_п h_2} = \frac{0{,}275}{1 h_2} = \frac{0{,}275}{h_2}$$

Коэффициент местного сопротивления определяем по формуле (2.13)

$$\zeta_{реш} = 2{,}42\,(0{,}006/0{,}016)^{4/3} \cdot 1 = 0{,}655$$

Уравнение Бернулли приобретает вид

$$0{,}1 + 0{,}5 + \frac{0{,}55^2}{19{,}62} = h_2 + \left(\frac{0{,}275}{h_2}\right)^2 \frac{1}{19{,}62} + 0{,}655\,\frac{0{,}55^2}{19{,}62}\,3,$$

или $h_2^3 - 0{,}585\,h_2^2 + 0{,}0038 = 0$

Решаем это уравнение графически и в итоге получаем $h_2 = 0{,}57$ м $Z_2 = 0{,}57$

Вычисляем количество загрязнений улавливаемых решетками. Количество загрязнений, снимаемых с решеток, имеющих ширину прозоров $b = 0{,}016$ м равно 8 л/год на 1 чел. Принимаем норму водоотведения $n = 200$ л/(чел сут) и определяем приведенное число жителей

$$N_{пр} = \frac{Q_{ср\ сут}}{n} = \frac{15\,000}{200}\,1000 = 75\,000 \text{ чел}$$

Объем улавливаемых отбросов составит

$$V_{сут} = \frac{N_{пр} \cdot 8}{1000 \cdot 365} = \frac{75\,000 \cdot 8}{1000 \cdot 365} = 1{,}64 \text{ м}^3/\text{сут}$$

При их плотности $\rho = 750$ кг/м³ масса загрязнений составляет $M = 1{,}64 \cdot 0{,}75 = 1{,}23$ т в 1 сут

Для измельчения задерживаемых загрязнений применяем две дробилки типа Д-3б (в том числе одну резервную) со следующими характеристиками: производительность 300 кг/ч, мощность электродвигателя 22 кВт.

Пример 2.6. Рассчитать горизонтальные песколовки для очистной станции производительностью $Q_{ст\ сут} = 80\,000$ м³/сут

Решение. Средний секундный расход на очистную станцию составит

$$q_{ср} = Q_{ср\ сут}\,(24 \cdot 3600) = 80\,000/86\,400 = 0{,}926 \text{ м}^3/\text{с}$$

Общий коэффициент неравномерности $K_{об\ макс} = 1{,}47$ [6]. Следовательно максимальный секундный расход будет

$$q_{макс} = q_{ср} K_{об\ макс} = 0{,}926 \cdot 1{,}47 = 1{,}36 \text{ м}^3/\text{с}$$

Принимаем четыре отделения песколовки, которые объединяются в группы по два отделения. Площадь живого сечения каждого отделения определяем по формуле (2.14)

$$\omega = \frac{1{,}36}{0{,}3 \cdot 4} = 1{,}133 \text{ м}^2$$

Глубину проточной части принимаем $h = 0{,}6$ м. Ширина отделений

$$B = \omega / h_1 = 1{,}133/0{,}6 = 1{,}89 \text{ м}$$

Принимаем ширину отделения $B = 2$ м. Тогда наполнение в песколовке при максимальном расходе будет

$$h_1 = \omega\ B = \frac{1{,}133}{2} = 0{,}67 \text{ м}$$

При расчетном диаметре частиц песка $d = 0{,}2$ мм $u_0 = 18{,}7$ мм/с и $k = 1{,}7$ (см. табл. 2.1) длина песколовки по формуле (2.15) составит

$$L = 1{,}7\ 0{,}57\ 0{,}3/0{,}0187 = 15{,}5 \text{ м}.$$

Осадок из песколовки удаляется с помощью гидромеханической системы. В начале песколовки ниже уровня дна предусматривается устройство бункера диаметром $D_б = 2$ м. Длина пескового лотка и смывного трубопровода будет $l = L - D_б = 15{,}5 - 2 = 13{,}5$ м.

При норме водоотведения $n = 250$ л/(чел. сут) приведенное число жителей $N_{пр} = 80\,000 \cdot 1000/250 = 320\,000$ чел. Тогда объем осадка в сутки составит $v = N_{пр}\ 0{,}02/1000 = 32\,000\ 0{,}02/1000 = 6{,}4$ м³/сут.

Предусматриваем выгрузку осадка 1 раз в сутки. При поступлении в бункер 30% осадка и расположении остального осадка по всему днищу песколовки высота слоя в каждом отделении будет

$$h_0 = \frac{v\ 0{,}7}{n l B} = \frac{6{,}4\ 0{,}7}{4\ 13{,}5\ 2{,}0} = 0{,}041 \text{ м}$$

Высота зоны накопления осадка (при $c = 0{,}1$) должна быть не менее

$$h_н = K_г h_0 (c + 1) = 1{,}5\ 0{,}04\ (0{,}1 + 1) \approx 0{,}07 \text{ м},$$

где $K_г$ — коэффициент запаса.

По конструктивным соображениям принимаем $h_1 = 0{,}2$ м и гидромеханическую систему — состоящей из двух смывных трубопроводов в каждом отделении (рис. 2.18). Максимальная высота слоя осадка $h_{макс} = 0{,}2$ м.

Для расчета необходимой восходящей скорости в лотке принимаем эквивалентный диаметр зерен песка $d_{экв} = 0{,}05$ см, температуру сточной воды 28 °С, при которой динамическая вязкость $\mu = 0{,}0084$ г/(см с). Восходящую скорость промывной воды находим по формуле (2.23)

$$v = 10\ 0{,}05^{1{,}31}\ (0{,}7\ 0{,}1 + 0{,}17)/0{,}0084^{0{,}54} = 0{,}63 \text{ см/с}$$

Общий расход промывной воды, подаваемой по одному смывному трубопроводу, вычисляем по формуле (2.24)

$$q = 0{,}0063\ 2\ 13{,}5/2 = 0{,}085 \text{ м}^3/\text{с}$$

При скорости $v_{тр} = 3{,}0$ м/с диаметр смывного трубопровода

$$d_{тр} = \sqrt{\frac{4q}{\pi v_{тр}}} = \sqrt{\frac{4\ 0{,}085}{3{,}14\ 3}} = 0{,}19 \text{ м}$$

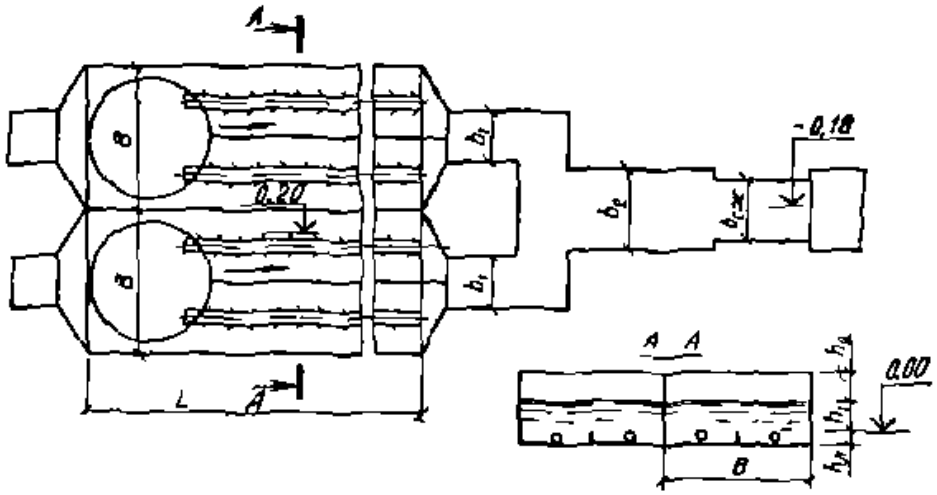


Рис 2 18 Горизонтальная песколовка с гидросмывом (группа из двух отделений)

Принимаем диаметр смывного трубопровода $d_{тр}=200$ мм Скорость движения воды в начале его будет

$$v_{тр}=\frac{4ql}{\pi d_{тр}^{2}}=\frac{4\ 0{,}085}{3\ 14\ 0{,}2^{2}}=2{,}71\ \text{м/с}$$

Требуемый напор в начале смывного трубопровода определяем по формуле (2 25)

$$H_0=5\ 6\ 0{,}2+5{,}4\ 2{,}71^{2}/(2\ 9\ 81)=3\ 14\ \text{м}$$

При расстоянии между спрысками $Z=0\ 5$ м число их на каждом смывном трубопроводе составит

$$n=2l/Z=2\ 13{,}5/0{,}5=54\ \text{шт.}$$

Диаметр отверстия спрысков определяем по формуле (2 26):

$$d_{спр}=\sqrt{\frac{4\ 0{,}085}{3{,}14\ 54\ 0{,}82\sqrt{2\ 9{,}81\ 3{,}14}}}=0{,}018\ \text{м}$$

Выполним расчет водослива обеспечивающего поддержание в песколовке постоянной скорости $v=0\ 3$ м/с при изменении расхода Предусматриваем по одному водосливу на каждую группу песколовок состоящую из двух отделений (см рис 2 18) Коэффициент $K_{сс\ мин}=0\ 69$ [6] Минимальный расход на песколовки будет $q_{мин}=q_{тр}K_{сс\ мин}=0\ 926\ 0\ 69=0\ 639$ м³/с, а минимальное наполнение

$$h_{мин}=\frac{q_{мин}}{nBv}=\frac{0{,}639}{4\ 2\ 0{,}3}=0\ 27\ \text{м.}$$

Отношение максимального расхода к минимальному на группу из двух песколовок

$$k_q=q_{макс}/q_{мин}=1{,}36/0{,}639=2{,}13.$$

Перепад между дном песколовки и порогом водослива находим по формуле (2.18)

$$P = \frac{0{,}57 - 2{,}13^{2/3}\ 0{,}27}{2{,}13^{2/3} - 1} = 0{,}18 \text{ м}$$

Ширину водослива определяем по формуле (2.19) для двух отделений

$$b_{сш} = \frac{1{,}36}{2 \cdot 0{,}36 \sqrt{2\ 9{,}81}\ (0{,}18 + 0{,}57)^{1{,}2}} = 0{,}66 \text{ м}$$

Определим размеры отводящих каналов

Расход на одну песколовку

$$q_1 = q_{макс}/n = 1{,}36/4 = 0{,}34 \text{ м}^3/\text{с},$$

а на две песколовки

$$q_2 = 2q_1 = 2 \cdot 0{,}34 = 0{,}68 \text{ м}^3/\text{с}$$

При форсированном режиме работы или при перегрузке очистной станции расходы будут [6]

$$q_1' = q_1\ 1{,}4 = 0{,}34 \cdot 1{,}4 = 0{,}48 \text{ м}^3/\text{с},$$

$$q_2' = q_1\ 1{,}4 = 0{,}68\ 1{,}4 = 0{,}95 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Размеры отводящих каналов принимаем соответственно от одной и двух песколовок следующими

$$b_1 = 800 \text{ мм}, \quad i_1 = 0{,}0012;$$

$$b_2 = 1000 \text{ мм}, \quad i_2 = 0{,}0008.$$

Наполнения и скорости в них будут [3]

$$h_1 = 0{,}48 \text{ м}, \quad v_1 = 0{,}91 \text{ м/с};$$

$$h_2 = 0{,}75 \text{ м}, \quad v_2 = 0{,}92 \text{ м/с},$$

$$h_1' = 0{,}62 \text{ м}, \quad v_1' = 0{,}97 \text{ м/с};$$

$$h_2' = 0{,}98 \text{ м}, \quad v_2' = 0{,}96 \text{ м/с}$$

При движении воды от песколовки до регулирующего лотка потерями напора пренебрегаем

Чтобы обеспечить одинаковый уровень бортов песколовки и каналов, глубина их должна равняться (при условии превышения бортов над уровнем воды в период форсированного режима работы).

песколовки $H_п = H_2 - P = 1{,}48 - 0{,}18 = 1{,}3$ м,

канала от одной песколовки $H_1 = 1{,}21$ м,

канала от двух песколовок $H_2 = h_2' + 0{,}5 = 0{,}98 + 0{,}5 = 1{,}48$ м

Пример 2.7. Рассчитать горизонтальные песколовки для очистной станции производительностью $Q_{ср\ сут} = 140\,000$ м³/сут

Решение Средний секундный расход на очистную станцию составит

$$q_{ср} = Q_{ср\ сут}/(24 \cdot 3600) = 140\,000/86\,400 = 1{,}62 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Общий коэффициент неравномерности $K_{об\ макс} = 1{,}58$ [6] Следовательно, максимальный секундный расход

$$q_{\text{макс}} = q_{\text{ср}} K_{\text{об макс}} = 1{,}62\ 1{,}58 = 2{,}56\ \text{м}^3/\text{с}.$$

Принимаем три рабочих отделения песколовки и одно резервное Площадь живого сечения каждого отделения определяем по формуле (2 14)

$$\omega = \frac{2{,}56}{0{,}3\ 3} = 2{,}84\ \text{м}^2.$$

Принимаем глубину проточной части $h_1 = 0{,}7$ м Ширина отделений

$$B = \omega / h_1 = 2{,}84/0{,}7 = 4{,}06\ \text{м}$$

Принимаем ширину отделения $B = 4$ м При этом наполнение в песколовке при максимальном расходе будет

$$h_1 = \omega / B = 2{,}84/4 = 0{,}71\ \text{м}$$

При расчетном диаметре частиц песка $d = 0{,}2$ мм, $u_0 = 18\ 7$ мм/с и $k = 1\ 7$ (см табл 2 1), длина песколовки по формуле (2 15) составит

$$L = 1{,}7\ 0{,}71\ 0{,}3/0{,}0187 = 19{,}4\ \text{м}$$

При норме водоотведения $n = 300$ л/(чел сут) приведенное число жителей $N_{\text{пр}} = 140\,000\ 1000/300 = 466\,667$ чел Тогда объем осадка, улавливаемый за сутки, $V = N_{\text{пр}}\ 0{,}02/1000 = 466\,667\ 0\ 02/1000 = 9{,}33$ м³/сут

Общая площадь рабочих песколовок в плане

$$F = nBL = 3\ \frac{9}{2}\ 19{,}4 = 232{,}8\ \text{м}^2$$

При выгрузке осадка 1 раз в сутки максимальная высота слоя осадка в песколовке будет равняться

$$h_0 = K_{\text{н}} V/F = 3\ 4{,}33/232{,}6 = 0{,}12\ \text{м},$$

где $K_{\text{н}} = 3$ — коэффициент, учитывающий неравномерность распределения осадка по площади песколовки

Расчет выполнен в предположении что в бункер осадок непосредственно не поступает

При выгрузке осадка скребковым механизмом принимаем $h_2 = 0\ 2$ м (см рис 2 5) Ширину отводящих каналов принимаем от одной песколовки $b_1 = 1000$ мм, от всех песколовок $b_2 = 1600$ мм Для поддержания в песколовке постоянной скорости на выходном канале запроектируем водослив с широким порогом без донного выступа Коэффициент $K_{\text{об мин}} = 0{,}6$ [6] Минимальный расход на песколовку будет $q_{\text{мин}} = q_{\text{ср}} K_{\text{об мин}} = 1\ 62\ 0\ 6 = 0\ 97$ м³/с, а минимальное наполнение

$$h_{\text{мин}} = \frac{q_{\text{мин}}}{nbv} = \frac{0{,}97}{3\ 4\ 0{,}3} = 0{,}27\ \text{м}.$$

Отношение максимального расхода к минимальному

$$k_q = q_{\text{макс}}/q_{\text{мин}} = 2{,}56/0{,}97 = 2{,}64$$

Перепад между дном песколовки и порогом водослива определяем по формуле (2 16)

$$P = \frac{0{,}71 - 2{,}64^{2/3}\ 0{,}27}{2{,}64^{2/3} - 1} = 0{,}21\ \text{м}$$

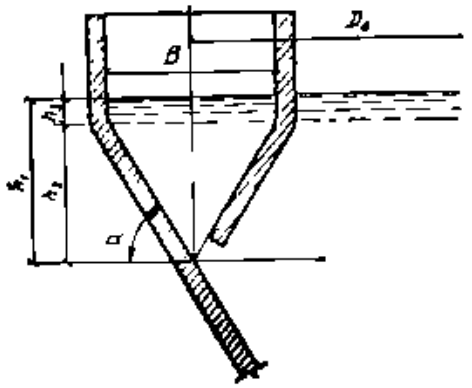


Рис 2 19 Сечение песколовки с круговым движением воды

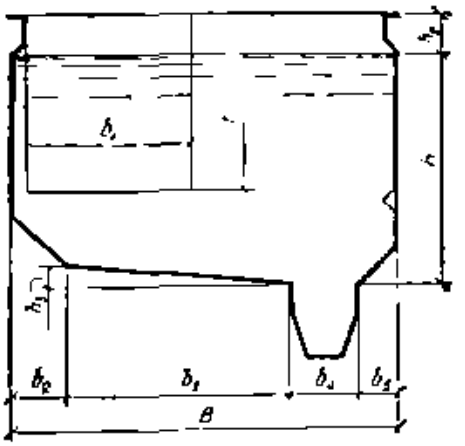


Рис 2 20 Поперечное сечение аэрируемой песколовки

Ширину водослива находим по формуле (2 19)

$$b_{сж} = \frac{2,56}{0,36\sqrt{2\ 9,81}\ (0,71 + 0,21)^{3/2}} = 1,83\ м$$

Потерями напора от песколовки до водослива пренебрегаем

Пример 2.8. Рассчитать горизонтальные песколовки с круговым движением воды для очистной станции производительностью $Q_{ср\ сут} = 25\,000$ м³/сут

Решение Средний секундный расход на очистную станцию составит

$$q_{ср} = Q_{ср\ сут}/(24\ 3600) = 25\,000/86\,400 = 0,289\ м^3/с$$

Общий коэффициент неравномерности $K_{об\ макс} = 1,55$ [6] Следовательно, максимальный секундный расход

$$q_{макс} = q_{ср} K_{об\ макс} = 0,289 \cdot 1,55 = 0,448\ м^3/с.$$

Принимаем два рабочих отделения песколовки Площадь живого сечения каждого отделения определяем по формуле (2 14)

$$\omega = \frac{0,448}{0,3\ 2} = 0,75\ м^2.$$

Принимаем сечение песколовки, показанное на рис 2 19, с размерами $h_1 = 1,19$ м, $h_2 = 0,87$ м, $h_3 = 0,32$ м, $B = 1$ м, $\alpha = 60°$ Время обработки воды $t = 40$ с При этом длина песколовки должна быть $L = vt = 0,3\ 40 = 12$ м, а диаметр (по оси проточной части) $D_0 = L/\pi = 12/3,14 = 3,82$ м

Пример 2 9. Определить производительность аэрируемой песколовки длиной $L = 21$ м, поперечное сечение которой показано на рис 2 20 Размеры песколовки $H = 3,5$ м, $h_1 = 2,09$ м, $h_2 = 0,6$ м, $h_3 = 0,3$ м, $B = 5,8$ м, $b_1 = 2,5$ м, $b_2 = 0,8$ м, $b_3 = 3,4$ м, $b_4 = 1$ м, $b_5 = 0,6$ м

Решение Для определения продолжительности обработки воды в песколовке для улавливания частиц диаметром более 0,2 мм по формуле (2 20) находим коэффициент k при $\alpha = B/H = 5,8/3,5 = 1,66$ и

$u_0 = 18\,7$ мм/с

$$k = \frac{-26\ 4\ 1\ 66\ 0{,}0187}{\lg(1\ 20\ 1{,}66\ 0{,}0187)} = 1{,}95$$

Расчетная глубина песколовки $h_1 = H/2 = 3{,}5/2 = 1\,75$ м С учетом полученных результатов определяем

$$t = kh_1/u_0 = 1{,}95\ 1{,}75/0\ 0187 = 182 \text{ с}$$

Скорость движения воды в песколовке

$$v = L/t = 21/182 = 0{,}115 \text{ м/с}$$

Площадь живого сечения песколовки (см рис 2 20)

$$\omega = BH - h_2/2 - b_2 h_3 - b_3 h_3/2 - b_5^2/2 =$$

$$= 5{,}8\ 3\ 5 - 0\ 8^2/2 - 0{,}8\ 0\ 3 - 3{,}4\ 0\ 3/2 - 0\ 6^2/2 = 19{,}05 \text{ м}^2$$

Производительность песколовки

$$Q_1 = \omega v = 19{,}05\ 0\ 115 = 2{,}19 \text{ м}^3/\text{с} = 7884 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Производительность песколовки в сутки при $K_{об\ макс} = 1\,46$ [6]

$$Q = 86400 Q_1/K_{об\ макс} = 86400\ 2{,}19/1{,}46 = 129\,600 \text{ м}^3/\text{сут}$$

Проверим скорость входа воды в песколовку

$$v_{вх} = Q_1/\omega_1 = \frac{2\ 19}{2{,}5\ 2{,}09} = 0{,}42 \text{ м/с},$$

где ω_1 — площадь живого сечения входного отверстия в песколовке

Подобные задачи решают при технологическом анализе работы очистных сооружений

Пример 2 10 Рассчитать аэрируемые песколовки для очистной станции производительностью $Q_{ср\ сут} = 20\,000$ м³/сут

Решение Средний секундный расход на очистную станцию будет равен

$$q_{ср} = Q_{ср\ сут}/24\ 3600 = 20\,000/86\,400 = 0\ 231 \text{ м}^3/\text{с}$$

Общий коэффициент неравномерности $K_{об\ макс} = 1\,57$ Следовательно, максимальный секундный расход

$$q_{макс} = q_{ср} K_{об\ макс} = 0{,}231\ 1\ 57 = 0{,}363 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Принимаем два отделения песколовки и скорость движения воды в них $v = 0\,1$ м/с

Площадь живого сечения отделения определяем по формуле (2 14)

$$\omega = 0{,}363/(0{,}1\ 2) = 1{,}82 \text{ м}^2$$

Если принять размеры песколовки указанные на рис 2 21, то живое сечение одного отделения песколовки будет

$$\omega = 1{,}7\ 1{,}2 - 0{,}4\ 1/2 = 1{,}84 \text{ м}^2.$$

При этом скорость

$$v = q/(\omega n) = \frac{0\ 363}{1{,}84\ 2} = 0{,}099 \text{ м/с}.$$

Принимаем минимальный диаметр частиц песка улавливаемых песколовкой, $d_э = 0{,}2$ мм для которых $u_0 = 18{,}7$ мм/с. Для принятых размеров песколовки (см. табл. 2.1)

$$\alpha = B/H = 1{,}7/1{,}2 = 1{,}42 \text{ и } k = 2{,}13 \qquad h_1 = H/2 = 1{,}2/2 = 0{,}6 \text{ м}$$

Длину песколовки находим по формуле (2.15)

$$L = 2{,}13(0{,}6/0{,}0187)\,0{,}099 \quad 6{,}77 \text{ м}$$

Осадок из песколовки удаляется гидроэлеваторами, располагаемыми в бункерах, которые устроены в начале песколовок и имеют в плане круглую форму диаметром (на уровне днища песколовки) $D_б = 1{,}5$ м. Осадок смывается в бункер с помощью гидромеханической системы. Длина пескового лотка и смывного трубопровода $l = L - D_г - 6{,}77 - 1{,}5 = 5{,}27$ м.

При норме водоотведения $n = 300$ л/(чел. сут) приведенное число жителей

$$N_{пр} = Q_{ср\,сут}/n = 20\,000/0{,}3 = 66\,667 \text{ чел.}$$

Объем осадка в сутки (при количестве задержанного осадка на одного человека 0,02 л/сут)

$$V = N_{пр}\ 0{,}02/1000 = 66\,667\ 0{,}02/1000 = 1{,}33 \text{ м}^3/\text{сут}$$

Предусмотрим выгрузку осадка 1 раз в смену (3 раза в сутки). При поступлении в бункер 20 % всего осадка в песковом лотке от деления должно быть

$$V_л = \frac{1}{n}\left(\frac{V}{3} - \frac{V\ 20}{3\ 100}\right) = \frac{1}{2}\left(\frac{1\ 33}{3} - \frac{1\ 33\ 20}{3\ 100}\right) = 0{,}177 \text{ м}^3/\text{сут}$$

При ширине пескового лотка $b = 0{,}5$ м высота слоя осадка в нем будет

$$h_в = V_л/(lb) = 0{,}177/(5{,}27\ 0{,}5) = 0{,}07 \text{ м}$$

Глубина пескового лотка при $e = 0{,}1$

$$h_л = K_г h_в (e + 1) = 1{,}5\ 0{,}07\ (0{,}1 + 1) = 0{,}12 \text{ м}$$

По конструктивным соображениям (для обеспечения нормального размещения смывного трубопровода в песковом лотке) принима

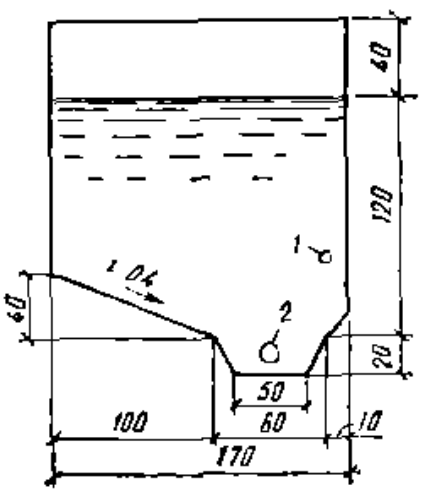


Рис. 2.21. Поперечное сечение аэрируемой песколовки с гидросмывом
1 — аэратор; *2* — смывной трубопровод

ем размеры пескового лотка показанные на рис 2 21 а максимальную высоту слоя осадка (в начале пескового лотка) $h_{max}=0\,2$ м

Для расчета необходимой восходящей скорости в лотке принимаем эквивалентный диаметр зерен песка $d_{экв}=0\,05$ см температуру сточной воды 28 °С, при которой динамическая вязкость $\mu=0\,0084$ г/(см с)

Восходящую скорость в лотке определяем по формуле (2 23)

$$v = 10\ 0\ 05^{1\ 31}(0\ 7\ 0{,}1 + 0{,}17)/0{,}0084^{0\ 54} = 0\ 63 \text{ см с}$$

Общий расход промывной воды в лотке по формуле (2 24) составит

$$q_l = 0{,}0063\ 0{,}5\ 5{,}27 = 0{,}0166 \text{ м}^3/\text{с}$$

При скорости $v_{тр}$ 3 м/с диаметр смывного трубопровода

$$d_{тl} = \sqrt{\frac{4q_l}{\pi v_{тр}}} = \sqrt{\frac{4\ 0\ 0166}{3\ 14\ 3}} = 0{,}084 \text{ м}$$

Принимаем диаметр смывного трубопровода $d_{тр}=100$ мм Тогда фактическая скорость движения воды в начале этого трубопровода будет

$$v_{тl} = \frac{4q_l}{\pi d_{тр}^2} = \frac{4\ 0\ 0166}{3{,}14\ 0{,}1^2} = 2{,}11 \text{ м с}$$

Напор в начале смывного трубопровода определяем по формуле (2 25)

$$H_0 = 5\ 6\ 0\ 2 + 5\ 4\ 2{,}11^2/(2\ 9{,}81) = 2\ 35 \text{ м}$$

При расстоянии между спрысками $Z=0\,5$ м число их на смывном трубопроводе составит

$$n = 2l/Z = 2\ 5{,}27/0{,}5 = 21 \text{ шт}$$

Диаметр отверстия спрысков находим по формуле (2 26)

$$d_{спр} = \sqrt{\frac{4\ 0\ 0166}{3\ 14\ 21\ 0\ 82\sqrt{2\ 9\ 81\ 2\ 35}}} = 0\ 013 \text{ м}$$

Проверим работу бункера как тангенциальной песколовки на улавливание песка

Подсасываемый на песколовки гидромеханической системой расход определяем по формуле [1]

$$Q_{ш} = \frac{q_l[9\ 2 + 1\ 56(H + h_{п})]}{\sqrt{l}} =$$

$$= \frac{0{,}0166[9\ 2 + 1\ 56(1\ 2 + 0\ 2)]}{\sqrt{5{,}27}} = 0{,}082 \text{ м}^3/\text{с}$$

Расход поступающий в бункер, будет $Q_б = q_l + Q_ш = 0\ 0166 + 0\ 082 = 0\ 099$ м³/с

Площадь бункера (тангенциальной песколовки)

$$\Omega_б = \pi D^2/4 = 3{,}14\ 1{,}5^2/4 = 1{,}77 \text{ м}^2.$$

Нагрузка на 1 м² площади бункера составит

$$q_0 = Q_0\ 3600/\Omega_6 = 0{,}099\ 3600/1{,}77 = 201\ м^3/(м^2\ ч)$$

Эта нагрузка велика по сравнению с нагрузками на обычные тангенциальные песколовки Подобный результат всегда будет получаться при узких песколовках Для исключения выноса песка следует рекомендовать периодическое включение гидромеханической системы и работу

Пример 2 11 Рассчитать тангенциальные песколовки для очистной станции производительностью $Q_{р с т} = 8000$ м³/сут

Решение Средний секундный расход на очистную станцию составит

$$q_{ср} = Q_{ср\ сут}/(24\ 3600) = 8000/86\ 400 = 0\ 093\ м^3\ с$$

Общий коэффициент неравномерности $K_{об\ макс} = 1\ 6$ [6] Следовательно максимальный часовой расход будет $q_ч = 0\ 093\ 3600\ 1\ 6 = 535{,}7$ м³/ч

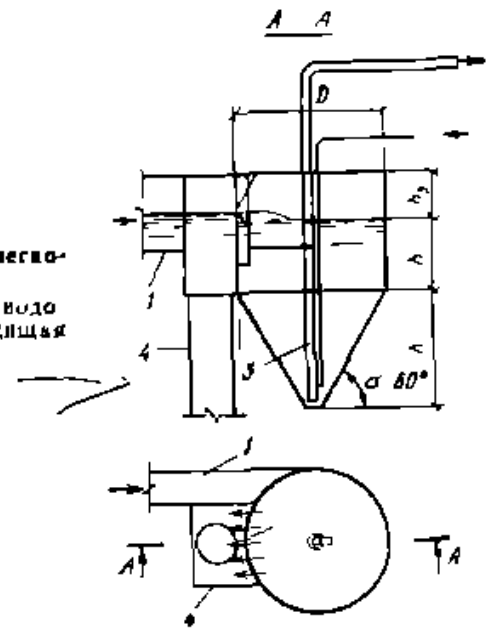


Рис 2 22 Тангенциальная песколовка
1 — подводящий лоток 2 — водослив 3 — эрлифт 4 — отводящая труба

Принимаем два отделения песколовки а нагрузку на 1 м² площади $q_0 = 110$ м³/м² и 1 ч [9] Площадь каждого отделения тангенциальной песколовки вычисляем по формуле (2 21)

$$F = 535\ 7/2\ 110 = 2\ 44\ м^2$$

Диаметр каждого отделения должен быть (рис 2 22)

$$D = \sqrt{4F/\pi} = \sqrt{4\ 2{,}44/3\ 14} = 1\ 76\ м$$

Глубину песколовки принимаем равной половине диаметра [6] т е $h_1 = 0\ 88$ м

Для накопления осадка служит конусное основание песколовки Высота его $h_2 = \sqrt{1\ 76^2 - 0\ 88^2} = 1\ 52$ м Объем конусной части

$$V_{кон} = \frac{\pi D^2 h_2}{3\ 4} = \frac{3{,}14\ 1\ 76^2\ 1{,}52}{3\ 4} = 1{,}23\ м^3$$

При норме водоотведения $n=240$ л/(чел сут) приведенное число жителей

$N_{пр}=Q_{ср\ сут}\ 1000/n=8000\ 1000/240=33\ 333$ чел

Объем улавливаемого осадка за сутки будет

$$V=N_{пр}\ 0{,}02/1000=33\ 333\ 0{,}02/1000=0{,}67\ м^3.$$

Заполнение конусной части песколовки осадком будет происходить за период

$$t=V_{нов}/V=1{,}24/0{,}67=1\ 85\ сут$$

Осадок целесообразно выгружать эрлифтом 1 раз в сутки

Пример 2 12 Рассчитать горизонтальные отстойники для очистной станции производительностью $Q_{ср\ сут}=40\ 000$ м³/сут Содержание взвешенных веществ в воде $C_0=200$ мг/л Требуемый эффект осветления воды $Э=45$ %

Решение Средний секундный расход на очистную станцию составит

$$q_{ср}=Q_{ср\ сут}/(24\ 3600)=40\ 000/86\ 400=0{,}463\ м^3/с$$

Общий коэффициент неравномерности $K_{об\ макс}=1{,}51$ [6] тогда максимальный секундный расход будет

$$q_{макс}=q_{ср}K_{об\ макс}=0{,}463\ 1{,}51=0{,}699\ м^3/с$$

Принимаем среднюю скорость движения воды в отстойнике $v=5$ мм/с и глубину проточной части сооружения $H_1=2{,}5$ м При шести отделениях отстойника ширина каждого из них определяется по формуле (2 27)

$$B=\frac{0\ 699}{6\ 2{,}5\ 0\ 005}=9{,}32\ м.$$

Принимаем ширину отделения $B=9$ м Скорость движения воды в отстойнике будет

$$v=\frac{q_{макс}}{nBH_1}=\frac{0\ 699}{6\ 9\ 2{,}5}=0{,}0052\ м/с$$

Определим условную гидравлическую крупность при $H_1=2{,}5$ м и $t=20$ °С соответствующей требуемому эффекту осветления воды Требуемая продолжительность осветления воды в цилиндре высотой $h_1=500$ мм по табл 2 2 будет $t_1=775$ с В соответствии с рис 2 8 $n=0{,}3$ По формуле (2 30)

$$u=\frac{2{,}5}{775\ (2{,}5/0{,}5)^{0{,}3}}=0{,}00199\ м/с$$

При $t=10$ °С $\mu_1=0\ 0101$ и $\mu_0=0\ 0131$ по формуле (2 31)

$$u_0=0{,}0101\ 0{,}00199/0{,}0131=0{,}00153\ м/с$$

Вертикальную турбулентную составляющую определяем по формуле (2 17)

$$w=0{,}05\ 0{,}0052=0{,}00026\ м/с$$

Длина отстойника по формуле (2 28)

$$L=\frac{0\ 0052\ 2\ 5}{0{,}5\ (0{,}00153-0\ 00026)}=20{,}5\ м$$

Общий объем проточной (рабочей) части сооружения $V_{отст} = nBH_1L = 6\ 9\ 2{,}5\ 20\ 5 = 2767\ 5$ м³

Рассмотрим вариант с глубиной $H_1 = 3$ м Тогда

$$B = \frac{0\ 699}{6\ 3\ 0{,}05} = 7{,}77 \text{ м}$$

Принимаем ширину отделений $B = 6$ м и находим

$$v = \frac{0\ 699}{6\ 6\ 3} = 0{,}0065 \text{ м/с},$$

$$u = \frac{3}{775\ (3/0{,}5)^{0\ 5}} = 0{,}0023 \text{ м/с},$$

$$u_0 = 0\ 0101\ \ 0{,}0023/0{,}0131 = 0{,}00177 \text{ м/с},$$

$$w = 0{,}05\ \ 0{,}0065 = 0{,}00032 \text{ м/с},$$

$$L = \frac{0{,}0065\ \ 3}{0{,}5\ (0{,}0177 - 0{,}00032)} = 26{,}9 \text{ м}$$

Общий объем проточной части сооружений в этом случае составит

$$V_{отст} = 6\ 6\ 3\ 26{,}9 = 2905 \text{ м}^3 > 2767{,}5 \text{ м}^3$$

Следовательно, первый вариант с глубиной $H_1 = 2\ 5$ целесообразнее и принимается за основной (для последующего применения)

Масса улавливаемого осадка в сутки составит [10]

$$G_{сут} = \frac{C_0\ \Theta KQ}{1000\ \ 1000} = \frac{200\ \ 0{,}45\ \ 1{,}2\ \ 40\ 000}{1000\ \ 1000} = 4{,}32 \text{ т/сут}$$

При влажности $W_{ос} = 95$ % и плотности $\rho = 1$ т/м³ объем осадка

$$V = \frac{100\ G_{сут}}{(100 - W_{ос})\ \rho} = \frac{100\ \ 4\ \ 32}{(100 - 95)\ 1} = 86{,}4 \text{ м}^3/\text{сут}$$

Осадок сгребается в бункер скребковым механизмом цепного типа и удаляется из бункера по трубопроводу под гидростатическим напором равным 1 5 м

Общая высота отстойника на выходе

$$H = H_1 + H_2 + H_3 = 2{,}5 + 0{,}3 + 0{,}5 = 3\ 3 \text{ м}$$

Пример 2 13 Определить размеры горизонтального отстойника для очистки производственных сточных вод $Q = 4900$ м³/сут коэффициент часовой неравномерности $K = 1\ 4$ начальная концентрация взвешенных веществ $C_1 = 1500$ мг/л конечная концентрация сточных вод должна быть $C_2 = 300$ мг/л Скорость осаждения взвешенных веществ в состоянии покоя характеризуется рис 2 23 Влажность выпавшего осадка 75 % плотность его $\rho = 1\ 6$ т/м³

Решение Расчет отстойника выполняется по методу А И Жукова [11] Расчетная схема приведена на рис 2 24

Расчетный расход на отстойник

$$q_{макс} = QK/(24\ \ 3600) = 4900\ \ 1{,}4/86\ 400 = 0{,}079 \text{ м}^3/\text{с}$$

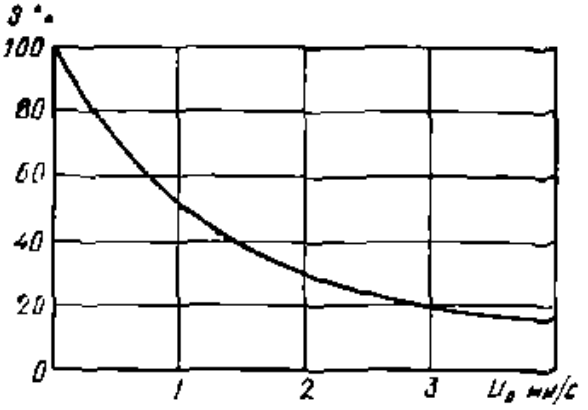
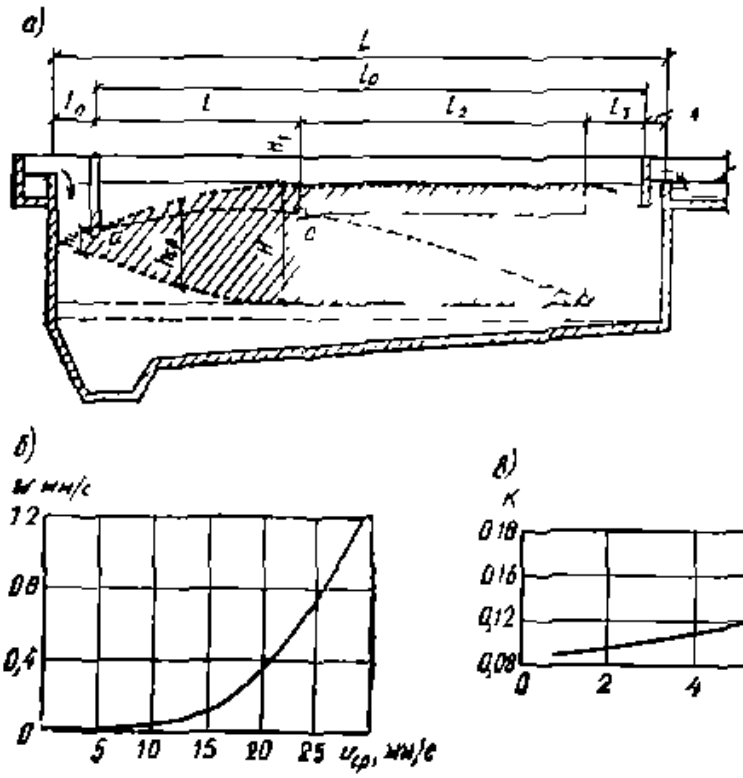


Рис 2 21 Зависимость количества осаждающихся частиц от гидравлической крупности

Рис 2 24 К расчету горизонтального отстойника
а — отстойник б — зависимость $v=f(t_{ср})$ в — зависимость $K=f(t_{ср})$



Принимаем отстойник из двух отделений Тогда расход на каждое отделение составит

$$q = q_{макс}/n = 0{,}079/2 = 0{,}0395 \text{ м}^3/\text{с}$$

Требуемый эффект осветления воды

$$Э = (C_1 - C_2)\,100/C_1 = (1500 - 300)\,100/1500 = 80\%$$

Для получения такого эффекта условная гидравлическая крупность взвешенных частиц должна быть $u_0 \geq 0{,}33$ мм/с

Принимаем глубину проточной части отстойника $H_1 = 2$ м и среднюю скорость течения $v = 5$ мм/с При распределении воды в начале сооружения и сборе ее в конце сооружения с помощью водослива $h_0 = 0{,}25$ м, $\alpha = 30°$.

Определим длину участка l_1 на котором высота активного слоя в отстойнике достигнет расчетной глубины $H_1=2$ м

Средняя глубина потока на этом участке

$$h_{c1} = H_1 + h_0/2,15 = (2 + 0,25)/2,15 = 1,05 \text{ м}$$

Средняя скорость потока на участке

$$v_1 = v_{cp} H_1/h_{cp} = 5\ 2/1,05 = 9\ 5 \text{ мм/с}$$

При этом $k=0\ 16$ (см рис 2 24), $w=0\ 04$ (см рис 2 24) а

$$l_1 = \sqrt[1,15]{(H_1 - h_0)/k} = \sqrt[1\ 15]{(2-0,25)/0\ 16} = 8,02 \text{ м}$$

Продолжительность протекания воды на участке

$$t_1 = l_1/v_1 = 8,02\ 1000/9\ 5 = 844 \text{ с} = 0,23 \text{ ч}$$

За это время наименьшая оседающая частица пройдет путь

$$h_1 = t_1 (u_0 - w) = 844 (0\ 33 - 0,04) = 244,8 \text{ мм} = 0,24 \text{ м}$$

При $v_{cp}=5$ мм/с $w=0\ 01$ (см рис 2 24) Оставшуюся часть глубины отстойника частица пройдет за время

$$t_2 = \frac{H_1 - h_1}{u_0 - w} = \frac{2000 - 244\ 8}{0\ 33 - 0,01} = 5485 \text{ с} = 1\ 52 \text{ ч}$$

За это время частица переместится по горизонтали на расстояние

$$l_2 = t_2 v_{cp} = 5485\ 0,005 = 27,4 \text{ м}$$

Длина участка сужения потока

$$l_3 = H_1/\operatorname{tg}\alpha = 2/\operatorname{tg} 30^\circ = 2/0,577 \approx 3,47 \text{ м}$$

Общая длина отстойника должна быть [2]

$$L = l_0 + l_1 + l_2 + l_3 + l_4 = 0,7 + 8,02 + 27,4 + 3,47 + 0\ 5 = 40,0 \text{ м}$$

Ширина отделений отстойника

$$B = q/(H_1 v) = 0\ 0395/(2\ 0\ 005) = 3,95 \text{ м} \approx 4 \text{ м}$$

При двух отделениях первичных отстойников объем их следует увеличить в 1 2—1 3 раза [6] Учитывая что отстойники оборудуются достаточно надежными механизмами — цепными скребками выход которых из строя практически исключается расчетный объем отстойников не увеличивается

Масса уловленного отстойником за сутки осадка

$$G_{сут} = \frac{C_i \ni kQ}{1000\ 1000} = \frac{1500\ 0,8\ 1,2\ 4900}{1000 \cdot 1000} = 7\ 06 \text{ т/сут}$$

Объем выпавшего осадка

$$V_{oc} = \frac{100 G_{сут}}{(100 - W_{oc})\rho} = \frac{100\ 7,06}{(100 - 75)\ 1,8} = 15\ 69 \text{ м}^3\text{/сут}$$

Для накопления осадка в начале сооружения проектируется бункер в виде перевернутой усеченной пирамиды верхнее основание которого имеет размер $4\times2\ 5$ м а нижнее $1\times0,5$ м Высота пирамиды

равна 2 5 м Объем бункера одного отделения

$$W_б = \frac{1}{3} h (S_1 + \sqrt{S_1 S_2} + S_2) = \frac{1}{3} 2{,}5 (4\ 2\ 5 + \sqrt{4\ 2{,}5\ 1\ 0{,}5} +$$

$$+ 1\ 0\ 5) = 10{,}6 \text{ м}^3$$

В основании отстойника также предусматривается емкость для накопления осадка Высота ее в конце сооружения равна 0 2 м При уклоне днища $i = 0\ 0\ 0\ 3$ высота ее в начале сооружения $h = 0\ 2 + L\ 0\ 0\ 0\ 3 = 0{,}2 + 40\ 9\ 0\ 0\ 0\ 3 = 0\ 3\ 2$ м

Объем осадочной части в основании одного отделения

$$V_{осн} = 4\ 40{,}9\ (0{,}32 + 0{,}2)/2 = 22{,}8 \text{ м}^3.$$

Общий объем осадочных частей двух отделений

$$V_{ос} = (V_б + V_{осн})\, n = (10{,}6 + 27{,}8)\, 2 = 76{,}8 \text{ м}^3$$

Осадочные части отстойника будут заполняться осадком за 76 8/15 69 = 4 89 сут Учитывая большую неравномерность распределения осадка по площади отстойника, выгружать его рекомендуется 1 раз в сутки В бункера, расположенные в начале сооружения осадок сгребается цепными скребками, а удаляется из бункера с помощью насосов

Пример 2 14 Рассчитать радиальные отстойники для очистной станции производительностью $Q_{ср\ сут} = 80\ 000$ м³/сут Содержание взвешенных веществ в воде $C_0 = 250$ мг/л Требуемый эффект осветления воды $Э = 50$ %

Решение Средний секундный расход на очистную станцию

$$q_{ср} = Q_{ср\ сут}/(24\ 3600) = 80\ 000/86\ 400 = 0{,}926 \text{ м}^3/\text{с}$$

Общий коэффициент неравномерности $K_{об\ макс} = 1{,}47$ [6] Максимальный секундный расход

$$q_{макс} = q_{ср} K_{об\ макс} = 0{,}926\ 1{,}47 = 1{,}36 \text{ м}^3/\text{с}$$

Принимаем четыре отделения отстойника с глубиной проточной (рабочей) части $H_1 = 3\ 1$ м

Для достижения заданного эффекта осветления продолжительность отстаивания в цилиндре с $h_1 = 500$ мм должна быть $t_1 = 770$ с (см табл 2 2) По формуле (2 30) при $n = 0{,}25$ (по рис 2 8)

$$u = \frac{1000\ 3\ 1}{770\ (3{,}1/0{,}5)^{0\ 25}} = 2\ 55 \text{ мм/с}$$

При $t = 10$ °С по формуле (2 31)

$$u_0 = 0\ 0101\ 2\ 55/0\ 0131 = 1{,}97 \text{ мм/с}$$

Определим вертикальную турбулентную составляющую в предположении что $v = 3$ мм/с По формуле (2 17) $w = 0\ 05\ 3 = 0\ 15$ мм/с Для радиальных отстойников $k = 0\ 45$ (см табл 2 3) Диаметр отстойника определяем по формуле (2 32)

$$D = \sqrt{\frac{4\ 1\ 36\ 1000}{4\ 0{,}45\ 3{,}14\ (1{,}97 - 0{,}15)}} = 23 \text{ м}$$

Скорость на половине радиуса

$$v = \frac{2q}{\pi D H_1} = \frac{2\ 1\ 36}{4\ 3{,}14\ 23\ 3{,}1} = 0{,}00304\ \text{м/с} = 3{,}04\ \text{мм/с}$$

Скорость оказалась практически равной принятой. Пересчет отстойника производить не требуется.

Теоретическое время осветления воды равно,

$$t = nV/q = n\pi D^2 H_1/(4q) = 4\ 3{,}14\ 23^2\ 3{,}1/(4\ 1{,}36) = 3786\ \text{с} = 1{,}05\ \text{ч}.$$

Масса уловленного осадка [10]

$$G_{\text{сут}} = \frac{C_0 \Theta k Q}{1000\ 1000} = \frac{250\ 0\ 5\ 1{,}2\ 80\,000}{1000\ 1000} = 12\ \text{т/сут}$$

При самотечном удалении влажность осадка $W_{ос} = 95\ \%$ [6]. Объем уловленного осадка отстойниками при плотности его $\rho = 1\ \text{т/м}^3$

$$V_{ос} = \frac{100 G_{\text{сут}}}{(100 - W_{ос})\rho} \frac{100\ 12}{(100 - 95)\ 1} = 240\ \text{м}^3/\text{сут}$$

Высоту зоны накопления осадка у внешней стенки отстойника принимаем равной $H_2 = 0{,}3$ м, а возвышение борта отстойника над кромкой сборного кольцевого водослива $H_3 = 0{,}5$ м. Таким образом, общая высота отстойника $H = H_1 + H_2 + H_3 = 3{,}1 + 0{,}3 + 0{,}5 = 3{,}9$ м.

Этот пример еще раз подтверждает, что в радиальных отстойниках скорость движения воды на половине радиуса, как правило, не превышает 5 мм/с.

Далее определим размеры подводящих и отводящих трубопроводов и лотков. Максимальный секундный расход сточных вод на один отстойник

$$q_{\text{макс}} = q_{\text{макс}}/n = 1\ 36/4 = 0{,}34\ \text{м}^3/\text{с}$$

При скорости около 1 м/с по таблицам [3] подбираем диаметр подводящего и отводящего трубопроводов $d = 700$ мм. Фактическая скорость движения воды в них

$$v = 4q\ /(\pi d^2) = 4\ 0{,}34/(3{,}14\ 0{,}7^2) = 0{,}88\ \text{м/с}$$

Ширину прямоугольного сборного кольцевого лотка принимаем равной $b_1 = 0{,}5$ м, а уклон его $i = 0{,}001$. В конце каждого полукольца лотка расход воды

$$q_1 = q_{\text{макс}}/2 = 0{,}34/2 = 0{,}17\ \text{м}^3/\text{с}$$

При свободном сливе воды в конце каждого полукольца лотка будет устанавливаться критическая глубина воды [9]

$$h_{\text{кр}} = \sqrt[3]{q_л^2/(gb^2)} = \sqrt[3]{0{,}17^2\ (9{,}81\ 0{,}5^2)} = 0{,}23\ \text{м}$$

Глубина воды в кольцевом лотке с противоположной стороны от места выпуска (в том месте, где вода растекается в разные стороны) [9]

$$h_{\text{пол}} = h_{\text{кр}} \sqrt{3} = 0{,}23 \sqrt{3} = 0{,}4\ \text{м}.$$

Полученный результат следует скорректировать с учетом потерь напора и уклона дна лотка. Для определения потерь напора нужно вычислить следующие параметры

$$q_{ср} = q_л/2 = 0,17/2 = 0,085 \text{ м}^3/\text{с},$$

$$h_{ср} = (0,23 + 0,4)/2 = 0,315 \text{ м}$$

$$\omega_{ср} = b_л h_{ср} = 0,5 \cdot 0,315 = 0,158 \text{ м}^2,$$

$$R_{ср} = \omega_{ср}/\chi_{ср} = \omega_{ср}/(b_л + 2h_{ср}) = 0,158/(0,5 + 2 \cdot 0,315) = 0,18 \text{ м},$$

$$C = \frac{1}{n} R_{ср}^{1} = \frac{1}{0,014} 0,18^{1} = 53,7 \text{ м}^{1/2}/\text{с}$$

$$l = \pi (D_{отст} - 0,5)/2 = 3,14 (23 - 0,5)/2 = 35,3 \text{ м}$$

С учетом полученных результатов находим

$$\Delta h_1 = q_{ср}\, l/\left(C^2 \omega_{ср}^2 R_{ср}\right) = 0,085^2 \cdot 35,3/\left(53,7^2 \cdot 0,158^2 \cdot 0,18\right) = 0,02 \text{ м}$$

Превышение дна лотка с противоположной стороны от слива над дном лотка у слива (выпуска)

$$\Delta h_2 = il = 0,001 \cdot 35,3 = 0,035 \text{ м}$$

Уточненная глубина воды в начале лотка (с противоположной стороны от места выпуска)

$$h_{нач} = h_{нач} + \Delta h_1 - \Delta h_2 = 0,4 + 0,02 - 0,035 = 0,385 \text{ м}$$

С некоторым запасом для исключения переполнения лотка глубину его с противоположной стороны от места выпуска принимаем

$$h_л = h_{нач} + 0,1 = 0,38 + 0,1 = 0,48 \text{ м} \approx 0,5 \text{ м}$$

Так как верхняя водосборная кромка лотка должна быть горизонтальна глубина лотка у места выпуска воды

$$h_л'' = h_л + \Delta h_2 = 0,5 + 0,035 = 0,535 \text{ м}$$

Проверим пропускную способность лотка при перегрузке очистной станции. Расход на отстойник [6]

$$q = q_{макс} \cdot 1,4 = 0,34 \cdot 1,4 = 0,48 \text{ м}^3/\text{с},$$

а расход в конце полукольца лотка

$$q_1 = q/2 = 0,48/2 = 0,24 \text{ м}^3/\text{с}$$

Критическая глубина в конце лотка будет

$$h_{кр} = \sqrt[3]{q_1^2/\left(gb^2\right)} = \sqrt[3]{0,24^2/(9,8 \cdot 0,5^2)} = 0,29 \text{ м},$$

глубина с противоположной стороны от выпуска

$$h_{пр} = h_{кр}\sqrt{3} = 0,29 \cdot \sqrt{3} = 0,5 \text{ м}$$

Сравнение полученных величин $h_{кр}$ и $h_{пр}$ с данными предшествующих расчетов показывает, что сборные лотки отстойников пропустят расход и при перегрузках очистной станции. Однако условия работы лотков при этом будут предельными.

Определим диаметр трубопровода для выпуска осадка. Если вы

пуск осадка будет производиться 1 раз в смену, то объем выпускаемого осадка из одного отстойника

$$V_{оа} = V_{ос}/(3n) = 240\,(3\ 4) = 20\ м^3$$

Для обеспечения выпуска осадка за 1 ч его расход должен быть

$$q_{оа} = V_{ос}/3600 = 20/3600 = 0{,}0056\ м^3/с.$$

Скорость движения осадка в трубопроводе должна быть не менее 1 1 м/с [6] Для принятых условий диаметр трубопровода получается менее 200 мм Для исключения эвсорения трубопровода диаметр его принимаем $d_{ос}=200$ мм При скорости $v_{ос}=1\,1$ м/с расход по трубопроводу

$$q_{ос} = \pi d_{ос}^2 v_{ос}/4 = 3{,}14\cdot 0{,}2^2\cdot 1{,}1/4 = 0{,}035\ м^3/с.$$

При этом выгрузка осадка будет производиться за время

$$t_{оа} = V_{ос}/q_{ос} = 20/0{,}035 = 571\ с = 0{,}16\ ч.$$

Для обеспечения скорости движении осадка в трубопроводе $v_{ос}=1\,1$ м/с или более должен быть установлен соответствующий перепад между уровнем воды в отстойнике и центром трубы в приямом колодце с учетом потерь напора в трубопроводе

Пример 2 16 Запроектировать типовые радиальные отстойники для очистки бытовых сточных вод расход которых $Q_{сп\,сут}=120\,000$ м³/сут Содержание взвешенных веществ в воде $C_в=180$ мг/л Допустимое содержание взвешенных веществ в осветленной воде $C_t=100$ мг/л

Решение Последовательность решения задачи следующая вначале определяется требуемый объем сооружений, по которому затем будут подобраны типовые отстойники

Требуемый эффект осветления воды

$$Э = (C_в - C_t)\,100/C_в = (180 - 100)100/180 - 44\ 4\ \%$$

Уравнение (2 32) можно записать в следующем виде

$$q = nk\,\frac{\pi D^2}{4}\,(u_в - \omega),$$

или

$$q = nkF\,(u_в - \omega)$$

Помножив левую и правую части уравнения на H_1 с учетом того что $F H_1 = V_{от}$ получим

$$V_{от} = \frac{H_1 q}{nk\,(u_в - \omega)},$$

где $V_{от}$ — объем зоны отстаивания одного отстойника

Полученное уравнение может быть использовано для расчета

Определим величины входящие в расчетное уравнение (при $K_{об\,макс}=1\,47$)

$$q = Q_{сп\,сут} K_{об\,макс}/(24\ 3600) = 120\,000\ 1{,}47/86\,400 = 2{,}042\ м^3/с$$

Для радиальных отстойников $k=0{,}45$ (см табл 2 3) Для обеспечения заданного эффекта осветления воды продолжительность ос

ветления ее в цилиндре $h_1=500$ мм должна быть $t_1=960$ с (см табл. 2 2) Принимаем $H_1=3$ 1 м Тогда условная гидравлическая крупность по формуле (2 30)

$$u = \frac{1000\ 3\ 1}{960\ (3,1/0\ 5)^{0\ 31}} = 1\ 83 \text{ мм/с},$$

где $n=0$ 31 (см рис 2 8)

При $t=10$ °С по формуле (2 31)

$$u_0 = 0\ 0101\ 1\ 83/0,0131 = 1\ 41 \text{ мм/с}$$

Вертикальную турбулентную составляющую при v 3 мм/с определяем по формуле

$$w = 0\ 05v = 0\ 05\ 3 = 0\ 15 \text{ мм/с}$$

Объем каждого отстойника при n 8 будет

$$V_{от} = \frac{3\ 1\ 2\ 042}{8\ 0\ 45\ (0\ 00141 - 0\ 00015)} = 1396 \text{ м}^3$$

Принимаем отстойники по типовому проекту 902-2 88/75 со следующими размерами диаметр $D=24$ м глубина отстойника с осадочной частью у внешней стенки $H_c=3$ 4 м глубина проточной (рабочей) части $H_1=3$ 1 м объем зоны отстаивания 1400 м³ объем зоны для накопления осадка 210 м³

Теоретическая продолжительность осветления воды при максимальном расходе составит

$$t = nV_{от}/q = 8\ 1400/2\ 042 = 5485 \text{ с} = 1\ 52 \text{ ч}$$

Пример 2 16 Рассчитать радиальные отстойники со встроенным преаратором для очистки сточных вод расход которых $Q_{ср}=100\,000$ м³/сут содержание взвешенных веществ в воде $C_0=240$ мг/л $Э_{30}=28$ % $Э_{120}=37$ % $a_{50}=6$ 03 (по данным технологических анализов в цилиндре $h=500$ мм) [9] Кривая кинетики осветления воды представлена на рис 2 25 (кривая 1) БПК = 200 мг/л Требуемый эффект осветления $Э_{тр}=60$ %

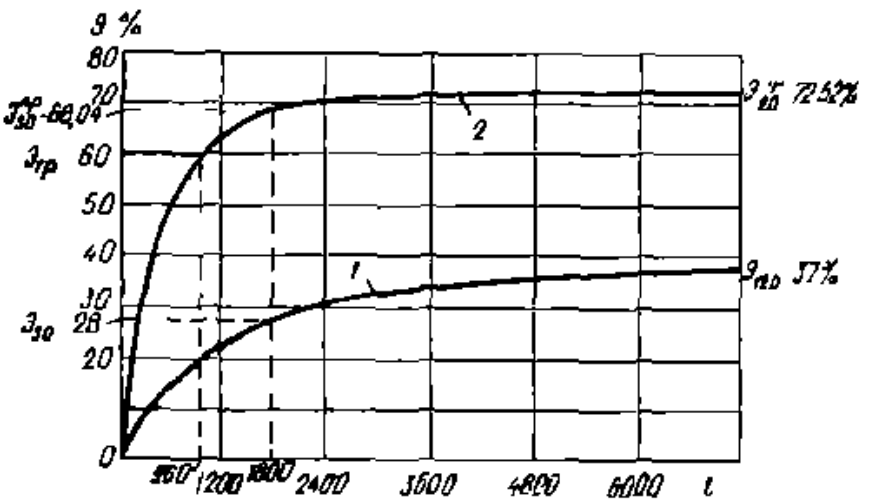


Рис 2 26 Зависимость эффективности осветления сточной воды от продолжительности отстаивания в отстойнике с преаратором

Решение Определяем средний секундный расход сточных вод, поступающих на очистную станцию,

$$q_{ср} = Q_{ср}/(24 \cdot 3600) = 100\,000/86\,400 = 1,157 \text{ м}^3/\text{с}$$

Общий коэффициент неравномерности $K_{об\,макс} = 1,47$ [6] Максимальный секундный расход

$$q_{макс} = q_{ср} K_{об\,макс} = 1,157 \cdot 1,47 = 1,7 \text{ м}^3/\text{с}$$

Максимальный часовой расход

$$q_{макс\,ч} = q_{макс} \cdot 3600 = 1,7 \cdot 3600 = 6120 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Принимаем оптимальные значения дозу активного ила $C = 100$ мг/л, продолжительность аэрации $t_a = 15$ мин и интенсивность аэрации $I_a = 2,6$ м^3/(м^2 ч)

Коэффициент повышения эффективности осветления воды за счет преаэрации при $t = 30$ мин определяем по формуле

$$K_{30} = Э_{30}^{пр}/Э_{30} = 3,6 - 0,03Э_{120} = 3,6 - 0,03 \cdot 37 = 2,43,$$

где $Э_{30}$ и $Э_{30}^{пр}$ — эффективность осветления воды в цилиндре без преаэрации и с преаэрацией

Эффективность осветления воды при преаэрации и $t = 30$ мин будет

$$Э_{30}^{пр} = K_{30} Э_{30} = 2,43 \cdot 28 = 68,04\%$$

Коэффициент повышения эффективности осветления воды за счет преаэрации при $t = 120$ мин определяем по формуле

$$K_{120} = Э_{120}^{пр}/Э_{120} = 2,7 - 0,02 Э_{120} = 2,7 - 0,02 \cdot 37 = 1,96,$$

где $Э_{120}$ и $Э_{120}^{пр}$ — эффективность осветления воды в цилиндре без преаэрации и с преаэрацией

Эффективность осветления воды при преаэрации и $t = 120$ мин будет

$$Э_{120}^{пр} = K_{120} Э_{120} = 1,96 \cdot 37 = 72,52\%$$

В основу последующих расчетов принимаем уравнение кинетики осаждения взвешенных веществ в воде [9]

$$Э_t = (t/120)^{a/t}.$$

Коэффициент a при преаэрации

$$a^{пр} = \frac{30 \lg \left(Э_{30}^{пр}/Э_{120}^{пр}\right)}{\lg (30/120)} = \frac{30 \lg (68,04/72,52)}{\lg 0,25} = 1,3$$

Вычисляем эффективность осветления воды при разных значениях t

t мин	10	15	30	45	60	120
$Э$ %	52,49	60,56	68,04	70,49	71,43	72,52

По этим данным строим кривую кинетики осветления воды после преаэрации (см. рис. 2.25, кривая 2). Для обеспечения необходимого эффекта осветления воды $Э_{тр} = 60$ % продолжительность ее ос

ветления должна составлять $t=960$ с Принимаем отстойник с рабочей глубиной 3 1 м При преаэрации коэффициент $n=0$ 15 Гидравлическая крупность по формуле (2 30)

$$u = \frac{1000\ 3\ 1}{960\ (3,1/0\ 5)^{1\ 15}} = 2\ 46 \text{ мм с}$$

При температуре сточной воды $t=10$ °С по формуле (2 31)

$$u_0 = 0\ 00101\ 2\ 46/0\ 00131 = 1,9 \text{ мм/с}$$

В радиальных отстойниках с преаэраторами $k=0$ 65 Принимаем $w=0$ Определяем общий объем зоны осветления отстойников по формуле

$$V_{осв} = \frac{1000\ H_1\ q_{макс}}{k\ (u_0 - w)} = \frac{1000\ 3\ 1\ 1\ 7}{0,65\ (1\ 9 - 0)} = 4267 \text{ м}^3$$

Общий объем преаэраторов

$$V_{пр} = q_{макс\ ч}\ t_в = 6120\ 0\ 25 = 1530 \text{ м}^3$$

Общий объем отстойников со встроенными преаэраторами будет

$$V_{от} = V_{осв} + V_{пр} = 4267 + 1530 = 5797 \text{ м}^3$$

Принимаем три типовых отстойника диаметром $D=30$ м и объемом $V_{от}=2190$ м³ по проекту 902 2 85/75 Общий объем отстойников $V_{от}=6570$ м³ Принятый объем больше требуемого

Определяем диаметр преаэраторов Объем одного преаэратора $V_{пр}=V_{пр}/3=1530/3=510$ м³ Принимаем глубину преаэратора $H_{пр}=3$ м Тогда

$$D_{пр} = \sqrt{\frac{4V_{пр}}{\pi H_{пр}}} = \sqrt{\frac{4\ 510}{3,14\ 3}} = 14\ 7 \text{ м}$$

Определяем среднюю скорость движения воды в отстойнике на половине радиуса При среднем диаметре отстойной части $D_{ср}=14\ 7+(30-14\ 7)/2=22\ 35$ м

$$v = \frac{q_{макс}}{n\pi D_{ср} H} = \frac{1\ 7}{3\ 3,14\ 22\ 35\ 3} = 0,00269 \text{ м/с} = 2\ 69 \text{ мм с}$$

Вертикальная турбулентная составляющая по формуле (2 17):

$$w = 0\ 05\ 2\ 69 = 0\ 134 \text{ мм/с}$$

Проверяем объем зоны осветления

$$V_{осв} = \frac{1000\ 3\ 1\ 1\ 7}{0,65\ (1\ 9 - 0\ 13)} = 4580 \text{ м}^3$$

Общий объем отстойников и преаэраторов

$$V_{от} = 4580 + 1530 = 6110 \text{ м}^3$$

Получившийся объем меньше объема принятых отстойников — 6570 м³

Эффект очистки воды по $БПК_5$

$$Э_{БПК_5} = -0\ 008Э_{тр} + 1\ 8Э_{тр} - 45\ 7 = 0\ 008\ 60 + \\ + 1,8\ 60 - 45\ 7 = 33\ 5\%$$

Пример 2.17 Рассчитать радиальный отстойник для очистной станции производительностью $Q_{ср}=60\,000$ м³/сут. Содержание взвешенных веществ в воде $C_0=300$ мг/л. При технологическом моделировании процесса осветления сточных вод [9] было получено, что эффект их осветления после отстаивания в течение 30 мин составил $Э=68$ % в цилиндре высотой $h'=0{,}5$ м и $Э=65$ % в цилиндре высотой $h''=1$ м. Содержание оседающих веществ в воде $Э_{120}=76$ %. Требуемый эффект осветления воды $Э=50$ %.

Решение. В основу расчетов берется уравнение кинетики осаждения взвешенных веществ в воде [9]

$$Э_t = (t/120)^{a/1}\, Э_{100}$$

Определяем коэффициент a при $h'=50$ см

$$a_{50} = \frac{\lg (Э\ /Э_{120})}{\frac{1}{30}\lg\frac{30}{120}} = \frac{\lg (68/76)}{\frac{1}{30}\lg\frac{30}{120}} = 2{,}5;$$

при $h'=100$ см

$$a_{100} = \frac{\lg (Э\ /Э_{120})}{\frac{1}{30}\lg\frac{30}{120}} = \frac{\lg (65/76)}{\frac{1}{30}\lg\frac{30}{120}} = 3{,}25.$$

В соответствии с полученными значениями коэффициента a вычислены значения эффекта осветления воды при различной продолжительности ее отстаивания, которые сведены в табл. 2.6 и построен *график* (рис. 2.26, кривые *1* и *2*).

По полученному графику определяем показатель степени n в формуле [9] $t'/t''=(h'/h'')^n$. В зависимости от эффекта осветления воды находим по графику величины t', h' и t'', h''. Данные вычислений сводим в табл. 2.7.

ТАБЛИЦА 2.6
ЗАВИСИМОСТЬ ЭФФЕКТА ОСВЕТЛЕНИЯ ВОДЫ ОТ ПРОДОЛЖИТЕЛЬНОСТИ ОТСТАИВАНИЯ

Продолжительность отстаивания, мин	Эффект осветления $Э_t$ при высоте столба воды, см	
	50	100
15	54	49
30	68	65
60	74	73
90	75	75
120	76	76

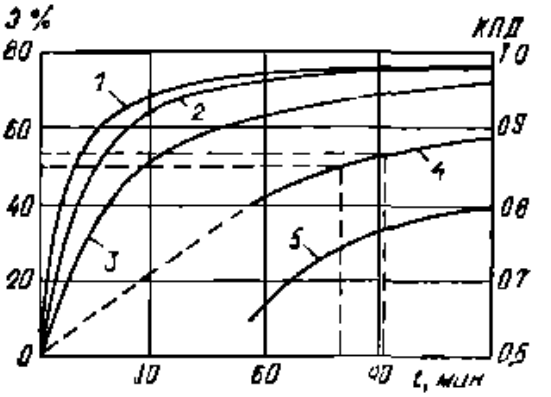


Рис. 2.26. Эффективность осветления сточной воды от продолжительности отстаивания

ТАБЛИЦА 27 ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ДАННЫЕ ПАРАМЕТРОВ ОСВЕТЛЕНИЯ ВОДЫ

Эффект осветления воды ϑ_t	t', мин	t'', мин	h, мм	h', мм	t'/t''	h/h''
30	4,5	7	500	1000	0,64	0,5
40	6,5	11			0,59	
50	10	16			0,62	
60	17	24			0,71	
70	35	45			0,77	
Среднее значение		—	—	—	0,67	0,5

Показатель степени

$$n = \frac{\lg (t'/t'')_{ср}}{\lg (h'/h'')} = \lg 0{,}67 / \lg 0{,}5 = 0{,}57$$

Принимаем глубину отстойников $H_1 = 3{,}1$. При этой глубине в состоянии покоя продолжительность осветления воды при соответствующих эффектах ее осветления

$$t_1 = t' (H_1/h')^n.$$

Значения t_{t_1}, вычисленные по этой формуле, приведены в табл. 28.

ТАБЛИЦА 28 ПРОДОЛЖИТЕЛЬНОСТЬ ОСВЕТЛЕНИЯ ВОДЫ

ϑ_t, %	Значения t_{t_1}, мин		ϑ_t, %	Значения t_{t_1}, мин	
	при $h = 0{,}5$ м	при $H_1 = 3{,}1$ м		при $h = 0{,}5$ м	при $H_1 = 3{,}1$ м
30	4,5	12,6	60	17	48
40	6,5	18,2	70	35	98
50	10	28			

По данным табл. 28 на рис. 2.26 построена кривая 3.

В основу определения эффективности осветления воды в действующем отстойнике принята экспериментальная зависимость коэффициента полезного действия (КПД) от продолжительности осветления воды (кривая 5) [9]. При разных значениях t путем умножения эффекта осветления воды в состоянии покоя (кривая 3) на соответствующее значение КПД (кривая 5) были получены эффекты осветления воды в реальном отстойнике при глубине $H_1 = 3{,}1$ м и построена кривая 4. По этой кривой определяем продолжительность осветления воды для обеспечения требуемого эффекта ее осветления $\vartheta = 50$ % и получаем $t = 80$ мин.

Средний секундный расход на очистную станцию составит

$$q_{ср} = Q_{ср\ сут}/(24 \cdot 3600) = 60\,000/86\,400 = 0{,}694 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Общий коэффициент неравномерности $K_{об\,макс}=1{,}49$ [6] Тогда максимальный секундный расход

$$q_{макс}=q_{ср}K_{об\,макс}=0{,}691\ 1{,}49=1{,}034\ м^3/с$$

Объем одного отстойника при общем их количестве $n=4$ должен быть

$$V_{от}=q_{макс}t/n=1{,}034\ 80\ 60\ 4=1241\ м^3$$

Принимаем отстойники диаметром $D=24$ м по типовому проекту 902 2 84/75 со следующими данными рабочая (проточная) глубина $H_1=3{,}1$ м, общая гидравлическая глубина (с осадочной частью) $H=3{,}4$, объем отстойной (рабочей) части $V_{от}=1400$ м³ объем осадочной части $V_{ос}=210$ м³

Фактическое время осветления воды составит

$$t=nV_{от}/q_{макс}=4\ 1400/1{,}034=5416\ с=90\ мин$$

По рис 2 26 устанавливаем, что эффект осветления воды при этом составит $Э=53\ \%$

Масса уловленного осадка за сутки

$$G_{сут}=\frac{C_в Э k Q}{1000\cdot 1000}=\frac{300\ 0{,}53\ 1{,}2\ 60\,000}{1000\cdot 1000}=11{,}45\ т/сут,$$

а объем его при влажности $W_{ос}=95\ \%$ и плотности $\rho=1$ т/м³

$$V_{ос}=\frac{100\ G_{сут}}{(100-W_{ос})\rho}=\frac{100\ 11{,}45}{(100-95)\ 1}=229\ м^3/сут$$

Объем осадка накапливающийся за сутки в одном отстойнике составит $229/4=57$ м³ что значительно меньше объема осадочной части равной 210 м³ Выгрузку осадка рекомендуется производить 1 раз в сутки но не реже 1 раза за двое суток

Пример 2 18 Рассчитать вертикальные отстойники для очистной станции производительностью $Q_{ср\,сут}=15\,000$ м³/сут Содержание взвешенных веществ в воде $C_в=240$ мг/л Требуемый эффект осветления воды $Э=40\ \%$

Решение Средний секундный расход на очистную станцию

$$q_{ср}=Q_{ср\,сут}/(24\ 3600)=15\,000/86\,400=0{,}174\ м^3/с$$

Общий коэффициент неравномерности $K_{об\,макс}=1\ 58$ Тогда максимальный секундный расход

$$q_{макс}=q_{ср}K_{об\,макс}=0{,}174\ 1{,}58=0\ 275\ м^3\ с$$

Принимаем расчетную высоту зоны осаждения $H_1=3$ м Гидравлическая крупность по формуле (2 30) при $t_1=560$ (см табл 2 2) и $n=0\ 25$ (см рис 2 8)

$$u=\frac{1000\ 3}{560\ (3/0{,}5)^{0.25}}=3{,}43\ мм/с$$

Гидравлическая крупность при $t=10\ °C$ по формуле (2 31)

$$u_0=0{,}0101\ 3\ 43/0{,}0131=2{,}64\ мм/с$$

Принимаем 12 секций отстойника, которые на плане располагаются группами по 4 секции

Диаметр отстойника определяем по формуле (2 32) при $w=0$ и $k=0\,35$ (см табл 2 3)

$$D = \sqrt{\frac{4\cdot 0{,}275\ 1000}{12\ 3{,}14\ 0{,}35\ 2{,}64}} = 5{,}62 \text{ м}$$

Принимаем диаметр отстойника $D=6$ м Диаметр центральной трубы при $v_{ц\,тр}=0\,03$ м/с

$$d_{ц\,тр} = \sqrt{\frac{4q}{\pi v_{ц\,тр}}} = \sqrt{\frac{4\ 0{,}275}{12\ 3{,}14\ 0{,}03}} = 0{,}99 \text{ м} \approx 1 \text{ м},$$

а диаметр ее раструба $d_р=d_{ц\,тр}\ 1\,35=1\ 1\,35=1\,35$ м

Высоту щели H_2 между нижней кромкой центральной трубы и поверхностью отражательного щита определяем из условия обеспечения в ней скорости $v_щ=0{,}02$ м/с Расход через щель

$$q_щ = q_{макс}/n = \pi d_р H_2 v_щ,$$

отсюда

$$H_2 = q_{макс}/(n\pi d_р v_щ) = 0{,}275/(12\cdot 3{,}14\ 1{,}35\ 0{,}02) = 0{,}27 \text{ м}$$

В соответствии с указанием СНиП высоту слоя между низом отражательного щита и поверхностью осадка принимаем $H_1=0\,3$ м Общая высота цилиндрической части отстойника

$$H_ц = H_1 + H_2 + H_3 + H_4 = 3 + 0{,}27 + 0{,}3 + 0{,}5 = 4{,}07 \text{ м},$$

где $H_4=0{,}5$ — высота борта отстойника (возвышение внешней стенки отстойника над кромкой сборной водосливной стенки)

Принимаем угол наклона стенок конусной части к горизонту равным 60° Тогда высота конусной части

$$H_к = \sqrt{D^2 - D^2/4} = D\sqrt{3}/2 = 6\sqrt{3}/2 = 5{,}2 \text{ м}$$

Общая высота отстойника

$$H = H_ц + H_к = 4{,}07 + 5{,}2 = 9{,}27 \text{ м}.$$

Пример 2 19 Рассчитать тонкослойный отстойник для очистки производственных сточных вод, максимальный расход которых $q_{макс}=80$ м³/ч По данным технологических анализов ноды установлено, что для достижения заданного эффекта осветления воды при высоте столба воды $h=0{,}2$ м и $t=10$ °С продолжительность осветления точжна составлять $t=440$ с

Решение Проектируем отстойники с перекрестной схемой, которая представлена на рис 2 27 Принимаем расстояние между пластинами (высоту яруса) $h_{яр}=0{,}1$ м, а угол наклона пластин к горизонту $\alpha=60°$

Расчетная глубина будет

$$h = h_{тр}/\cos\alpha = 0{,}1/0{,}5 = 0{,}2 \text{ м},$$

а гидравлическая крупность

$$u_0 = h/t = 0{,}2\ 1000/440 = 0{,}45 \text{ мм/с}.$$

Принимаем проточную скорость в межлолочном пространстве 4 мм/с Для тонкослойных отстойников с перекрестной схемой $k=0{,}8$ (см табл 2 3)

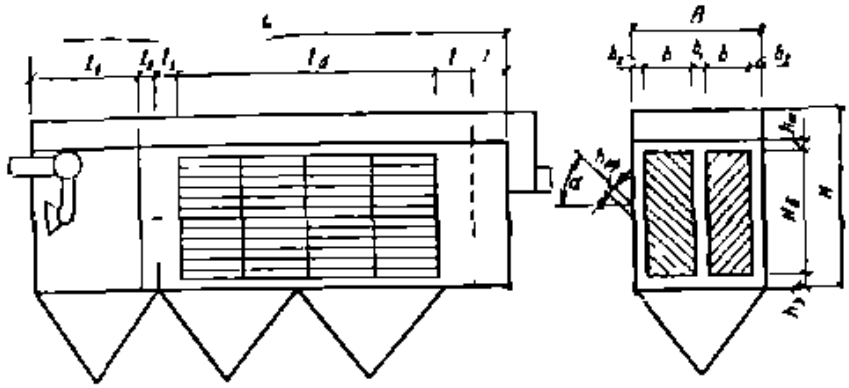


Рис 2 27 К расчету тонкослойного отстойника

Проверим условия обеспечения ламинарного движения в межполочном пространстве

$$Re = vh_{пр}/\nu = \frac{0,4\ 10}{0,0131} = 305 < (500 - 600).$$

Ламинарное движение воды обеспечивается

Длину тонкослойных блоков определяем по формуле (2 33),

$$l_б = \frac{h_{пр}}{k\cos\alpha}\,\frac{v}{u_0} = \frac{0\ 1\ 1000\ 4}{0,8\cdot 0,5\ \ 0,45\cdot 1000} = 2,22\ м$$

Общая длина отстойника должна быть

$$L = l_б + l_1 + l_2 + 2l_3 + l_4 = 2,22 + 1 + 0,2 + 2\ \ 0,2 + 0,2 = 4,02\ м,$$

где $l_1 = 1$ м, $l_2 = 0,2$ м, $l_3 = 0\ 2$ м, $l_4 = 0\ 2$ м — размеры отстойника приятые по конструктивным и технологическим соображениям (камера предварительного осветления воды длиной l_1 предназначена для выделения из сточных вод крупных включений)

Высота блока определяется из следующей очевидной формулы

$$q_{макс} = 2k_c\,\omega_б\,vn = 2k_c\,bH_б\,vn,$$

где $\omega_б$ — живое сечение тонкослойных блоков, $K_c = 1\ 1$ — коэффициент учитывающий стеснение живого сечения тонкослойных блоков листами полок и конструктивными элементами блоков

Принимаем для отделения отстойника и $b = 0,75$ м Высота блоков из приведенной выше формулы

$$H_б = \frac{q_{макс}}{2k_c\,bvn} = \frac{80}{3600\ \ 2\ \ 1,1\cdot 0,75\ \ 0,004\ \ 2} = 1\ 68$$

Высота отстойника

$$H = H_б + h_з + h_м = 1,68 + 0,2 + 0,12 = 2,$$

где $h_з = 0\ 2$, $h_м = 0\ 12$ — размеры отстойника, принятые по конструктивным и технологическим соображениям

Пример 2 20 Рассчитать вторичные отстойники после аэротенков на полную очистку работающих с дозой активного ила $a = 2$ г/л Расход сточных вод $Q_{ср\ сут} = 65\,000$ м³/сут В соответствии с расчетом требуемой очистки сточных вод вынос взвешенных веществ из вторичных отстойников должен быть не более $a_1 = 15$ мг/л

Решение Средний секундный расход сточных вод на очистную станцию

$$q_{ср} = Q_{ср\ сут}/(24\ 3600) = 6500\ 0/86400 = 0,752\ м^3/с$$

Общий коэффициент неравномерности $K_{об\ макс} = 1,485$ [6] Максимальный часовой расход воды

$$q_{макс\ ч} = Q_{ср\ сут} K_{об\ макс}/24 = 65000\ 1,485/24 = 4022\ м^3/ч$$

Проектируем радиальные отстойники Расчет их выполняем по нагрузке Принимаем расчетную глубину отстойников $H_1 = 3\ 1$ м [1а грузку определяем по формуле (2 34) при $I = 80$ см³/с

$$q = \frac{4,5\ 0,4\ 3,1^{0\ 8}}{(0,1 \cdot 80 \cdot 2)^{0\ 5 - 0,01\ 80}} = 1,69\ м^3/(м^2\ ч),$$

Площадь одной секции при общем их количестве $n = 4$

$$f = q_{макс\ ч}/(nq) = 4022/(4 \cdot 1,69) = 595\ м^2,$$

Диаметр секции

$$D = \sqrt{4F/\pi} = \sqrt{4\ 595/3,14} = 27\ 5\ м$$

Принимаем отстойники диаметром $D = 30$ м по типовому проекту 902-2 89/75 со следующими размерами рабочая глубина $H_1 = 3\ 1$, общая глубина $H = 3,7$ м, объем зоны отстаивания $V_{от} = 2190$ м³, объем зоны осадка $V_{ос} = 440$ м³

Пример 2 21 Рассчитать размеры тонкослойных блоков встроенных во вторичные радиальные отстойники диаметром $D = 30$ для условий и результатов расчета примера 2 20 и предназначенных для снижения выноса активного ила из сооружений до 6 мг/л

Решение Повышение эффективности осветления воды во вторичных отстойниках может быть достигнуто за счет установки в сооружениях перед сборными лотками (на выходе) тонкослойных блоков[1] На рис 2 28 представлена зависимость выноса взвешенных веществ из отстойников от условной гидравлической крупности при оборудовании их тонкослойными блоками, работающими по *противоточной и перекрестной схемам*

Проектом предусматриваем оборудование отстойников наиболее эффективными тонкослойными блоками с перекрестной схемой (рис. 2 29)

Для достижения заданного эффекта осветления воды (выноса 6 мг/л) расчетная гидравлическая крупность взвешенных веществ должна быть $u = 0\ 5$ мм/с (см рис 2 28 кривая 2) Угол наклона пластин принимаем $\alpha = 60°$

Высота блоков должна составлять

$$H_б = H - H_1 - H_2 - H_3 - H_4 = 3,7 - 0,3 - 0,3 - \\ - 0,2 - 0,5 = 2,4\ м,$$

где $H_1 = 0\ 3$ м — высота слоя ила $H_2 + H_3 = 0\ 3 + 0,2 = 0,5$ м — высота нейтрального слоя $H_4 = 0\ 5$ — глубина погружения тонкослойного

[1] **Калицун В И., Николаев В Н., Омаров М. А** Вторичные радиальные отстойники с тонкослойными полотнами блоками//Современное состояние и тенденции развития больших городов в СССР и за рубежом. — Экспресс-информация МГЦНТИ — 1984 — Вып 6.

Рис 2 28 Зависимость содержания взвешенных веществ в осветленной воде от гидравлической крупности в тонкослойных блоках с противоточной *1* и перекрестной *2* схемами

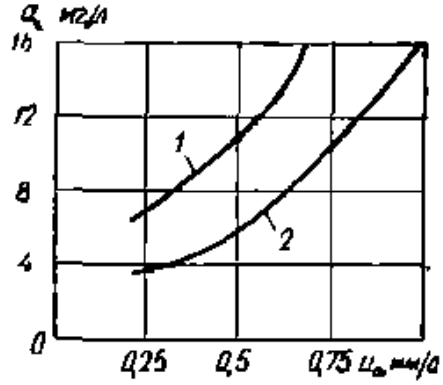
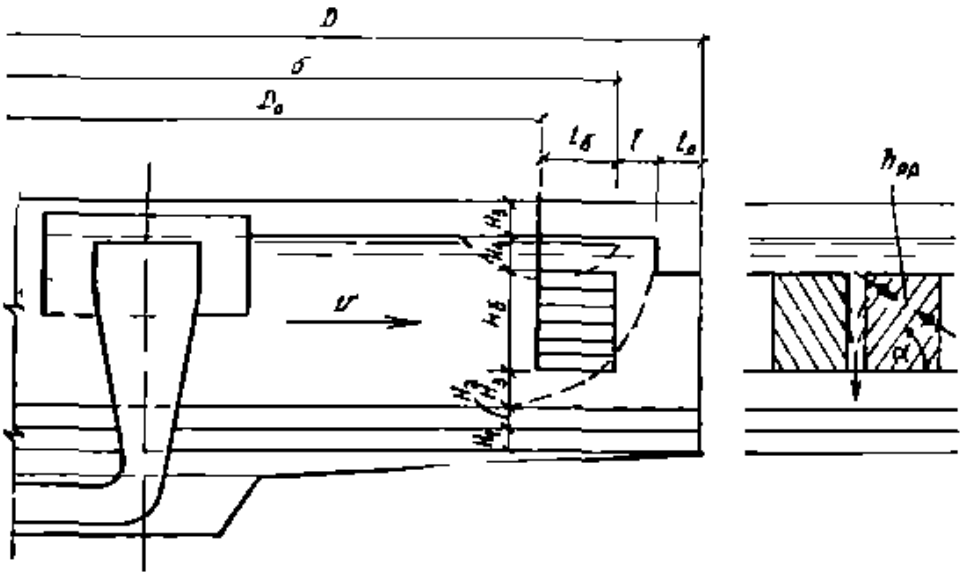


Рис 2 29 К расчету вторичного радиального отстойника с тонкослойными блоками



блока под уровень воды обусловленная необходимостью предотвращения биологического обрастания поверхностей блоков

Длина тонкослойного блока может быть определена по формуле 2 33 но в этой формуле неизвестна скорость v зависящая от длины $l_б$ Определим v приближенно — в предположении что $l_б$ Расход $q = nk_c H_б \pi (D - l - l_п - l_б) v$ (где $k_c = 1{,}1$ — коэффициент, учитывающий обтекание блоков водой) Тогда

$$v = \frac{q}{nk_c H_б \pi (D - l_1 - l_т)} =$$

$$= \frac{4022}{3600 \cdot 4 \cdot 1{,}1 \cdot 2 \cdot 4 \cdot 3{,}14 (30 - 0{,}5 - 0{,}7)} = 0{,}0012 \text{ м/с}$$

где l_1 0 5 м — расстояние принятое из условия оптимального (расчетного) течения воды через межпологое пространство тонкослойного блока (см пунктирные линии сужения потока на рис 2 29) $l_т = 0{,}7$ м — ширина лотка

Теперь можно определить по формуле (2 33) длину тонкослойного блока

$$l_б = \frac{0\ 15\ 0\ 0012\ 1000}{0\ 8\ 0\ 5\ 0\ 5} = 0\ 9\ м$$

где $h_р$ 0 15 м — принято с учетом малых скоростей v

Проверим значение скорости

$$v = \frac{4022}{3600\ 4\ 1{,}1\ 2\ 4\ 3\ 14\ (30 - 0\ 5 - 0\ 7 - 0\ 9)} \approx 0\ 0012\ м/с$$

Скорость оказалась практически равной принятой Поэтому расчет можно считать завершенным

Изложенную задачу можно решать строго — путем совместного решения уравнений для $l_б$ и v (или q) Однако решение задачи методом подбора проще *Оно всегда завершается после первого варианта расчета* так как $l_б$ значительно меньше D

Пример 2 22 Определить размеры гравитационного илоотделителя и осветлителя со взвешенным слоем ила для илоотделения и осветления сточных вод прошедших биологическую очистку в аэротенках *Расход* сточных вод $Q_{р\ сут} = 21\ 000$ м³/сут Допустимое содержание взвешенных веществ в очищенной воде $a = 5$ мг/л

Решение Средний секундный расход на очистную станцию

$$q_{ср} = Q_{ср\ сут}/(24\ 3600) = 21\ 000/86400 = 0\ 231\ м^3/с$$

Общий коэффициент неравномерности $K_{об\ макс}$ 1 57 [6] Тогда максимальный секундный расход

$$q_{макс} = q_{ср} K_{об\ макс} = 0{,}231\ 1\ 57 = 0\ 363\ м^3/с$$

Размеры илоотделителей определим по продолжительности обработки воды которую принимаем $t = 0\ 5$ ч Тогда объем илоотделителей

$$V_в = q_{макс} t = 0\ 363\ 0\ 5\ 3600 = 653\ м^3$$

В качестве илоотделителей проектируем обычные вторичные отстойники диаметром $D = 9$ м и высотой цилиндрической части 3 м и конической 5 1 м по типовому проекту 902 2 168 Рабочий объем одной секции равен 167 м³ Число секций $n = 653/167 = 3\ 91$ Принимаем четыре секции

После илоотделения предполагается что в воде будет содержаться 50—500 мг/л ила Для осветления воды проектируем осветлители со взвешенным слоем ила Для достижения заданного эффекта (содержании взвешенных веществ в осветленной воде не более 5 мг/л) восходящая скорость в осветлителе должна быть $v = 0\ 9$ мм/с (см рис 2 13) Принимаем коэффициент распределения воды между зоной осветления и осадкоуплотнителем $k_{р\ в}$ 0 8 Площадь зоны осветления

$$F_{осв} = k_{р\ в} q_{макс}/v_в = 0\ 8\ 0\ 363\ 100/0\ 9 = 323\ м^2$$

Площадь зоны илоуплотнения

$$F_{ил} = (1 - k_{р\ в})\ q_{макс}/v_в = (1 - 0\ 8)\ 0\ 363\ 1000/0\ 9 = 81\ м^2$$

Проектируем осветлители по типу коридорных осветлителей *применяемых для осветления* природных вод Так как площадь одной секции осветлителя в плане не должна превышать 100 м² принимаем 8 секции Площадь каждого из двух коридоров секции $f =$

$= 323/(8\ 2) = 20\ 2$ м² а площадь осадкоуплотнителя $f_{оу} = 81/8 = 10\ 1$ м²

Ширину коридора принимаем $b_к = 3$ м, *тогда длина его должна* быть $l_к = 20\ 2/3 = 6\ 73$ м Ширина осадкоуплотнителя выше окон для приема осадка $b_{оу} = 10{,}1/6{,}73 = 1\ 5$ м

Важнейшим элементом осветлителя является водораспределительный дырчатый коллектор размещенный в нижней части коридоров осветлителей Рассчитывают его на максимальный расход воды Расход по коллектору

$$q_{кол} = 0\ 363/(8\ 2) = 0\ 0227\ \text{м}^3/\text{с}$$

Принимаем диаметр коллектора $d_{кол} = 250$ мм Скорость движения воды в нем будет

$$v = \frac{4q}{\pi d^2} = \frac{4\ 0{,}0227}{3\ 14\ 0{,}25^2} = 0\ 46\ \text{м/с}$$

Скорость выхода воды из отверстий принимаем $v_{отв} = 1\ 5$ м/с Тогда площадь отверстий

$$f_{отв} = q_{кол}/v_{отв} = 0{,}0227/1{,}5 = 0{,}015\ \text{м}^2, \text{ или } 150\ \text{см}^2$$

Принимвем диаметр отверстий 25 мм Площадь каждого из них

$$f_{отв} = \pi d^2_{отв}/4 = 3\ 14\ 2{,}5^2/4 = 4\ 9\ \text{см}^2$$

Общее число отверстий $n_{отв} = 150/4\ 9 = 31$ отв Отверстия размещаем в два ряда по обеим сторонам коллектора и шахматном порядке *Они направлены вниз под углом* 45° к *горизонту* Расстояние между краями отверстий в каждом ряду $l = 2\ 6\ 73/31 = 0\ 408$ м (это расстояние должно быть не более 0 5 м)

Пример 2 23 Рассчитать нефтеловушки для очистки производственных сточных вод от нефти при среднем расходе сточных вод $Q_{ср\ сут} = 10\ 000$ м³/сут и часовом коэффициенте неравномерности сточных вод $K_ч = 1\ 3$ Содержание нефти в воде $C_1 = 100$ мг/л В очищенной воде содержание нефти не должно превышать $C_2 = 40$ мг/л

Решение Максимальный секундный расход на нефтеловушки

$$q_{макс} = Q_{ср\ сут} K_ч/(24\ 3600) = 10\ 000\ 1\ 3/86\ 400 = 0{,}15\ \text{м}^3/\text{с}$$

Принимаем 3 отделения нефтеловушки глубина проточной части $H_1 = 2$ м расчетная скорость движения воды $v = 0\ 005$ м/с [6] Эффект очистки воды от нефти $Э = (C_1 - C_2)\ 100/C_1 = (100 - 40)\ 100/100 = 60$ % При этом гидравлическая крупность $u_0 = 0\ 6$ мм/с [6]

Ширину отделений вычисляем по формуле (2 27)

$$B = 0\ 15/(3\ 2\ 0\ 005) = 5\ \text{м}$$

Длину нефтеловушки определяем по формуле (2 28):

$$L = 0{,}005\ 2/(0\ 5\ 0{,}0006) = 33\ 3\ \text{м}$$

Количество уловленной нефти

$$G = \frac{CЭkQ}{1000\ 100} = \frac{100\ 0\ 6\ 1}{1000\ 100}\ 15\ 000 = 0\ 9\ \text{т/сут}$$

Пример 2 24 Рассчитать песчаные фильтры для доочистки сточных вод средний расход $Q_{ср\ сут} = 40\ 000$ м³/сут

Решение Средний секундный расход на очистную станцию

$$q_{ср} = Q_{ср\ сут}/(24\ 3600) = 40\ 000/86\ 400 = 0{,}463\ \text{м}^3/\text{с}$$

Общий коэффициент неравномерности $K_{об\,макс}=1\,51$ [5]

Проектируем однослойные песчаные фильтры с восходящим потоком воды. Принимаем $v_ф=11$ м/ч $n=1$ (продолжительность фильтроцикла 24 ч) $W_2=4$ л/(с м²) $t_2=10$ мин$=0\,17$ ч $W_3=6$ л/(с м²) $t_3=5$ мин$=0\,13$ ч $t_4=0\,33$ ч (см. табл. 2.4). Суммарную площадь фильтров определяем по формуле (2.36)

$$F_ф=\frac{40\,000\cdot 1\,51\,(1+0\,005)}{24\cdot 11-3\,6\cdot 1\,(4\cdot 0\,17+6\cdot 0\,13)-1\cdot 11\cdot 0\,33}=237\,9\ м^2$$

Число фильтров определяем по эмпирической формуле (2.37)

$$N=0\,5\sqrt{237\,9}\approx 8\ шт$$

Площадь одного фильтра $f_1=F_ф/N$ 237,9/8 30 м² в размере его в плане 6×5 м.

Принимаем число фильтров находящихся в ремонте $N_р=1$. Тогда скорость фильтрования воды при форсированном режиме

$$v_{ф\,ф}=v_ф N/(N-N_р)=11\,8/(8-1)=12\,6\ м/ч$$

Эта скорость не превышает скорости допускаемой на форсированном режиме работы фильтров [6].

Далее рассчитываем распределительную систему фильтра. При интенсивности промывки фильтра $W_3=6$ л/(с м²) количество промывной воды необходимой для одного фильтра

$$q_{вр}=f_1 W_3=30\,6=180\ л/с$$

Диаметр коллектора распределительной системы находим по скорости входа промывной воды $d_{кол}=450$ мм. При расходе 180 л/с $v_{кол}=1\,06$ м/с (рекомендуется $v_{кол}=1-1\,2$ м/с). Принимаем расстояние между ответвлениями распределительной системы $m=0\,3$ м. Площадь дна фильтра приходящаяся на каждое ответвление будет (при наружном диаметре коллектора $d_{кол}=470$ мм)

$$f_{отв}=(6-0\,47)\,0\,3/2=0\,83\ м^2$$

а расход промывной воды поступающей через одно ответвление

$$q_{отв}=f_{отв} W_3=0\,83\cdot 6=4\,98\ л/с$$

Диаметр труб ответвлений принимаем 50 мм (ГОСТ 3262—75*) скорость входа воды в ответвление — —2,35 м/с.

Для обеспечения 95% ной равномерности промывки фильтра промывная вода должна подаваться под напором в начало распределительной системы

$$H_0=2\,91 h_0+13\,5\frac{v_{кол}^2+v^2}{2g}=2\,91\cdot 1\,5+13\,5\times$$

$$\times\frac{1\,06^2+2\,35^2}{2\cdot 9\,81}=8\,93\ м$$

где h_0 1,5 м — высота загрузки фильтра песком.

Расход промывной воды вытекающей через отверстия в распределительной системе находим по формуле

---

[1] Калицун В. И., Пальгунов П. П. О расчете дренажа песчаных фильтров//Исследования по очистке сточных вод. — М.: изд. МИСИ им. В. В. Куйбышева. — 1975. — № 110.

$$q_{пр} = \mu \Sigma f_0 \sqrt{2gH_0},$$

где μ — коэффициент расхода (для отверстий — 0,62), Σf_0 — общая площадь отверстий

Из этой формулы определяем общую площадь отверстий

$$\Sigma f_0 = \frac{q_{пр}}{\mu \sqrt{2gH_0}} = \frac{0,18}{0,62\sqrt{2 \cdot 0,81 \cdot 8,93}} = 0,022 \text{ м}^2.$$

При $d_0 = 10$ мм площадь отверстия $f_0 = 0,78$ см^2 Общее количество отверстий

$$n = \Sigma f_0 / f_0 = 220/0,78 \approx 282.$$

Общее число ответвлений на каждом фильтре $(5/0,3)2 \approx 34$ Число отверстий, приходящееся на каждое ответвление, $282/34 \approx 8$ шт.

При длине каждого ответвления $l_{отв} = (6 - 0,47)/2 = 2,76$ м и расположении отверстий в два ряда в шахматном порядке расстояние между отверстиями $l_0 = l_{отв}/12 = 2,76/8 = 0,34$ м Произведем расчет сборных отводных желобов фильтра Принимаем четыре желоба с треугольным основанием Расстояние между желобами составит

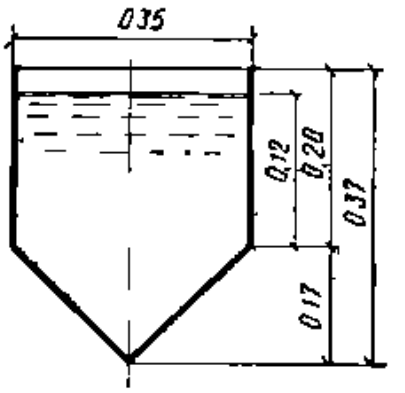


Рис 2 30 К расчету желобов для отвода промывной воды из фильтра

$6/4 = 1,5$ м (рекомендуется не более 2,2 м) Расход промывной воды, приходящийся на один желоб $q_ж = q_{ор}/4 = 180/4 = 45$ л/с

Принимаем шкрину желоба $B = 0,35$ Площадь поперечного сечения желоба в месте его примыкания к сборному каналу определяем по формуле Д М Минца

$$f = 1,73 \sqrt[1]{(q_ж^2/g)B} = 1,73 \sqrt[3]{(0,045^2/9,81)\,0,35} = 0,072 \text{ м}^2$$

Конструктивно принимаем размеры желоба, показанные на рис 2 30 При этом наименьшее превышение кромки желоба над уровнем воды в нем составит 8 см

Высота кромки над уровнем загрузки

$$\Delta h_{кр} = (h_0 e/100) + 0,3 = (1,5 \cdot 25/100) + 0,3 \approx 0,68 \text{ м},$$

где $e = 25$ % — относительное расширение фильтрующей загрузки

С учетом толщины днища общая высота желоба $0,37 + 0,04 = 0,41$ м Следовательно, расстояние от низа желоба до верха загрузки фильтра будет $0,58 - 0,41 = 0,27$ м, что удовлетворяет требованиям

ГЛАВА 3 СООРУЖЕНИЯ ДЛЯ БИОЛОГИЧЕСКОЙ ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД

§ 11 Поля фильтрации и поля орошения

Поля фильтрации — это участки земли, предназначенные для полной биологической очистки предварительно осветленных сточных вод. При очистке сточных вод на полях фильтрации используется самоочищающая способность почвы. Наиболее интенсивно процесс окисления органических загрязнений идет в верхних слоях почвы (0,2—0,3 м), где соблюдается благоприятный кислородный режим. Из этого и вытекают требования, предъявляемые к отводимой под поля фильтрации территории, к свойствам грунтов, а также к качеству и объему сточной воды, которая может быть очищена на 1 га площади полей.

Земледельческие поля орошения — это специально подготовленные и спланированные участки, на которых выращивают сельскохозяйственные культуры и для орошения и удобрения используют сточные воды после их полной биологической очистки.

Применение почвенных методов очистки рекомендуется при расходах сточных вод до 5000—10000 м³/сут.

Поля орошения и поля фильтрации состоят из карт спланированных горизонтально или с незначительным уклоном и разделенных земляными оградительными валиками. Сточная вода распределяется по картам оросительной сетью, вода профильтрованная через слой почвы отводится осушительной сетью (рис. 3.1). Для полей следует выбирать участки со спокойным рельефом местности. Естественный уклон на этих участках не должен превышать 0,02.

Наиболее предпочтительно устраивать поля на песчаных и супесчаных грунтах, можно устраивать их также на суглинистых грунтах и тощих глинах, однако нагрузку по сточным водам в этом случае снижают. Тяжелые суглинки и глины не пригодны для этих целей, так как поля заболачиваются. Торфяные грунты нуждаются в предварительном осушении.

Уровень подземных вод на территории, используемой под поля, должен находиться на глубине не менее 1,5 м от поверхности. При более высоком положении уровня подземных вод необходимо устройство дренажа.

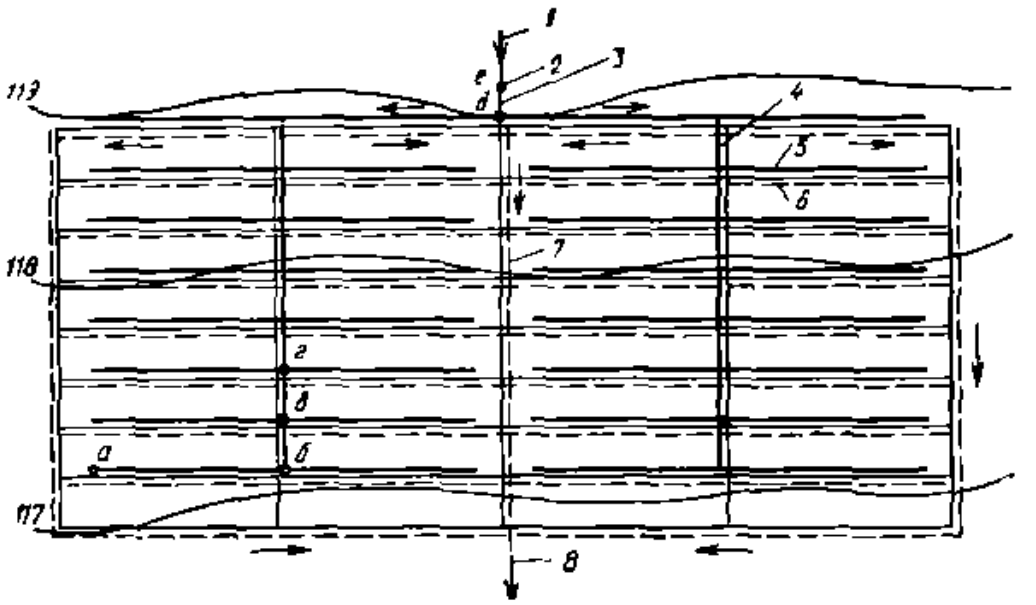


Рис 3 1 Поля орошения

1 — подача сточных вод *2* — распределительный колодец *3* — магистральный канал *4* — распределительный канал *5* — картовый ороситель *6* — дренажная сеть *7* — отводная дренажная канава *8* — выпуск *а—е* — точки расчетных участков

Межполивной период для полей фильтрации колеблется от 5 до 10 дней, для полей орошения он устанавливается в соответствии с режимом полива выращиваемых культур

При определении требуемой площади полей орошения и полей фильтрации исходят из так называемой нормы нагрузки, т е объема сточной воды, которая может быть подана на 1 га площади полей за определенный промежуток времени Нормы нагрузки зависит от многих факторов характера почвы, ее окислительной мощности, фильтрационной способности, пористости, от типа полей, рода выращиваемых на них культур, характера и концентрации загрязнений сточных вод, от климатических условий и др (табл 3 1) [10] Нагрузки сточных вод на поля фильтрации в зависимости от вида грунта, климатических условий и глубины залегания подземных вод принимают по табл 47 (СНиП 2 04 03 85)

Расчет полей ведется по среднесуточной норме нагрузки, т е по количеству сточных вод приходящихся на 1 га площади полей в среднем за сутки в течение года

Полная расчетная площадь полей фильтрации

$$F_{\Phi} = F_{\Phi\ пол} + F_{\Phi\ рез} + k_{\Phi\ в}\,(F_{\Phi\ под} + F_{\Phi\ рез}), \qquad (3\ 1)$$

ТАБЛИЦА 31 НОРМЫ НАГРУЗКИ БЫТОВЫХ СТОЧНЫХ ВОД НА ПОЛЯ ОРОШЕНИЯ ДЛЯ РАЙОНОВ СО СРЕДНЕГОДОВОЙ ВЫСОТОЙ СЛОЯ АТМОСФЕРНЫХ ОСАДКОВ 300—500 мм

Среднегодовая температура воздуха °С	Сельскохозяйственные культуры	Нагрузки на поля орошения м³/(га сут), в зависимости от грунта		
		суглинка	супеси	песка
До 3,5	Огородные	30	40	60
	Полевые	15	20	30
3,6—6	Огородные	35	50	75
	Полевые	20	25	40
6,1—9,5	Огородные	45	60	80
	Полевые	25	30	40
9,6—11	Огородные	60	70	85
	Полевые	30	35	45
Более 11	Огородные	70	80	90
	Полевые	35	40	45

Примечание Для районов со среднегодовой высотой слоя атмосферных осадков 500—700 мм нормы нагрузки на поля орошения следует уменьшить на 10—15 %, а более 700 мм — на 15—25 %, причем больший процент принимают при суглинистых грунтах а меньший — при песчаных

где $F_{ф\ пол}$ — полезная площадь полей фильтрации, га $F_{ф\ рез}$ — резервная площадь полей фильтрации, га, равная 10—25 % полезной площади (СНиП п 6 183) $k_{ф\ в}=0\ 25-0\ 35$—коэффициент, учитывающий увеличение площади в связи с устройством вспомогательных сооружений [6]

Полная расчетная площадь полей орошения

$$F_o = F_{o\ пол} + F_{o\ рез} + k_{o\ в}(F_{o\ пол} + F_{o\ рез}),$$

где $F_{o\ пол}$ — полезная площадь полей орошения, га, $F_{o\ рез}$ — резервная площадь полей орошения, га, $k_{o\ в}=0,15+0,25$—коэффициент, учитывающий увеличение площади в связи с устройством вспомогательных сооружений

Полезная площадь полей фильтрации

$$F_{ф\ пол} = Q/q_ф. \qquad (3\ 2)$$

где Q — среднесуточный расход сточных вод, м³/сут, $q_ф$ — нагрузка сточных вод на поля фильтрации, м³/(га сут), определяемая по табл 47 [6]

Полезная площадь полей орошения

$$F_{o\ пол} = Q/q_o,$$

где q_o — нагрузка сточных вод на поля орошения м³/(га сут), определяемая как средневзвешенная величина из нагрузок на участки с различными видами сельскохозяйственных культур (см табл 31),

Для удобства эксплуатации поля разделяют валиками на отдельные карты Размеры карт полей фильтрации определяют в зависимости от рельефа местности общей рабочей площади полей способа обработки почвы количества очищаемой сточной жидкости При обработке полей тракторами площадь одной карты должна быть не менее 1 5 га Длина карт принимается в 2—4 раза больше ширины Площадь карт полей орошения принимается 5—8 га ширина карт зависит от вида грунта для песков 50 м для супесей 80—100 м для суглинков 120—150 м Длина карт должна быть в 4—5 раз больше ширины Общее число карт $N_{о\ поли}$ зависит от принятых размеров одной карты

Поскольку при подготовке полей к летнему вегетационному периоду при уборке урожая в период дождей выпуск на поля орошения сточной воды не допускается для приема сточных вод в это время служат резервные не занимаемые под сельскохозяйственные культуры участки выполняющие роль обычных полей фильтрации Площадь этих полей га определяется по формуле

$$F_{о\ рез} = aQ/q_ф \qquad (3\ 3)$$

где a — коэффициент учитывающий часть расхода сточных вод поступающих на резервные участки (значения a для района со среднегодовой температурой воздуха до 5 10 и 15 °С принимаются соответственно 1 0 75 и 0 5) $q_ф$ — норма нагрузки сточных вод на резервные фильтрационные поля принимаемая по табл 47 [6] м/(га сут)

Ширина карт резервных фильтрационных участков принимается 50—100 м а длина — в 2—4 раза больше ширины

В зимнее время после промерзания почвы фильтрация сточной воды практически прекращается и начинается постепенное намораживание поступающей сточной воды Требуемая для намораживания площадь

$$F_{нам} = \frac{Ql_{нам}(1-\beta)}{(l_{нам}-h_{ос})\rho\ 10^4} \qquad (3\ 4)$$

где $l_{нам}$ — продолжительность зимнего намораживания принимаемая равной числу дней со среднесуточной температурой воздуха ниже —10 °С [определяется по изолинии (рис 3 2)] β — коэффициент зимней фильтрации зависящий от фильтрационной способности грунтов для легких суглинков супеси и песков он соответственно равен 0 3 0 45 и 0 55 $h_{нам}$ — высота слоя намораживания принимаемая не более 1 м (обычно 0 5—0 6 м) $h_{ос}$ — высота слоя зимних осадков м ρ — плотность льда равная 0 9 т/м³

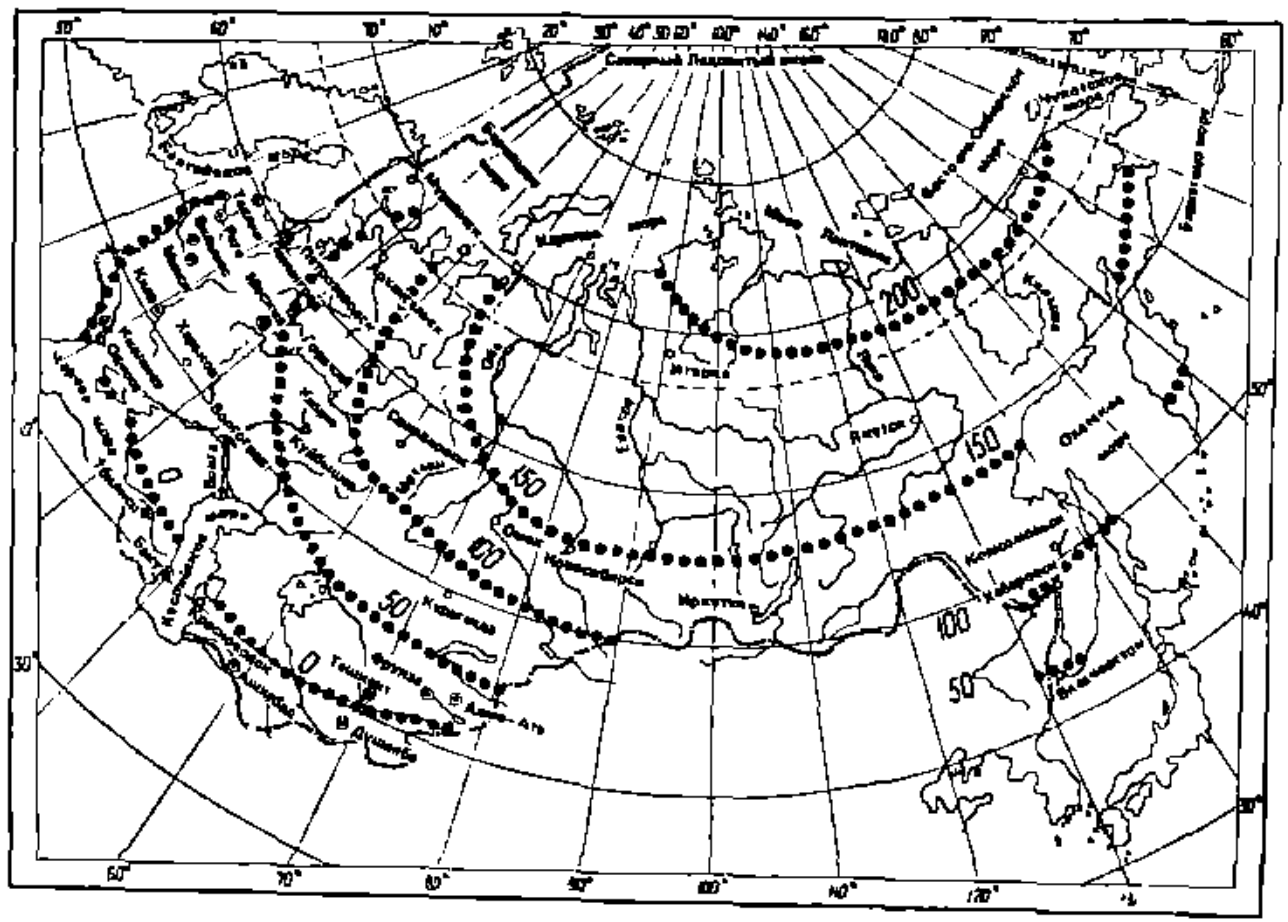


Рис 3.2 Карта изолиний продолжительности периода зимнего замораживания

Сточные воды подают в наивысшую точку полей в распределительный колодец, откуда вода по сети распределительных каналов поступает в отдельные карты. Для распределения воды внутри карт полей орошения перед поливами устраивают временную оросительную сеть в виде полос или борозд. Для равномерного заполнения водой карты планируют с продольными и поперечными уклонами; размер уклона зависит от водопроницаемости грунта. Продольные и поперечные уклоны равны: для легких суглинков 0,001 и 0,002, для супесей 0,002 и 0,003, для песков 0,003 и 0,004. Оросительная сеть должна быть запроектирована так, чтобы сточная вода подавалась самотеком в любой из участков обслуживаемой этой сетью территории. Земляные каналы устраивают трапецеидального сечения, каналы и лотки — прямоугольного сечения с облицовкой. Ширина по верху ограничительных разделительных валиков должна быть не менее 0,7 м. Крутизну их откосов принимают в зависимости от грунта: в супесях и суглинках она должна быть не более 1 : 1,5, а в песках — 1 : 2. Размеры лотков и трубопроводов определяют расчетом; наименьшие размеры лотков 0,2×0,2 м, а наименьший диаметр труб 100 мм.

Магистральный канал рассчитывают по общему максимальному секундному расходу, а распределительный канал — по максимальному секундному расходу, который зависит от числа карт $N_{од}$, одновременно орошаемых и примыкающих к данному распределительному каналу:

$$N_{од} = N_{о поли}/t_{м п} \qquad (3.5)$$

где $t_м$ — продолжительность межполивного периода, назначается 5—10 сут в зависимости от водно-воздушного режима полей, фильтрационной способности грунтов, уровня подземных вод.

Расход воды, поступающей на одну карту, л/с:

$$q_{макс} = q_{макс}/N_{од} \qquad (3.6)$$

Каналы рассчитывают по обычным формулам гидравлики для равномерного движения жидкости с соблюдением допустимых скоростей потока и уклонов каналов. Минимальная незаиливающая скорость для картовых оросителей, распределительных и магистральных каналов принимается равной 0,3; 0,4 и 0,5 м/с. Наименьший уклон для картовых оросителей принимают 0,001, а для распределительных и магистральных каналов — 0,0005.

При неблагоприятных грунтовых условиях на полях

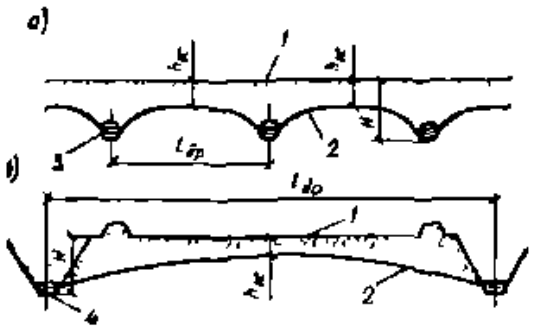


Рис. 3.3. Схема осушения полей

а — с закрытой осушительной сетью; *б* — с открытой осушительной сетью; *1* — уровень поверхности карт полей, *2* — кривая депрессии, *3* — дренажная труба, *4* — осушительная канава

орошения и полях фильтрации устраивают осушительную водоотводящую сеть, которая состоит из дренажа, сборной сети, отводящих линий и выпусков.

Дренаж позволяет своевременно отводить лишнюю влагу из почвы и способствует прониканию воздуха в осушаемый деятельный слой, без чего не может проходить аэробный окислительный процесс. Устройство дренажа обязательно при залегании подземных вод на глубине менее 1,5 м от поверхности карт. В зависимости от характера грунтов дренажную сеть устраивают в виде открытых осушительных канав или закрытого дренажа (рис. 3.3): в слабопроницаемых грунтах (суглинках) — закрытый дренаж; в сильнопроницаемых грунтах (песок, супесь) — открытые осушительные канавы.

§ 12. Биологические пруды

Процесс очистки в биологических прудах аналогичен процессам, происходящим при самоочищении водоемов. Для устройства биологических прудов могут быть использованы естественные впадины местности, заброшенные карьеры, а также специально созданные водоемы. Пруды применяются для биологической очистки и глубокой очистки городских, производственных и поверхностных сточных вод.

Биологическую очистку сточных вод в прудах с естественной аэрацией осуществляют в тех случаях, когда $БПК_{полн}$ не превышает 200 мг/л, при большей $БПК_{полн}$ необходимо проводить этот процесс в прудах с искусственной аэрацией. Если $БПК_{полн}$ превышает 500 мг/л, то поступающие сточные воды следует предварительно очищать.

При глубокой очистке сточные воды направляются в

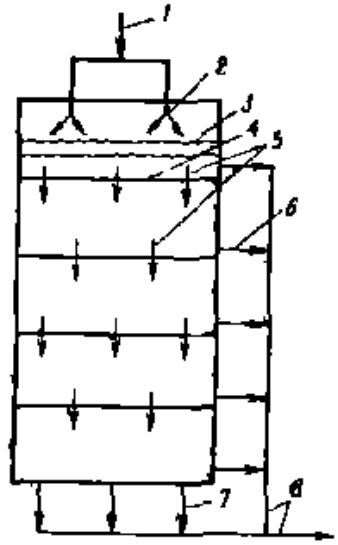


Рис 3 4 Пятиступенчатый биологический пруд

1 — подача сточных вод *2* — впуск *3* — поперечные стенки из фашин или из плетня *4* — разделительные валики *5* — перепускные лотки *6* — запасные выпуски для опорожнения прудов *7* выпуски очищенных сточных вод *8* отводная канава

пруды после их биологической или физико химической очистки в прудах с естественной аэрацией $БПК_{полн}$ поступающих сточных вод не должна превышать 25 мг/л а в прудах с искусственной аэрацией — 50 мг/л После глубокой очистки $БПК_{полн}$ сточных вод может быть доведена до 2—3 мг/л летом и 1—2 мг/л зимой

Биологические пруды устраиваемые на фильтрующих или слабофильтрующих грунтах должны состоять не менее чем из двух параллельно работающих секций включающих от двух до пяти последовательно расположенных ступеней (рис 3 4) Эффект очистки в каждой ступени следует принимать около 50—60 %

Конструктивные размеры каждой секции пруда с естественной аэрацией должны назначаться с учетом обеспечения гидравлического режима близкого к идеальному вытеснению гарантирующему движение жидкости по всему живому сечению пруда Это достигается или соотношением длины секции к ее ширине не менее 20 1 или конструкциями впускных и выпускных устройств Рабочая глубина прудов принимается равной 0 5—1 м

В прудах с искусственной аэрацией форма пруда в плане зависит от типа аэратора обеспечивающего скорость движения воды в любой точке пруда не менее 0 05 м/с

Рабочая глубина пруда зависит от $БПК_{полн}$ поступающей сточной воды и не должна превышать 0 5 1 1 3 м соответственно при $БПК_{полн} > 100$ > 40 > 20 и $\leqslant 20$ мг/л

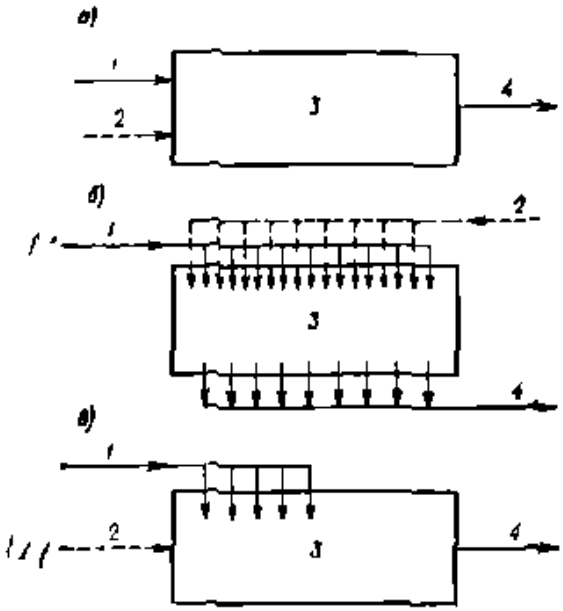


Рис 3 6 Аэротенки с различной структурой потоков сточной воды и возвратного активного ила

1 — подача сточной воды *2* — подача возвратного активного ила *3* — аэротенк *4* — выпуск иловой смеси

аэротенки вытеснители (рис 3 6, *а*) — сточная вода и возвратный активный ил подаются сосредоточенно с одной из торцевых сторон аэротенка, а выпускаются также сосредоточенно с другой торцевой стороны,

аэротенки смесители (рис 3 6, *б*) — подача и выпуск сточной воды и ила осуществляется равномерно вдоль длинных сторон коридора аэротенка,

аэротенки с рассредоточенной подачей сточной воды (рис 3 6, *в*) — сточная вода подводится в нескольких точках по длине аэротенка, а отводится сосредоточенно из его торцевой части, возвратный ил подается сосредоточенно в начало аэротенка

Аэротенки используют в чрезвычайно широком диапазоне расходов сточных вод от нескольких сот до миллионов кубических метров в сутки

Аэротенки вытеснители целесообразно применять при $БПК_{полн}$ поступающей сточной воды до 300 мг/л, а аэротенки смесители — при $БПК_{полн}$ до 1000 мг/л

Расчет аэротенков включает определение вместимости и габаритов сооружения, объема требуемого воздуха и избыточного активного ила Вместимость аэротенков определяется по среднечасовому поступлению сточных вод за период аэрации в часы максимального притока Продолжительность аэрации в аэротенках смесителях t, ч, вычисляется по формуле

$$t = \frac{L_a - L_t}{a\,(1 - S)\,\rho}, \qquad (3.7)$$

где L_a — БПК$_{полн}$ поступающей в аэротенк сточной воды (с учетом снижения БПК при первичном отстаивании), мг/л, L_t — БПК$_{полн}$ очищенных сточных вод мг/л a — доза ила, г/л (в аэротенках смесителях без регенерации $a=3$ г/л с регенерацией $a=2\div4{,}5$ г/л) S — зольность ила (для городских сточных вод $S=0{,}3$) ρ — удельная скорость окисления мг БПК$_{полн}$ на 1 г беззольного вещества активного ила в 1 ч

$$\rho = \rho_{макс}\frac{L_t C}{L_t C + K_L C + K_O L_t}\left(\frac{1}{1+\varphi a}\right), \qquad (3\ 8)$$

здесь $\rho_{макс}$ — максимальная скорость окисления мг/(г ч) C — концентрация растворенного кислорода, мг/л K_L — константа характеризующая свойства органических загрязнений, мг БПК$_{полн}$/л, K_O — константа характеризующая влияние кислорода мг O_2/л, φ — коэффициент ингибирования продуктами распада активного ила л/г

Для городских и близких к ним по составу производственных сточных вод $\rho_{макс}=85$ мг БПК$_{полн}$/(г ч) $K_L=33$ мг БПК^{полн}/л, $KO=0{,}625$ мг O_2/л, $\varphi=0{,}07$ л/г $S=0{,}3$ Для различных видов производственных сточных вод эти расчетные параметры приведены в табл 40 [6] При расчете аэротенков смесителей с регенерацией доза ила принимается равной дозе ила в регенераторе Продолжительность аэрации в аэротенках вытеснителях вычисляется по формуле

$$t = \frac{1+\varphi a}{\rho_{макс} Ca\,(1-S)}\left[(C+K_O)(L_a - L_t) + K_L C \ln\frac{L_a}{L_t}\right]K_t, \qquad (3\ 9)$$

где K_t — коэффициент учитывающий влияние продольного перемешивания при полной биологической очистке до $L_t=15$ мг/л $K_t=1{,}5$, при $L_t>30$ мг/л $K_t=1\ 25$

Доза активного ила при расчете аэротенков вытеснителей принимается без регенерации равной 3—5 г/л в при регенерации 2—4 5 г/л При расчете аэротенков вытеснителей без регенерации величина L_a определяется с учетом разбавления рециркулирующим расходом

Режим вытеснения в аэротенке обеспечивается при соотношении длины и ширины коридоров более 30 1, если это отношение меньше, то необходимо осуществлять секционирование коридоров с пятью шестью ячейками

Степень рециркуляции активного ила R в аротенках рассчитывается по формуле

$$R = \frac{a}{1000/J - a}, \qquad (3\ 10)$$

где J — иловый индекс см^3/г (табл 3 2), следует иметь в виду, что для аэротенков величина J должна быть снижена в 1,3—1,5 раза

ТАБЛИЦА 32 ЗНАЧЕНИЯ ИЛОВОГО ИНДЕКСА I

Сточные воды	I см³ при нагрузке на ил $q_{ил}$, мг/(г сут)					
	100	200	300	400	500	600
Городские	130	100	70	80	95	130
Производственные						
нефтеперерабатывающих заводов	—	120	70	80	120	160
заводов синтетического каучука	—	100	40	70	100	130
целлюлозно бумажных комбинатов	—	220	150	170	200	230
химических комбинатов	—	90	60	75	90	120

Формула (3 10) справедлива при $I<175$ см³/г и $a\leqslant 5$ г/л Величина R для отстойников с илососами и илоскребами с самотечным удалением ила должна быть равна соответственно не менее 0 3 0 4 и 0 6

Нагрузка на 1 г беззольного вещества ила в сутки

$$q_{ил} = \frac{24\,(L_a - L_t)}{a\,(1 - S)\,I} \qquad (3\ 11)$$

При проектировании аэротенков с регенераторами необходимо рассчитывать продолжительность окисления загрязнений t_a

$$t_a = \frac{L_a - L_t}{R a_p\,(1 - S)\,\rho} \qquad (3\ 12)$$

где a_p — доза ила в регенераторе г/л

$$a_p = [1/(2R) + 1]\,a \qquad (3\ 13)$$

Удельная скорость окисления для аэротенков смесителей и аэротенков вытеснителей с регенераторами определяется при дозе ила a_p

При подсчете I для аэротенков вытеснителей $БПК_{полн}$ поступающей сточной воды определяется с учетом разбавления рециркуляционным расходом

$$L_a = (L_a + L_t R)/(1 + R) \qquad (3\ 14)$$

Следует иметь в виду что при расчете аэротенков с регенерацией активного ила T_a определяется с учетом разбавления циркулирующим расходом а t_a—без учета разбавления

Продолжительность пребывания сточных вод в собственно аэротенке ч

$$t_a = \frac{2{,}5}{a_a^{1{,}6}} \lg \frac{L_a}{L_t}, \qquad (3\ 15)$$

а период регенерации t_p, ч

$$t_p = t_0 - t_a \qquad (3\ 16)$$

Объемы аэротенка V_a и регенератора V_p, м³, определяются следующим образом

$$V_a = t_a (1 + R) Q_{расч}, \qquad (3\ 17)$$

$$V_p = t_p R Q_{расч} \qquad (3\ 18)$$

где $Q_{расч}$ — расчетный расход сточных вод м³/ч

Прирост активного ила в аэротенках $П$, мг/л, подсчитывается по формуле

$$П = 0{,}8 B_a + K_п L_a, \qquad (3\ 19)$$

где B_a — концентрация взвешенных веществ поступающих в аэротенк мг/л $K_п$ — коэффициент прироста активного ила для городских и производственных сточных вод $K_п = 0{,}3 - 0{,}5$

Продолжительность аэрации в аэротенках на полное окисление (аэротенки с продленной аэрацией) определяется по формуле (3 7) при удельной скорости окисления $\rho = 6$ мг $БПК_{полн}$/(г ч) [4 мг $БПК_5$/(г ч)], дозе ила $a = 3 - 4$ г/л и зольности $S = 0{,}3a$, количество избыточного активного ила принимается равным 0,35 кг на 1 кг $БПК_{полн}$ (0 5 кг на 1 кг $БПК_5$)

Удельный расход воздуха D м³/м³ при очистке сточных вод в аэротенках определяется отношением расхода кислорода требующегося для обработки 1 м³ воды к расходу используемого кислорода с 1 м³ подаваемого воздуха

$$D = \frac{Z (L_a - L_t)}{k_1 k_2 n_1 n_2 (C_p - C)}, \qquad (3\ 20)$$

где Z — удельный расход кислорода воздуха мг на 1 мг снятой $БПК_{полн}$ при полной очистке равняется 1 1 мг/мг при неполной очистке — 0 9 мг/мг а для аэротенков на полное окисление — 1 мг/мг (1 42 мг/мг $БПК_5$) k_1 — коэффициент учитывающий тип аэратора принимается для мелкопузырчатой аэрации в зависимости от соотношения площадей взвиреуемой зоны и аэротенка (f/F) по табл 3 3 для среднепузырчатой и систем низконапорной аэрации $k_1 = 0{,}75$ k_2 — коэффициент зависящий от глубины погружения аэраторов h_a принимается по табл 3 4 n_1 — коэффициент учитывающий температуру сточных вод

$$n_1 = 1 + 0{,}02 (T_{ср} - 20), \qquad (3\ 21)$$

ТАБЛИЦА 33 ЗНАЧЕНИЯ k_1 И $I_{макс}$

l/F	k_1	$I_{макс}$ м³/(м² ч)
0 05	1 34	5
0 1	1 47	10
0 2	1 68	20
0 3	1 89	30
0 4	1 94	40
0 6	2	50
0 75	2 13	75
1	2 3	100

ТАБЛИЦА 34 ЗНАЧЕНИЯ k_2 И $I_{мин}$

k_2 и	k_2	$I_{мин}$ м³/(м² ч)
0,5	0,4	48
0 6	0 46	42
0 7	0,6	38
0,8	0,8	32
0 9	0 9	28
1	1	24
3	2,08	4
4	2,52	3 5
5	2,92	3
6	3 3	2 5

(здесь $T_{ср}$ — среднемесячная температура сточных вод за летний период °С) n_2 — коэффициент качества сточных вод для городских сточных вод $n_2=0{,}85$ для производственных сточных вод принимается по опытным данным при их отсутствии принимается равным 0 7 C — растворимость кислорода в воде мг/л

$$C_{\mu} = (1 + h_a/20\ 6)\, C_T \qquad (3\ 22)$$

(здесь C_T — растворимость кислорода воздуха в воде в зависимости от температуры и давления принимается по табл 3 5) C — средняя концентрация кислорода в аэротенке приближенно принимается равной 2 мг/л

ТАБЛИЦА 3 Г РАСТВОРИМОСТЬ КИСЛОРОДА В ЧИСТОЙ ВОДЕ ПРИ ДАВЛЕНИИ 0 1 МПа

Температура °С	C_T мг/л	Температура °С	C_T мг/л
8	12 79	20	9 02
10	11 27	22	8 67
12	10,75	24	8,33
14	10,26	26	8 02
16	9,82	28	7,72
18	9 4		

Площадь аэрируемой зоны f принимается по площади занимаемой пневматическими аэраторами включая просветы между ними до 0 3 м По найденным значениям D и I определяется интенсивность аэрации I, м³/(м² ч)

$$I = DH/l \qquad (3\ 23)$$

где H — рабочая глубина аэротенка м

В аэротенках вытеснителях удельный расход воздуха и интенсивность аэрации рассчитываются по формулам (3.20) и (3.23). Если вычисленная интенсивность аэрации более I_{max} для принятого значения k следует увеличить площадь аэрируемой зоны; если менее минимальной I_{min} для принятого значения k_2 следует увеличить расход воздуха приняв I_{min} по табл. 3.4.

При подборе механических, пневмомеханических и струйных аэраторов следует исходить из их производительности по кислороду скорости потребления кислорода и массообменных свойств сточных вод характеризуемых коэффициентами n_1 и n_2 и дефицитом кислорода.

Рабочую глубину аэротенков принимают от 3 до 6 м отношение ширины коридора к рабочей глубине аэротенков—от *1:1 до 2:1*.

Для аэротенков и регенераторов число секций должно быть не менее двух. Для станций производительностью до 50 тыс. м³/сут наиболее целесообразное число секций 4—6, а при большой производительности—6—8 в е секции рабочие каждая состоит из двух — четырех коридоров. В практике проектирования и строительства аэротенков используют типовые проекты разработанные Союзводоканалпроектом (табл. 3.6) и ЦНИИЭП ниже.

ТАБЛИЦА 3.6. ОСНОВНЫЕ ПАРАМЕТРЫ ТИПОВЫХ АЭРОТЕНКОВ-СМЕСИТЕЛЕЙ

Ширина коридора, м	Рабочая глубина аэротенков м	Число коридоров	Рабочий объем секции м³	Длина секции м	Номер типового проекта
3	1,2	2	170 260	24 36	902-2-94 902-2-95/96
4	4,5	2	864 1 296	24 36	902-2-215.216 902-2-217/218
6	5	3	3 780 5 400 7 560	42 60 83	902-2-268 902-2-269 902-2-211
9	5,2	4	21 680 28 080	120 150	902-2-120/72 902-2-264

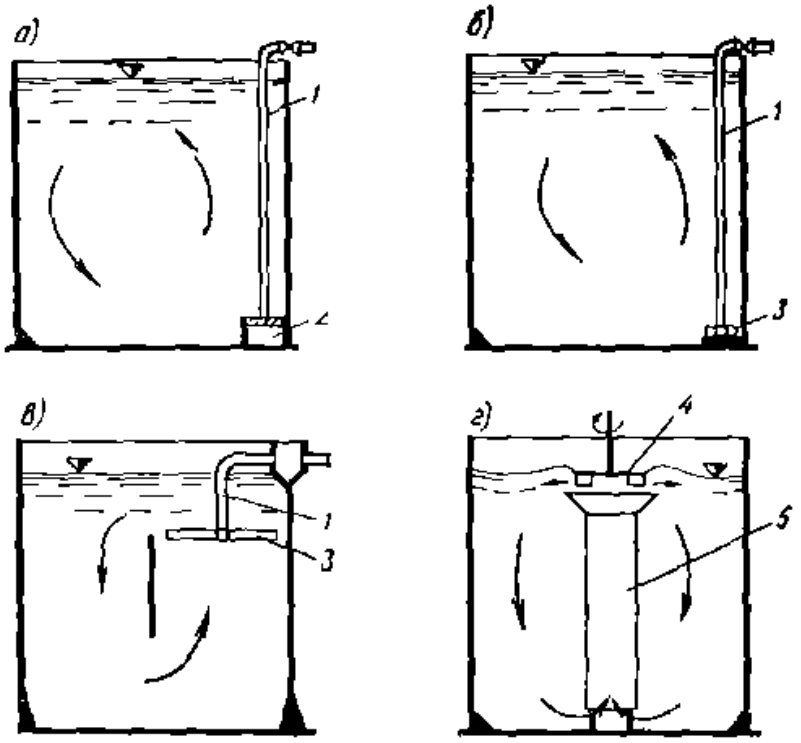


Рис 3 7 Системы подачи воздуха в аэротенки

а — пневматическая мелкопузырчатая б — пневматическая среднепузырчатая в — пневматическая низконапорная г — механическая поверхностная 1 — погружноподводящие стойки 2 — воздушный канал с фильтросными пластинами 3 — дырчатые трубы 4 — поверхностный аэратор дискового типа 5 — стабилизатор потока

нерного оборудования (табл 3 7) Систему аэрации в аэротенках применяют, как правило, пневматическую или механическую (рис 3 7)

В зависимости от вида пневматического аэратора различают мелко средне и крупнопузырчатую аэрацию, крупность пузырьков воздуха соответственно составляет 1—4 5—10 и более 10 мм К мелкопузырчатым аэраторам относят керамические тканевые и пластиковые а также аэраторы форсуночного и ударного типа к среднепузырчатым— перфорированные трубы, щелевые аэраторы и др , к крупнопузырчатым—открытые снизу вертикальные трубы а также сопла

Наиболее распространенным типом мелкопузырчатого аэратора является фильтросная пластина размером 300×300 мм и толщиной 35 мм Фильтросные пластины заделывают в железобетонные каналы, устраиваемые на дне коридора аэротенка у стенки, вдоль длинной его

ТАБЛИЦА 87 ОСНОВНЫЕ ПАРАМЕТРЫ ТИПОВЫХ АЭРОТЕНКОВ-ВЫТЕСНИТЕЛЕЙ

Ширина коридора, м	Рабочая глубина аэротенка, м	Число коридоров	Рабочий объем одной секции, м³, при длине, м							Номер типового проекта
			36—42	48—54	60—66	72—78	84—90	96—102	108—114	
4,5	3,2	2	1040—1213	1386—1559	1732	—	—	—	—	902-2-195
		3	1560—1820	2080—2340	2600	—	—	—	—	902-2-192
		4	2070—2416	2762—3108	3494—3800	—	—	—	—	902-2-178
	4,4	2	1420—1658	1896—2134	2372	—	—	—	—	902-2-195
		3	2140—2496	2852—3208	3564	—	—	—	—	902-2-193
		4	2850—3325	3800—4275	4750—5225	—	—	—	—	902-2-178
6	4,4	2	—	2530—2847	3154—3471	3788	—	—	—	902-2-196
		3	—	3800—4275	4750—5225	5700	—	—	—	902-2-192
		4	—	5700	5334—6968	7602—8230	6870	—	—	902-2-179
	5	2	—	2880—3240	3600—3960	4320	—	—	—	902-2-196
		3	—	4320—4860	5400—5940	6480	—	—	—	902-2-193
		4	—	6500	7220—7940	8666—9380	10 100	—	—	902-2-179
9	4,4	2	—	—	—	6180	6 655—7 130	7 605—7 980	8 455	902-2-197
		3	—	—	—	9270	9 983—10 696	11 409—12 122	12 835	902-2-194
		4	—	—	—	—	13 300—14 250	15 200—16 150	17 100—18 050	902-2-180
	5	2	—	—	—	7 020	7 560—8 100	8 640—9 180	9 720	902-2-197
		3	—	—	—	10 530	11 340—12 150	12 960—13 770	14 580	902-2-194
		4	—	—	—	—	15 120—16 200	17 280—18 360	19 440—20 520	902-2-180

с ороны Пластины укладывают обычно в два или три
[illegible]да для обеспечения подачи в аэротенки необходимого
[illegible]ъема воздуха, который подается по магистральным
[illegible]здуховодам и стоякам в канал перекрытый пластина-
м[illegible] Стояки размещают через каждые 20—30 м Исполь-
ют также пористые керамические трубы диаметром
0 мм и длиной 500 мм

Для среднепузырчатой аэрации чаще всего примен[illegible]
[illegible] дырчатые трубы с отверстиями диаметром 3—4 мм.
[illegible]рубы укладывают на дне аэротенка, воздухоподающие
[illegible]яки устанавливают через 20—30 м

Крупнопузырчатые аэраторы могут выполняться из
[illegible]уб диаметром 50 мм с открытыми концами, опущенных
[illegible]ертикально вниз на глубину 0 5 м от дна аэротенка

Заглубление аэраторов при низконапорной системе
[illegible]рации 0,5—1 м, при других системах 3—6 м в зависи-
[illegible]сти от глубины аэротенка

Принцип работы механических аэраторов основан на в
[illegible]лечении воздуха непосредственно из атмосферы вра-
[illegible]ющимися частями аэратора (ротором) и перемешива-
[illegible]и его со всем содержимым аэротенка Конструкция
[illegible]пора может быть конической дисковой цилиндричес-
ко[illegible], турбинной, колесной, винтовой, а ось вращения мо-
[illegible]г располагаться вертикально и горизонтально По
[illegible]ципу действия механические аэраторы делят на им-
[illegible]ерные и поверхностные Наиболее широко распрост-
[illegible]нены механические аэраторы поверхностного типа

При устройстве пневматической системы аэрации не-
[illegible]ходимо произвести расчет воздуховодов который со-
ст[illegible]т в подборе диаметров трубопроводов и определении
[illegible]терь напора в них Скорость движения воздуха в об-
щ[illegible]м и распределительном воздуховодах обычно прини-
ма[illegible]ют равной 10—15 м/с, в воздуховодах небольшого
ди[illegible]метра—4—5 м/с Суммарная величина потерь напора
[illegible]счет местных сопротивлений и сопротивления на тре-
ни[illegible] в воздуховодах не должна превышать 0 3—0 35 м
[illegible]При определении общего напора воздуходувки расчет-
[illegible]е потери напора в аэраторах с учетом увеличения со
пр[illegible]отивления в период эксплуатации следует принимать
дл[illegible] мелкопузырчатых аэраторов не более 0,7 м для
ср[illegible]еднепузырчатых (располагаемых на глубине более
3 м) 0,15 м в системах низконапорной аэрации (при ско-
ро[illegible]сти выхода воздуха из отверстия—5—10 м/с) 0,02—
0 05 м

Воздуходувки подбирают по каталогу, исходя из общей потери напора и расчетного расхода воздуха. Число рабочих воздуходувок при производительности станции более 5000 м³ воздуха в 1 ч принимается не менее двух, при меньшей производительности допускается устанавливать одну рабочую воздуходувку. Если число рабочих воздуходувок не превышает трех, то принимается одна резервная, если более — две резервные.

При устройстве механической аэрации необходимо произвести расчет аэраторов и определить необходимое их число для установки в аэротенках.

§ 14. Циркуляционные окислительные каналы

Циркуляционные окислительные каналы представляют собой проточные бассейны трапецеидального сечения, имеющие замкнутую форму в плане и оборудованные механическими аэраторами, обеспечивающими циркуляционное перемещение, перемешивание и насыщение кислородом обрабатываемой смеси сточной воды и активного ила. Циркуляционные окислительные каналы являются сооружениями полной биологической очистки сточных вод активным илом при продленной аэрации. В циркуляционных окислительных каналах могут очищаться как бытовые, так и высококонцентрированные неразбавленные производственные сточные воды, без предварительного отстаивания (после решеток и песколовок).

По схеме работы циркуляционные окислительные каналы делят на каналы непрерывного и периодического действия (рис. 38). В каналах непрерывного действия

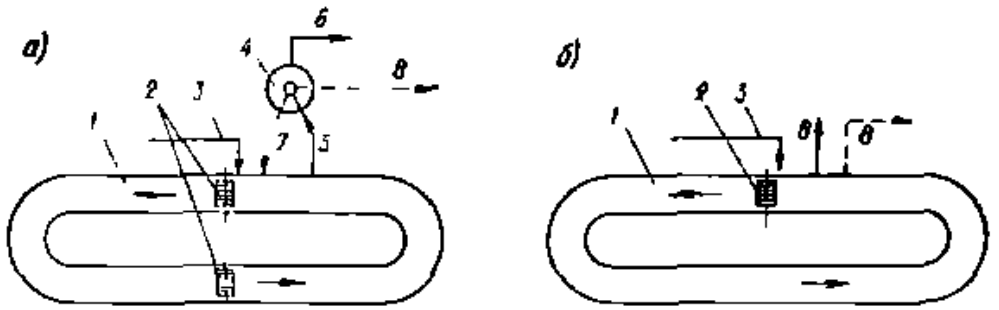


Рис. 38. Циркуляционные окислительные каналы

а — непрерывного действия с двумя аэраторами; *б* — периодического действия с одним аэратором; *1* — канал; *2* — аэраторы; *3* — подача сточных вод; *4* — вторичный отстойник; *5* — выпуск иловой смеси; *6* — выпуск очищенной сточной воды; *7* — подача возвратного активного ила; *8* — выпуск избыточного активного ила на иловые площадки

разделение иловой смеси осуществляется во вторичном отстойнике а в каналах периодического действия непосредственно в самом канале при включенных аэраторах Наиболее распространены вытянутые в плане кольцевой формы каналы с бетонными откосами и дном, рабочей глубиной около 1 м и производительностью до 1400 м³/сут

Продолжительность аэрации в циркуляционных каналах определяется по формуле (3 7) при $\rho=6$ мг/(г×ч) (по $БПК_{полн}$) или 4 мг/(г ч) (по $БПК_5$), $a=3-4$ г/л и $S=0\,35$ Удельный расход воздуха определяют по формуле (3 20) как для аэротенков продленной аэрации при $Z=1$ мг/мг (по $БПК_{полн}$) или 1 42 мг/мг (по $БПК_5$), $k_1=0\,75$

Механический аэратор рассчитывают по подаче необходимого кислорода и по созданию скорости потока в канале (расчет ведут по $БПК_5$) Количество кислорода, кг/сут которое необходимо подать в сточную воду,

$$M_{тр}=Z\,(L_a-L_1)\,Q/1000 \qquad (3\ 24)$$

Расчетная производительность 1 м аэратора по кислороду, г/(ч м)

$$M_в=\frac{2\ 06\ 10^6\ n_0^3}{h_в^{-0\ 8}}\left(\frac{d_в}{70}\right)^a, \qquad (3\ 25)$$

где $n_в$ — частота вращения аэратора $с^{-1}$, $h_в$ — глубина погружения аэратора см $d_в$ — диаметр аэратора см

Для механических клеточных аэраторов диаметром 50 70 и 90 см расчетную производительность $M_в$ находят по табл 3 8

Требуемая скорость движения жидкости в канале, м/с

$$v_{тр}=0\ 25\sqrt{aH_к}, \qquad (3\ 26)$$

где $H_к$ — глубина канала м

Скорость движения жидкости в канале, создаваемая аэратором

$$v_в=\sqrt{\frac{I_в\,l_в}{S_к\left(\frac{n^2}{R^{1\ 33}}\,l_ц+0{,}052\right)}}, \qquad (3\ 27)$$

где $I_в$ — импульс давления аэратора определяемый по табл 3 8, $l_в$ — длина аэратора м $S_к$ — площадь живого сечения канала $м^2$, $n=0\,014$ — коэффициент шероховатости для бетонных стенок, R —

ТАБЛИЦА 18 ДАННЫЕ ДЛЯ РАСЧЕТА МЕХАНИЧЕСКОГО КЛЕТОЧНОГО АЭРАТОРА

Диаметр см	Частота вращения мин$^{-1}$	Глубина погружения гребней см	Производительность по кислороду г (ч м)	Требуемая мощность кВт/м	Импульс давления
50	60	8	230	0,21	0 0035
		15	380	0 49	0 0055
		20	490	0 6	0 0054
	90	8	470	0 42	0,0066
		15	950	0 9	0,012
		20	1170	1,2	0 011
	120	8	850	0,62	0 016
		15	1800	1 42	0 017
		20	2300	1,92	0 016
70	60	8	300	0 36	0 006
		15	570	0 9	0 013
		25	940	1 35	0 1
	80	8	570	0 57	0 01
		15	1130	1 5	0 01
		25	1900	2 27	0,09
	100	8	830	0,85	0,014
		15	1930	2,24	0,024
		25	3200	3,5	0 035
90	60	8	530	0,68	0,0086
		20	1200	2,21	0,021
		30	1430	4	0 022
	80	8	910	1,14	0,013
		20	2400	3 6	0,03
		30	3400	6,25	0 034
	100	8	1350	1,8	0,016
		20	3900	5	0,04
		30	5600	9	0,049

гидравлический радиус, м, $l_к$ — длина циркуляционного канала, м; $\Sigma\zeta$ — сумма коэффициентов местных сопротивлений, для О образного канала равная 0,5

По имеющимся типовым проектам производительность циркуляционных окислительных каналов—от 100 до 1400 м³/сут, $БПК_5$ поступающих сточных вод—150, 250 и 400 мг/л. Число каналов на очистных сооружениях 1—2, число аэраторов в канале 1—4, глубина канала 1 м

§ 15 Биологические фильтры

Биологический фильтр—сооружение, в котором сточная вода фильтруется через загрузочный материал, покрытый биологической пленкой, образованной колониями микроорганизмов Биофильтр состоит из следующих основных частей фильтрующей загрузки, помещенной в резервуар круглой или прямоугольной формы в плане, водораспределительного устройства, обеспечивающего равномерное орошение сточной водой поверхности загрузки биофильтра, дренажного устройства для удаления профильтровавшейся воды, воздухораспределительного устройства, с помощью которого поступает необходимый для окислительного процесса воздух Отработанная и омертвевшая пленка смывается протекающей сточной водой и выносится из тела биофильтра Необходимый для биохимического процесса кислород воздуха поступает в толщу загрузки путем естественной и искусственной вентиляции фильтра

Процессы окисления, происходящие в биофильтре, аналогичны процессам, происходящим в других сооружениях биологической очистки и в первую очередь на полях орошения и потях фильтрации Однако в биофильтре эти процессы протекают значительно интенсивнее

Биофильтры могут работать на полную и неполную биологическую очистку и классифицируются по различным признакам, основным из которых является конструктивная особенность загрузочного материала объемная загрузка (гравий, шлак, керамзит, щебень и др) и плоскостная загрузка (пластмассы, асбестоцемент, керамика, металл, ткани и др)

Биофильтры с объемной загрузкой подразделяют на капельные, имеющие крупность фракций загрузочного

материала 20—30 мм и высоту слоя загрузки 1—2 м высоконагружаемые с крупностью загрузочного материала 40—60 мм и высотой слоя загрузки 2—4 м большой высоты (башенные) с крупностью загрузочного материала 60—80 мм и высотой слоя загрузки 8—16 м Объемный загрузочный материал имеет плотность 500—1500 кг/м³ и пористость 40—50 %

К биофильтрам с плоскостной загрузкой относятся биофильтры с жесткой засыпной загрузкой где в качестве загрузки используют керамические, пластмассовые и металлические засыпные элементы в зависимости от материала загрузки плотность ее составляет 100—600 кг/м³ пористость 70—90 %, высота слоя загрузки 1—6 м

биофильтры с жесткой блочной загрузкой — блочные загрузки выполняют из различных видов пластмассы (гофрированные и плоские листы или пространственные элементы), а также из асбестоцементных листов плотность пластмассовой загрузки 40—100 кг/м пористость 90—97 %, высота слоя загрузки 2—16 м плотность асбестоцементной загрузки 200—250 кг/м³, пористость 80—90 %, высота слоя загрузки 2—6 м

биофильтры с мягкой или рулонной загрузкой выполненной из металлических сеток пластмассовых пленок, синтетических тканей (нейлон, капрон) которые крепятся на каркасах или укладываются в виде рулонов плотность такой загрузки 5—60 кг/м³ пористость 94—99 %, высота слоя загрузки 3—8 м

Капельные биофильтры применяют при расходах сточных вод до 1000 м³/сут, а высоконагружаемые и большой высоты — до 50 тыс м³/сут Плоскостные биофильтры с засыпной и мягкой загрузкой рекомендуется использовать при расходах до 10 тыс м³/сут с блочной загрузкой — до 50 тыс м³/сут

По технологической схеме работы биофильтры могут быть одноступенчатыми и двухступенчатыми, при этом режим работы назначается как с рециркуляцией так и без нее

К биофильтрам с плоскостной загрузкой следует отнести и погружные дисковые биофильтры которые используют для очистки бытовых и производственных сточных вод при расходах до 1000 м³/сут Диски выполняют из пластмасс асбестоцемента или из металла они имеют диаметр 0 6—3 м Расстояние между дисками

10—20 мм, частота вращения вала с дисками 1—10 мин$^{-1}$

Капельные биофильтры в зависимости от расхода сточных вод и среднегодовой температуры воздуха размещают в неотапливаемых помещениях, допустимая $БПК_{полн}$ сточных вод, подаваемых на биофильтр, составляет 220 мг/л, гидравлическая нагрузка 1—3 м^3/м^3 в 1 сут

Для расчета капельных биофильтров сначала определяют коэффициент K

$$K = L_a/L_t, \qquad (3\ 28)$$

где L_a, L_t — $БПК_{полн}$ сточных вод (поступающей и очищенной)

По среднезимней температуре сточных вод T и значению K (табл 39) определяют высоту биофильтра H и гидравлическую нагрузку q Если полученное значение K превышает значения, приведенные в табл 39, необходимо вводить рециркуляцию и расчет производить по методике расчета высоконагружаемых биофильтров с рециркуляцией

ТАБЛИЦА 39 ПАРАМЕТРЫ ДЛЯ РАСЧЕТА КАПЕЛЬНЫХ БИОФИЛЬТРОВ

Гидравлическая нагрузка q, м^3/(м^2 сут)	Значения K при среднезимней температуре сточной воды T, °С			
	8	10	12	14
1	8,0/11,6	9,8/12,6	10,7/13,8	11,4/15,1
1,5	5,9/10,2	7,0/10,9	8,2/11,7	10,0/12,8
2	4,9/8,2	5,7/10,0	6,6/10,7	8,0/11,5
2,5	4,3/6,9	4,9/8,3	5,6/10,1	6,7/10,7
3	3,8/6,0	4,4/7,1	5,0/8,6	5,9/10,2

Примечание Перед чертой — значения K для высоты биофильтра $H=1,5$ м, после черты — для $H=2$ м

Затем по расходу очищаемых сточных вод, м^3/сут, и гидравлической нагрузке, м^3/(м^2 сут), вычисляют общую площадь биофильтров, м^2.

$$F = Q/q. \qquad (3\ 29)$$

Биофильтры устраивают в виде отдельных секций. Число и размеры секций зависят от способов распределения сточной воды по поверхности, условий их эксплу-

атации и др., число секций принимается не менее 2 и не более 8, все секции должны быть рабочими.

Высоконагружаемые биофильтры, как правило, размещают на открытом воздухе, высоту биофильтра назначают в зависимости от $БПК_{полн}$ очищенной сточной воды, а гидравлическую нагрузку принимают 10—30 м³/(м² сут), допустимая $БПК_{полн}$ поступающих на биофильтр сточных вод 300 мг/л.

Расчет высоконагружаемых биофильтров производят в такой последовательности: по формуле (3.28) находят K, по среднезимней температуре сточной воды t и по найденному значению K определяют высоту биофильтра H, гидравлическую нагрузку q и расход воздуха $B_д$ (табл. 3.10). Если полученное значение K отличается от приведенных в табл. 3.10, следует принимать для очистки без рециркуляции H, q и $B_{уд}$ по ближайшему большему значению K, для очистки с рециркуляцией по меньшему.

ТАБЛИЦА 3.10. ПАРАМЕТРЫ ДЛЯ РАСЧЕТА ВЫСОКОНАГРУЖАЕМЫХ БИОФИЛЬТРОВ

Высота биофильтра H, м	Значения K при среднезимней температуре сточной воды, T, °С							
	8		10		12		14	
	Гидравлическая нагрузка q, м³/(м² сут)							
	10	20	10	20	10	20	10	20
При $B_{уд}$=8 м³ на 1 м³ воды								
2	3,02	2,32	3,38	2,5	3,76	2,74	4,3	3,02
3	5,25	3,53	6,2	3,96	7,32	4,64	8,95	5,25
4	9,05	5,37	10,4	6,25	11,2	7,54	12,1	9,05
При $B_{уд}$=10 м³ на 1 м³ воды								
2	3,69	2,89	4,08	3,11	4,5	3,36	5,09	3,67
3	6,1	4,24	7,08	4,74	8,23	5,31	9,9	6,04
4	10,1	6,23	12,3	7,18	15,1	8,45	16,4	10
При $B_{уд}$=12 м³ на 1 м³ воды								
2	4,32	3,38	4,76	3,72	5,31	3,96	5,97	4,31
3	7,25	5,01	8,35	5,55	9,9	6,35	11,7	7,2
4	12	7,35	14,8	8,25	18,4	10,4	23,1	12

При очистке без рециркуляции находят площадь биофильтров по формуле (3 29) при очистке сточных вод с рециркуляцией определяют допустимую $БПК_{полн}$ смеси, поступающей и рециркуляционной сточной воды, подаваемой на биофильтр, $L_{см}$, мг/л коэффициент рециркуляции $n_р$ и площадь биофильтров F

$$L_{см} = KL_t \qquad (3\ 30)$$

$$n_р = \frac{L_a - L_{см}}{L_{см} - L_t}, \qquad (3\ 31)$$

$$F = Q(n_р + 1)/q \qquad (3\ 32)$$

При расчете высоконагружаемых биофильтров для сточных вод, имеющих $T<8$ °С и $T>14$ °С

$$K = 10^{\alpha\Phi+\beta}, \qquad (3\ 33)$$

где α и β — коэффициенты, принимаемые по табл 3 11, Φ — вспомогательный комплекс

$$\Phi = HB_{уд}^{0,6} K_T/q^{0,4} \qquad (3\ 34)$$

здесь K_T — температурная константа потребления кислорода

$$K_T = 0,2\ 1,047^{t-4} \qquad (3\ 35)$$

ТАБЛИЦА 3 11 ЗНАЧЕНИЯ КОЭФФИЦИЕНТОВ α И β

Удельный расход воздуха $B_{уд}$ м³/м³	Комплексный комплекс Φ	α	β
8	$\leqslant 0,662$ $>0,662$	1,51 0,47	0 0,69
10	$\leqslant 0,85$ $>0,85$	1,2 0,4	0 13 0 83
12	$\leqslant 1,06$ $>1,06$	1,1 0,2	0,19 1,15

Биофильтры с плоскостной загрузкой следует размещать в закрытом помещении Высоту биофильтра назначают в зависимости от требуемой степени очистки Допустимая $БПК_{полн}$ поступающих сточных вод при полной биологической очистке составляет 250 мг/л, при неполной очистке — не ограничивается Гидравлическая нагрузка зависит от необходимой степени очистки и содержания органических загрязнений в поступающей сточной воде.

ТАБЛИЦА 3.13 ЗНАЧЕНИЯ η ПРИ РАЗЛИЧНОЙ L_t

L_t, мг/л	η	L_t, мг/л	η	L_t, мг/л	η
10	3,3	25	2	40	1,45
15	2,6	30	1,75	45	1,3
20	2,25	35	1,6	50	1,2

Для расчета биофильтров с плоскостной загрузкой в зависимости от требуемой $БПК_5$ очищенных сточных вод по табл. 3.12 находят критериальный комплекс

$$\eta = PHK_T/M_a \qquad (3.35)$$

где P — пористость загрузочного материала, %, M_a — масса органических загрязнений по $БПК_5$, поступающих в 1 сут на единицу по верхности загрузочного материала биофильтра г/(м² сут)

$$M_a = L_a q_a / S_{уд} = M_0 / S_{уд}, \qquad (3.36)$$

где L_a — $БПК_5$ поступающих сточных вод мг/л, q_a — гидравлическая нагрузка, м³/(м² сут), $S_{уд}$ — удельная поверхность загрузочного материала м²/м³, M_0 — нагрузка по $БПК_5$ на 1 м³ объема биофильтра г/(м³ сут)

По заданной среднезимней температуре сточных вод T подсчитывают K_T. Глубина слоя загрузки H назначается в зависимости от требуемой степени очистки, но не менее 4 м, P определяется конструктивными размерами плоскостной загрузки, M_a находят из формулы (3.36)

$$M_a = PHK_T/\eta \qquad (3.37)$$

Далее по заданной величине L_a и конструктивному размеру $S_{уд}$ из формулы (3.37) определяют допустимую гидравлическую нагрузку q_a

$$q_a = M_a S_{уд}/L_a \qquad (3.38)$$

Затем по заданному суточному расходу, м³/сут, и подсчитанной q_a вычисляют объем загрузочного материала биофильтра, число биофильтров и их конструктивные размеры.

Погружные дисковые биофильтры рассчитывают по экспериментальным данным в зависимости от требуемой степени очистки и концентрации органических загрязнений в поступающей сточной воде. В зависимости от нагрузки по БПК $_{полн}$ или по $БПК_5$ на 1 м² площади по верхности дисков, расхода сточных вод и БПК в поступающей сточной воде вычисляется общая площадь по

верхности дисков Затем назначаются конструктивные размеры погружных биофильтров такие как диаметр дисков расстояние между ними число дисков на одном валу и т д после чего определяется число сооружений

Сточная вода распределяется по поверхности биофильтров с помощью спринклерной системы состоящей из дозирующего бака разводящей сети и спринклеров или с помощью реактивных оросителей состоящих из стояка и дырчатых труб Вентилируются биофильтры естественным путем (капельные биофильтры и биофильтры с плоскостной загрузкой) или искусственной поддувкой с помощью вентиляторов (высоконагружаемые аэрофильтры)

В практике проектирования применяют биофильтры прямоугольной формы в плане с размерами сторон 3×3 6×4 9×12 12×12 15×15 12×18 м и др с высотой слоя загрузки 2 3 3 и 4 а также круглой формы в плане диаметром 6 12 18 24 и 30 м с высотой слоя загрузки 2 3 и 4 м

§ 16 Примеры расчетов

Пример 31 Рассчитать поля фильтрации располагаемые в районе Волгограда при следующих исходных данных среднесуточный расход осветленных сточных вод $Q = 5000$ м³/сут среднегодовая температура воздуха $T = 7{,}6$ °С среднегодовая высота слоя атмосферных осадков 478 мм слой зимних осадков $h_{oc} = 75$ мм грунты на территории полей — песок уровень подземных вод находится на глубине 3 5 м рельеф территории полей — спокойный с уклоном 0 003—0 005

Решение Принимаем с учетом местных условий по табл 47 [6] нагрузку сточных вод на поля фильтрации $q_ф = 235$ м³/га в 1 сут и по формуле (3 2) определяем полезную площадь полей фильтрации

$$F_{ф\ пол} = 5000/235 = 21{,}3 \text{ га}$$

Поскольку поля фильтрации расположены во II климатическом районе резервная площадь полей фильтрации составляет 20 % полезной (СНиП 2 04 03 85)

$$F_{ф\ рез} = 0{,}2 F_{ф\ пол} = 0{,}2 \cdot 21{,}3 = 4{,}3 \text{ га}$$

Так как площадь полей фильтрации не превышает 1000 га (СНиП 2 04 03 85) то $k_ф = 0{,}35$

Подсчитаем полную площадь полей фильтрации по формуле (3 1)

$$F_ф = 21{,}3 + 4{,}3 + 0{,}35 (21{,}3 + 4{,}3) = 34{,}5 \text{ га}$$

Далее определяем требуемую для зимнего намораживания площадь по формуле (3 4)

$$F_{нам} = \frac{5000 \cdot 30 (1 - 0{,}55)}{(0{,}5 - 0{,}075) 0{,}9 \cdot 10^4} = 17{,}6 \text{ га}$$

Полученная площадь для зимнего намораживания меньше полной площади полей фильтрации, следовательно, обеспечивается пропуск стоков в зимний период

Принимаем число карт полей фильтрации $N_ф = 12$, тогда площадь одной карты составит 2,88 га. Размер каждой карты 100×288 м.

Пример 3.2. Рассчитать поля орошения, располагаемые в районе Харькова, при следующих исходных данных: среднесуточный расход биологически очищенных сточных вод $Q = 4500$ м³/сут, максимальный секундный расход $q_{макс} = 94$ л/с, среднегодовая температура воздуха $T = 6,9$ °С, среднегодовая высота слоя атмосферных осадков 609 мм, слой зимних осадков $h_{сс} = 80$ мм, грунты на территории полей — суглинки, уровень подземных вод находится на глубине 3 м. Площадь полей на 30 % занята полевыми, а на 70 % — огородными культурами. Рельеф территории полей спокойный с уклоном около 0,003, абсолютные отметки земли от 117,00 до 119,00.

Решение. Определяем полезную площадь полей орошения по формуле

$$F_{о\ пол} = \frac{Q}{q_{.}} = \frac{4500}{(0,3\ 30 + 0,7\ 60)\ 0,9} = \frac{4500}{45,9} = 98 \text{ га}$$

Полезную площадь разбиваем на карты размером 80×380 м. Тогда общее число карт

$$N_{о\ пол} = \frac{F_{о\ пол}}{80\ 380} = \frac{98\ 10\ 000}{80\ 380} = 32$$

Вычисляем резервную площадь полей орошения по формуле (3.3)

$$F_{о\ рез} = 0,75 \frac{4500}{130\ 0,85} = 30,5 \text{ га}$$

Размеры карт фильтрационных участков 80×320 м, число резервных карт

$$N_{о\ рез} = \frac{F_{о\ рез}}{80\ 320} = \frac{30\ 5 \cdot 10000}{80\ 320} = 12$$

Полную площадь полей орошения подсчитываем по формуле

$$F_{о} = F_{о\ пол} + F_{о\ рез} + h_{о\ в}\ (F_{о\ пол} + F_{о\ рез}) =$$
$$= 98 + 30,5 + 0,25\ (98 + 30,5) = 160,6 \text{ га}.$$

Далее находим требуемую для зимнего намораживания площадь по формуле (3.4)

$$F_{зам} = \frac{4500\ 20\ (1 - 0,45)}{(0,6 - 0,08)\ 0,9\ 10^4} = 10,6 \text{ га}$$

Высоту валиков принимаем выше слоя намораживания на 0,1 м, $h_в = 0,7$ м.

Для расчета оросительной сети определяем число карт, орошаемых одновременно. Высокая фильтрационная способность грунтов и низкий уровень подземных вод позволяют принять $t_{м\ д} = 5$ сут. Число карт, орошаемых одновременно, определяем по формуле (3.5)

$$N_{од} = 32/5 \approx 6,$$

а расход воды, поступающей на одну карту, — по формуле (3.6)

$$q_{макс} = 94{,}76 = 15{,}65 \text{ л/с}.$$

Производим гидравлический расчет оросительной сети полей орошения [3] в соответствии с выбранной схемой (см. рис. 3.1) и сводим данные расчета в табл. 3.13.

ТАБЛИЦА 3.13. ГИДРАВЛИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ ОРОСИТЕЛЬНОЙ СЕТИ ПОЛЕЙ ОРОШЕНИЯ

Участок (рис. 3.1)	Расчетный расход, л/с	Ширина канала, мм	Наполнение канала, мм	Уклон	Скорость, м/с
Картовый ороситель *а—б*	15,65	200	207	0,001	0,38
Распределительный канал					
б—в	31,3	300	180	0,002	0,6
в—г	62,6	300	300	0,002	0,7
г—д	94	400	300	0,002	0,78
Магистральный канал *д—е*	94	400	300	0,002	0,78

Для определения отметки дна в начальной точке магистрального канала $Z_{м.н}$ воспользуемся формулой

$$Z_{м.н} \geq Z_н + h_{паз} + i_{к.ор} l_{к.ор} + i_{р.к} l_{р.к} + i_{м.н} l_{м.н} \geq 117 + 0{,}6 + 0{,}001 \cdot 380 + 0{,}002 \cdot 960 + 0{,}002 \cdot 50 = 120{,}0,$$

где $Z_к$ — отметка поверхности карты, наиболее удаленной и высокорасположенной по отношению к начальной точке магистрального канала, $i_{к.ор}$, $i_{р.к}$, $i_{м.н}$ — уклоны картового оросителя, распределительного и магистрального каналов, $l_{к.ор}$, $l_{р.к}$, $l_{м.к}$ — длина картового оросителя, распределительного и магистрального каналов, принимаемые конструктивно.

Поскольку поля орошения размещаются на супесчаных грунтах, а подземные воды залегают на глубине 3 м, предусматриваем открытый дренаж. Определяем модуль стока или расход воды $q_{др}$, которая должна быть отведена с участка

$$q_{др} = \frac{k_п q_0 l_{м.р} k_{в.с} \cdot 1000}{t_{др} \cdot 86\,400} = \frac{0{,}5 \cdot 45{,}9 \cdot 5 \cdot 1{,}5 \cdot 1000}{2{,}5 \cdot 86\,400} = 0{,}797 \text{ л/(га с)},$$

где $k_в$ — коэффициент просачивания, учитывающий поглощение воды растениями и испарение в среднем равный 0,5; $k_{в.с}$ — коэффициент неравномерности поступления воды в осушительную сеть, принимаемый равным 1,5; $t_{др}$ — продолжительность отведения дренажной воды с карты, принимаемая равной (0,4—0,5) $t_{м.д}$, сут.

Подсчитываем высоту слоя воды, отводимой за сутки:

$$h_{отв} = \frac{k_п q_п t_{м.п} k_{о.с}}{t_{др} 10^4} = \frac{0{,}5 \cdot 46{,}9 \cdot 5 \cdot 1{,}6}{2{,}5 \cdot 10^4} = 0{,}0069 \text{ м/сут}$$

Вычислим расстояние между дренажными канавами $l_{др}$ (см. рис. 3.3) по формуле

$$l_{др} = 2(H - h_{ос}) \sqrt{\frac{k_ф}{h_{отв}}} = 2(2{,}2 - 1) \sqrt{\frac{864}{0{,}0069}} = 84{,}9 \text{ м},$$

где $H = 2{,}2$ м — глубина осушительной канавы, $H_{ос}$ — глубина осушаемого слоя, равная 0,6—1 м в зависимости от вида сельскохозяйственных культур, $k_ф$ — коэффициент фильтрации, определяемый по табл. 3.14.

ТАБЛИЦА 3.14. КОЭФФИЦИЕНТ ФИЛЬТРАЦИИ ДЛЯ РАЗЛИЧНЫХ ГРУНТОВ

Грунт	Эффективный диаметр зерен грунта, м	Коэффициент фильтрации	
		см/с	м/сут
Песчаный	1,2—0,12	1—0,01	864—8,64
Песчаный с примесью глины	0,12—0,076	0,01—0,004	8,64—3,46
Песчано-глинистый	0,076—0,038	0,004—0,001	3,46—0,86
Проницаемый глинистый	<0,038	<0,001	<0,86

В соответствии с расчетом принимаем по одной дренажной канаве на каждой карте (см. рис. 3.1). Следовательно, площадь, обслуживаемая одной дренажной канавой

$$F_{др} = 380 \cdot 80/10\,000 = 3{,}04 \text{ га},$$

а расчетный расход в конце каждой дренажной канавы

$$q_{др} = q_{др} \cdot l_{др} = 0{,}797 \cdot 3{,}04 = 2{,}42 \text{ л/с}$$

Осушительные канавы принимаем трапецеидального сечения с откосами 1 : 1,5 и шириной по дну 0,4 м, минимальный уклон 0,002.

Расход дренажных вод в отводной канаве

$$Q_{др} = q_{др} F_{в.пол} = 0{,}797 \cdot 98 = 78{,}1 \text{ л/с}$$

Пример 3.3. Рассчитать биологические пруды глубокой доочистки биологически очищенных сточных вод при следующих исходных данных: расход сточных вод $Q = 3900$ м³/сут; $БПК_{полн}$ поступающих сточных вод $L_в = 20$ мг/л; требуемая $БПК_{полн}$ очищенной воды $L_т = 6$ мг/л; средняя температура сточных вод летом $T_л = 20$ °С, зимой $T = 14$ °С.

Решение. Запроектируем двухступенчатый биологический пруд с естественной аэрацией. Определим продолжительность пребывания сточных вод в первой ступени, приняв эффект очистки равным 50 %.

(БПК$_{полн}$ после первой ступени L_1 составит 10 мг/л)

$$t_1 = \frac{1}{\alpha K} \lg \frac{L_a}{L_1},$$

где α — коэффициент объемного использования, учитывающий степень отличия гидродинамического режима движения жидкости от условий полного вытеснения (при соотношении длины секции пруда к ширине 20 : 1 или более $\alpha = 0{,}8-0{,}9$ при соотношении 3 : 1 или менее $\alpha = 0{,}35$, для промежуточных случаев α определяется интерполяцией) K — коэффициент неконсервативности веществ обусловливающих БПК$_{полн}$ воды (константа скорости потребления кислорода) сут$^{-1}$ в соответствии с данными [6] для прудов глубокой очистки при температуре воды $T = 20$ °С для первой ступени $K_1 = 0{,}07$ сут$^{-1}$ для второй ступени 0,06 сут$^{-1}$ для остальных ступеней 0,04 — 0,05 сут$^{-1}$.

При температуре воды отличающейся от 20 °С в пределах от 5 до 30 °С коэффициент определяем по формуле

$$K_T = K_{20} \cdot 1{,}047^{T-20}$$

В нашем случае коэффициент K в летний период для первой ступени $K_{1л} = 0{,}07$ сут$^{-1}$, в зимний период $K_{1з} = 0{,}053$ сут$^{-1}$. Конструктивно принимаем что соотношение длины и ширины секции пруда равно 20 : 1 следовательно $\alpha = 0{,}85$ и время пребывания сточной воды в первой ступени составит

в летний период

$$t_{1л} = \frac{1}{0{,}85 \cdot 0{,}07} \lg \frac{20}{10} = 5{,}04 \text{ сут}$$

в зимний период

$$t_{1з} = \frac{1}{0{,}85 \cdot 0{,}053} \lg \frac{20}{10} = 6{,}66 \text{ сут}$$

Продолжительность пребывания сточных вод во второй ступени биологического пруда

$$t_2 = \frac{1}{\alpha K} \lg \frac{L_1 - L_r}{L_1 - L_r},$$

где L_r — БПК$_{полн}$ обусловленная вторичными загрязнениями воды метаболитами микроорганизмов т. е. внутриводоемными процессами для летнего периода $L_r = 2-3$ мг/л, для зимнего $L_r = 1-2$ мг/л.

Рассчитаем продолжительность пребывания сточных вод во второй ступени биологического пруда для летнего и зимнего периодов предварительно назначив коэффициент K для летнего периода $K_{2л} = 0{,}06$ сут$^{-1}$ и для зимнего периода $K_{2з} = 0{,}046$ сут$^{-1}$

$$t_{2л} = \frac{1}{0{,}85 \cdot 0{,}06} \lg \frac{10-3}{6-3} = 7{,}22 \text{ сут}$$

$$t_{2з} = \frac{1}{0{,}85 \cdot 0{,}046} \lg \frac{10-2}{6-2} = 7{,}67 \text{ сут}$$

За расчетный период принимаем зимнее время года. Подсчитаем объемы первой и второй ступеней биологических прудов

$$V_1 = 3900 \cdot 6{,}66 = 25\,974 \text{ м}^3,$$

$$V_2 = 3900 \cdot 7{,}67 = 29\,913 \text{ м}^3.$$

Подсчитаем площадь требуемую для первой и второй ступени биологических прудов F_1 и F_2 которая должна обеспечивать поступление достаточного количества кислорода за счет естественной аэрации в течение всего года

Для первой ступени биологических прудов эта площадь будет определяться по формуле

$$F_1 = \frac{C_т Q (L_а - L_1)}{(C_т - C_{б\,п})\, r_1 \alpha}$$

где $C_т$ — растворимость кислорода при данной температуре мг/л (см табл 3 4) $C_{б\,п}$ — требуемое содержание кислорода в воде выходящей из пруда мг/л принимаемое не менее 1—2 мг/л r_1 — атмосферная реаэрация кислорода для биологических прудов с естественной аэрацией равная 3—4 г/(м² сут)

Для летнего периода

$$F_{1л} = \frac{9\ 02\ 3900\ (20 - 10)}{(9{,}02 - 2)\ 3\ 5\ 0\ 85} = 16\,844\ м^2$$

для зимнего

$$F_{1з} = \frac{10\ 26\ 3900\ (20 - 10)}{(10\ 26 - 2)\ 3\ 5\ 0\ 85} = 16\,283\ м^2$$

Таким образом для обеспечения достаточного количества кислорода в течение всего года площадь первой ступени биологических прудов должна составлять 16 844 м²

Далее определяем требуемую площадь второй ступени биологических прудов

$$F_2 = \frac{C_т Q (L_1 - L_1)}{(C_т - C_{б\,п})\, r_п \alpha}$$

Для летнего периода

$$F_{2л} = \frac{9\ 02\ 3900\ (10 - 6)}{(9{,}02 - 2)\ 3\ 5\ 0\ 85} = 6738\ м^2$$

для зимнего периода

$$F_{2з} = \frac{10\ 26\ 3900\ (10 - 6)}{(10{,}26 - 2)\ 3\ 5\ 0{,}85} = 6513\ м^2$$

Подсчитываем максимальную глубину биологических прудов с учетом выполнения требования кислородного режима

первой ступени

$$H_1 = V_1 / F_{1т} = 25\,974 / 16\,844 = 1\ 54\ м$$

второй ступени

$$H_2 = V_2 / F_{2т} = 29\,913\ 6738 = 4\ 44\ м$$

Глубину прудов с естественной аэрацией рекомендуется принимать равной 0 5—1 м Назначаем глубину первой ступени пруда $H_1 = 0{,}9$ м и второй $H_2 = 1$ м общая площадь первой и второй ступени составит соответственно 29 000 и 30 000 м² Принимаем четыре параллельно работающих биологических пруда по две ступени в каждом Размеры каждой секции первой ступени 18×403 м, второй

18×417 м. На стадии проектирования биологических прудов учитывается возможность использования глубоко очищенных сточных вод для промышленных и сельскохозяйственных полей.

Пример 3.4. Определить возможность совместной биологической очистки производственных и бытовых сточных вод при следующих исходных данных: $БПК_{полн}$ смеси сточных вод, поступающих в аэротенки, $L_a = 600$ мг/л, концентрация азота в сточных водах $C_a = 22$ мг/л, концентрация фосфора $C_ф = 4$ мг/л, расход сточных вод $Q = 5000$ м³/сут.

Решение. В соответствии с требованиями [6], содержание биогенных элементов в сточных водах при биологической очистке зависит от $БПК_{полн}$ поступающих сточных вод. При этом должны выдерживаться следующие соотношения:

$$C_{а\,мин} = 5L_a/100, \quad C_{ф\,мин} = 1L_a/100$$

Проверяем эти соотношения:

$$C_{а\,мин} = 5 \cdot 600/100 = 30 \text{ мг/л}, \quad C_{ф\,мин} = 1 \cdot 600/100 = 6 \text{ мг/л}$$

Таким образом, в сточных водах имеется недостаток азота и фосфора:

$$C_{а\,мин} - C_а = 30 - 22 = 8 \text{ мг/л};$$
$$C_{ф\,мин} - C_ф = 6 - 4 = 2 \text{ мг/л}$$

Для обеспечения нормального хода биологических процессов в аэротенках следует добавить необходимое количество биогенных элементов. В качестве добавок используют хлорид аммония, нитрат аммония, гидроортофосфат аммония, гидроортофосфит калия, гипофосфит кальция и др. Необходимое количество добавляемых веществ определяется по следующим формулам:

при введении азотсодержащих веществ, кг/сут,

$$M_а = \frac{(C_{а\,мин} - C_а)\,X_1}{1000 X_а\, n_а}\, Q,$$

при введении фосфорсодержащих веществ, кг/сут,

$$M_ф = \frac{(C_{ф\,мин} - C_ф)\,X_2}{1000 X_ф\, n_ф}\, Q,$$

где $(C_{а\,мин} - C_а)$ и $(C_{ф\,мин} - C_ф)$ — недостающее количество азота и фосфора в сточных водах, кг/м³; X_1 и X_2 — молекулярные массы азотсодержащих и фосфорсодержащих веществ; $X_а$, $X_ф$ — атомные массы азота и фосфора (равны соответственно 14 и 31); $n_а$ и $n_ф$ — количества атомов азота и фосфора в молекулах применяемых биогенных добавок.

В качестве биогенных добавок применяем хлорид аммония NH_4Cl и гипофосфит кальция $Ca(H_2PO_2)_2$. Подсчитаем суточные расходы добавок в расчете на 100% продукта:

$$M_{NH_4Cl} = \frac{(30 - 22)\,53{,}5}{1000 \cdot 14 \cdot 1}\, 5000 = 153 \text{ кг/сут},$$

$$M_{Ca(H_2PO_2)_2} = \frac{(6 - 4)\,170}{1000 \cdot 31 \cdot 2}\, 5000 = 27{,}4 \text{ кг/сут}.$$

При приготовлении растворов биогенных веществ и их дозировании применяют такое же оборудование как и при коагуляции или нейтрализации Сточные воды после добавки в них биогенных веществ подаются в аэротенки

Пример 3 5 Определить расчетный расход сточных вод в аэротенках при следующих исходных данных расход сточных вод $Q = 27\,000$ м³/сут период аэрации $t = 6$ ч

Решение В соответствии с указаниями [6] вместимость аэротенков определяется по среднечасовому поступлению воды за период аэрации и часы максимального притока сточных вод Подсчитаем среднечасовой приток сточных вод на очистные сооружения

$$q_{ср\ сут} = Q/86\,400 = 27\,000 \cdot 1000/86\,400 = 312\ л/с$$

При наличии графика распределения среднесуточного расхода сточных вод по часам суток (табл 3 16) суммируются максимальные часовые расходы за 6 часовой период аэрации и подсчитывается средний расход за этот период Максимальный приток сточных вод наблюдается с 6 до 12 ч и в сумме составляет $5\,9+5\,9+6\,7+6\,7+4\,8 = 36\,7$ % суточного расхода

ТАБЛИЦА 3 15 РАСПРЕДЕЛЕНИЕ СРЕДНЕСУТОЧНОГО РАСХОДА СТОЧНЫХ ВОД ПО ЧАСАМ СУТОК

Часы суток	Расход %	Часы суток	Расход %
0—1	1 6	12 13	3 9
1—2	1 6	13—14	5 6
2—3	1 6	14—15	6 1
3—4	1 6	15—16	6 1
4 5	1 6	16—17	5 6
5—6	4 4	17—18	5 6
6—7	5 9	18—19	4 3
7—8	5 9	19 20	4 3
8—9	6 7	20—21	4 3
9 10	6 7	21—22	1 9
10—11	6 7	22—23	1 6
11 12	4 8	23—24	1 6

Требуемый расчетный расход

$$q_{расч} = \frac{36\ 7Q}{100t} = \frac{36\ 7\ 27\,000}{100\ 6} = 1651\ 5\ м^3/ч = 459\ л/с$$

При отсутствии графика распределения среднесуточного расхода сточных вод по часам суток можно воспользоваться данными [6 табл 2] *определив по среднесуточному расходу* $q_{ср\ сут} = 312$ *л/с об*щий максимальный коэффициент неравномерности водоотведения $K_{об\ макс} = 1\ 55$ Подсчитаем расчетный расход

$$q_{расч} = K_{об\ макс} q_{ср\ сут} = 1\ 55\ 312 = 484\ л/с$$

Пример 3 6 Рассчитать аэротенки для очистки городских сточных вод при следующих исходных данных расход сточных вод $Q =$

$=28\,000$ м³/сут, расчетный расход $q_{расч}=1720$ м³/ч, $БПК_{полн}$ поступающих сточных вод $L_a=140$ мг/л, $БПК_{полн}$ очищенных сточных вод $L_t=15$ мг/л среднемесячная температура сточных вод за лет ний период $T_{ср}=21\ ^{\circ}C$

Решение Принимаем аэротенки смесители без регенерации, поскольку $L_a<150$ мг/л В соответствии с данными [6] принимаем дозу ила $a=3$ г/л, его зольность $S=0\,3$, максимальную скорость окисления $\rho_{макс}=85$ мг/(г ч), константу, характеризующую свойства органических загрязнений, $K_L=33$ мг/л, константу характеризующую влияние кислорода, $K_O=0{,}625$ мг/л, коэффициент ингибирования продуктами распада активного ила $\varphi=0{,}07$ л/г Концентрацию растворенного кислорода в аэротенке принимаем $C=2$ мг/л

Подсчитаем удельную скорость окисления ρ по формуле (3 8)

$$\rho = 85\,\frac{15\ 2}{15\ 2+33\ 2+0{,}625\ 15}\left(\frac{1}{1+0{,}07\ 3}\right)=20\ \text{мг/(г ч)}.$$

Определяем продолжительность аэрации по формуле (3 7)

$$t=\frac{140-15}{3\,(1-0{,}3)\,20}=2{,}98\ \text{ч}$$

и подсчитываем вместимость аэротенков

$$V=q_{расч}t=1720\ 2{,}98=5126\ \text{м}^3.$$

Принимаем четыре секции двухкоридорных аэротенков смесителей с рабочей глубиной $H=4\,5$ м и шириной коридора $B=4$ м Принимаем мелкопузырчатый аэратор из керамических фильтросных пластин в отношение площади фильтросов к площади аэротенка $f/F=0\,1$ В этом случае коэффициент, учитывающий тип аэратора, $k_1=1{,}47$ (см табл 3 3), а коэффициент, зависящий от глубины погружения аэратора, $k_2=2{,}64$ (см табл 3 4)

Подсчитаем коэффициент n_1, учитывающий температуру сточных вод по формуле (3 21) $n_1=1+0\,02(21-20)=1{,}02$ Коэффициент n_2 принимаем равным 0 85 Так как по заданию требуется полная очистка то $Z=1\,1$ мг/мг Растворимость кислорода воздуха в сточной воде определяем по формуле (3 22)

$$C_p=\left(1+\frac{4{,}3}{20{,}6}\right)8{,}84=10{,}69\ \text{мг/л},$$

где $h_a=4\,3$ м $C_T=8\,84$ мг/л при температуре 21 °С (см табл 3 5)

Удельный расход воздуха D рассчитываем по формуле (3 20)

$$D=\frac{1{,}1\,(140-15)}{1{,}47\ 2{,}64\ 1{,}02\ 0{,}85\,(10{,}69-2)}=4{,}7\ \text{м}^3/\text{м}^3.$$

По найденным значениям t и D вычислим интенсивность аэрации по формуле (3 23)

$$I=4{,}7\ 4{,}5/2{,}98=7{,}1\ \text{м}^3/(\text{м}^2\ \text{ч}).$$

Вычисленная интенсивность аэрации I менее $I_{макс}$ для принятого значения k_1 и более $I_{м\ ч}$ для принятого значения k_2 следовательно, пересчета интенсивности аэрации не требуется

Общий расход воздуха

$$D_{общ}=QD=28\,000\ 4{,}7=131\,600\ \text{м}^3/\text{сут}.$$

Подсчитаем площадь аэротенка по найденному объему V и рабочей глубине H

$$F = V/H = 5126/4\ 5 = 1139\ м^2$$

Теперь вычислим длину коридора аэротенка

$$l_к = F/(Bn_к n_н) = 1139/(4\ 4\ 2) = 35\ 6\ м,$$

где $n_к$ и $n_к$ — соответственно число секций аэротенков и коридоров в каждой секции

По табл 3 6 подбираем четыре секции двухкоридорных аэротенков-смесителей с *рабочей глубиной 4 5 шириной коридора* 4 м длиной коридора 36 м и объемом каждой секции 1296 м³ (типовой проект 902 2 217/218) В этом случае общий объем аэротенков составит 5184 м³, а фактическое время аэрации 3 01 ч Общие размеры площади занимаемой аэротенками 32×36 м

Пример 3 7 Определить прирост ила в аэротенке при БПК $_п$ *поступающей сточной воды* $L_а$ *180 мг/л и концентрации взвешенных веществ* $B_а$ — 140 мг/л

Решение Прирост ила определяем по формуле (3 19) назначив коэффициент прироста активного ила $K_и$ — 0 4

$$П = 0\ 8\ 140 + 0\ 4\ 180 = 184\ мг/л$$

Пример 3 8 Рассчитать число мелкопузырчатых аэраторов из фильтросных пластин и дать рекомендации по их расположению при следующих данных суточный расход воздуха подаваемый в одну секцию четырехкоридорного аэротенка $D_{расч}$=6875 м³/ч ширина коридора B 6 м длина коридора $l_к$ — 78 м рабочая глубина H — =4 4 м

Решение В качестве аэраторов принимаем керамические фильтросные пластины размером 300×300 мм с удельным расходом воздуха $q_{пл}$=80—120 л/мин на одну пластину

Определим требуемое число пластин

$$n_{пл} = \frac{D_{расч}\ 1000}{q_{пл}\ 60} = \frac{6875\ 1000}{100\ 60} = 1146\ шт$$

Для обеспечения благоприятных условий биологического окисления загрязнений содержащихся в сточных водах и имеющих различные скорости окисления назначаем число рядов фильтросных пластин в I II III и IV коридорах соответственно 3 2 2 и 1 Число фильтросных пластин в одном ряду

$$n_{пл} = n_{пл}/n_р = 1146/8 = 144\ шт$$

где $n_р$ — общее количество рядов фильтросных пластин

Общая площадь занимаемая фильтросными пластинами

$$f = (0\ 3\ 0{,}3)\ n_{пл} = 0{,}09\ 1146 = 103\ м^2,$$

что составляет 5 5 % площади дна аэротенка F равной 1872 м²

Ряды фильтросных пластин располагаем с одной стороны аэротенка на расстоянии 0 6—0 8 м от стены (рис 3 9) что способствует созданию вращательного движения смеси обрабатываемой сточной воды и активного ила

Пример 3 9 Рассчитать воздуходувное хозяйство (рис 3 10) станции аэрации и подобрать воздуходувки при следующих исходных данных На очистных сооружениях запроектировано четыре тен-

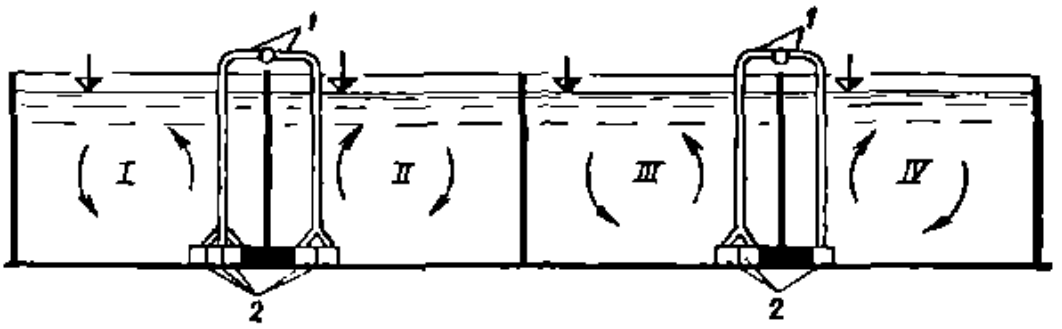


Рис 3 9 Схема расположения фильтросных каналов в четырехкоридорном аэротенке

1 — воздухоподводящие стояки, *2* — фильтросные каналы, *I—IV* — коридоры

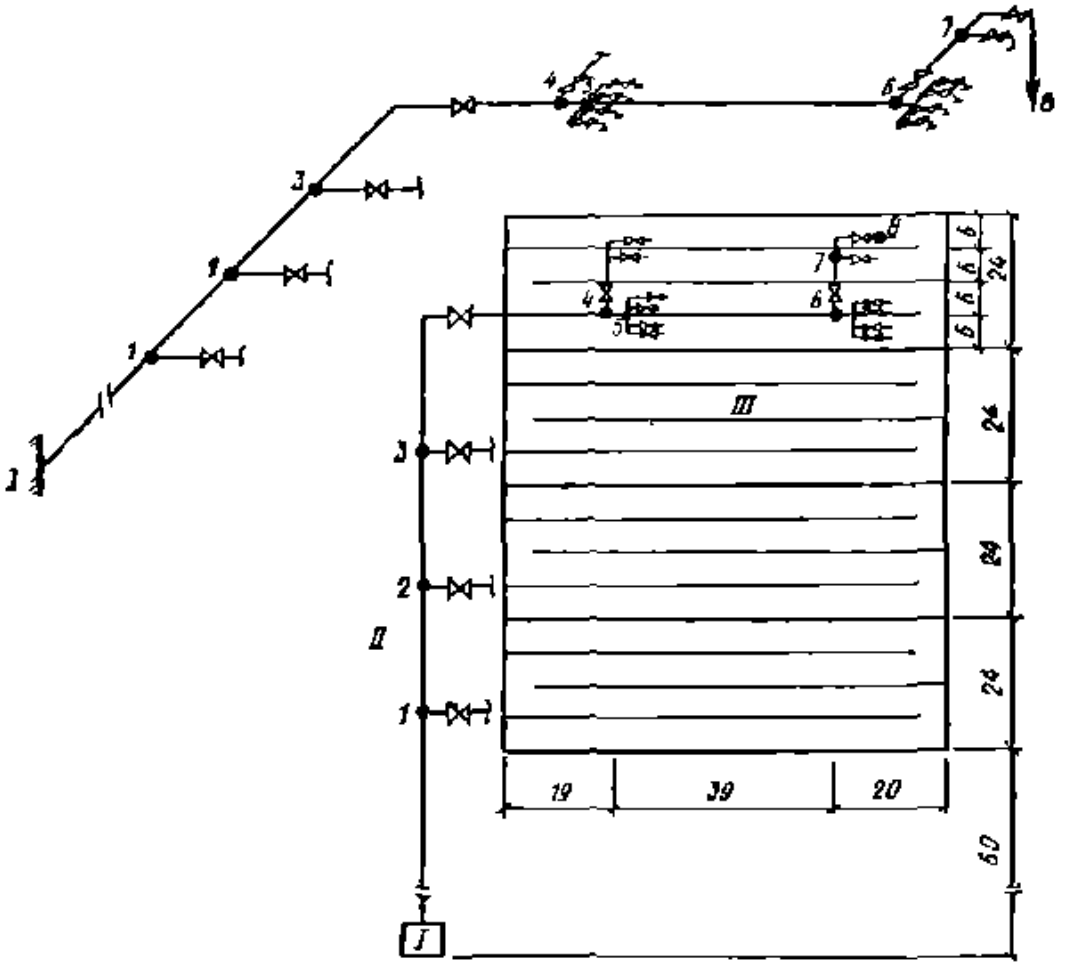


Рис 3 10 Расчетная схема воздуховодов

I — здание воздуходувной станции, *II* — воздухопроводная сеть *III* — секция аэротенков

рехкоридорных аэротенка с длиной одного коридора $l_1 = 78$ м, шириной $B = 6$ м и рабочей глубиной $H = 4{,}4$ м В проекте приняты мелкопузырчатые аэраторы из фильтросных пластин Общее количество воздуха, подаваемое в аэротенки, $Q_{возд} = 43\,200$ м³/ч

ТАБЛИЦА 336 ПАРАМЕТРЫ ДЛЯ РАСЧЕТА ВОЗДУХОВОДОВ

Диаметр воздуховода, мм	Расход воздуха, м³/ч (над чертой) и скорость, м/с (под чертой) при потерях напора, мм/м							
	0,06	0,1	0,17	0,25	0,37	0,6	1	1,7
50	0,002 1,2	0,003 1,6	0,004 2	0,005 2,5	0,006 3	0,007 3,5	0,01 5	0,013 7
100	0,014 1,8	0,019 2,5	0,025 3	0,031 4	0,038 4,5	0,046 6	0,063 8	0,081 10
150	0,042 2,25	0,057 3	0,074 4	0,092 5	0,112 6	0,136 8	0,188 10	0,244 14
200	0,09 2,75	0,122 4	0,16 5	0,198 6	0,242 8	0,296 9	0,404 12	0,524 16
250	0,166 3	0,22 4,5	0,285 6	0,35 7	0,435 9	0,525 10	0,73 14	0,935 21
300	0,264 3,5	0,357 5	0,474 7	0,582 8	0,71 10	0,878 12	1,2 16	—
350	0,395 4	0,542 6	0,703 7	0,865 9	1,08 12	1,31 14	1,8 18	—
400	0,57 4,5	0,773 6	1,03 8	1,25 10	1,53 12	1,89 14	2,57 20	—
450	0,78 5	1,07 7	1,39 9	1,72 10	2,12 14	2,58 16	—	
500	1,02 5	1,38 7	1,84 9	2,26 12	2,76 14	3,34 18	—	—
600	1,67 6	2,29 8	2,98 10	3,63 12	4,5 16	5,53 20	—	
700	2,5 7	3,37 9	4,5 12	5,52 14	6,7 18	—	—	—
800	3,6 7	4,89 10	6,4 12	7,85 16	9,7 20	—	—	
900	4,87 8	6,6 10	8,75 14	10,8 16	—	—	—	
1000	6,5 8	8,9 12	11,7 14	14,3 18	—	—		—

Решение Требуемый общий напор воздуходувок, м,

$$H_{общ} = h_{тр} + h_м + h_ф + H,$$

где $h_{тр}$ — потери напора по длине воздуховодов от воздуходувки до наиболее удаленного стояка, м $h_м$ — потери напора на местные сопротивления в воздуховодах, м, $h_ф$ — потери напора в фильтросных пластинах равные 0,7 м

Воздуховоды рассчитываем исходя из наиболее экономически выгодной скорости движения воздуха в распределительных и общем воздуховоде $v = 10-20$ м/с в воздухоподводящих стояках $v = 4-10$ м/с

Для расчета воздуховодов используем таблицы потерь напора в вентиляционных трубопроводах при температуре воздуха 20 °С и давлении 0,1 МПа (табл 3 16)

На изменение температуры вводится поправка

$$\alpha_t = (\rho_t/\rho_{20})^{0,85t},$$

где ρ_t — плотность воздуха при расчетной температуре и давлении 0 1 МПа кг/м^3 ρ_{20} — плотность воздуха при расчетной температуре 20 °С и давлении 0 1 МПа кг/м^3

При расчетной температуре 30 °С по табл 3 17 находим $\alpha_t = 0\,98$

ТАБЛИЦА 3 17 ПОПРАВОЧНЫЕ КОЭФФИЦИЕНТЫ НА ИЗМЕНЕНИЕ ТЕМПЕРАТУРЫ

Температура, T, °С	α_t	Температура T °С	α_t
—20	1 13	+10	1 03
—15	1 1	+15	1,02
—10	1 09	+20	1
—5	1 08	+30	0,98
0	1 07	+40	0,96
5	1,05		

На изменение давления воздуха p МПа, вводим поправку α_p

p МПа	0,1	0,12	0,15	0,17	0,2
α_p	1	1,17	1,41	1,57	1,81

Приняв $p = 0\,15$ МПа получим $\alpha_p = 1\,41$

С учетом поправок потеря напора по длине воздуховодов мм

$$h_{тр} = i l_{тр} \alpha_t \alpha_p,$$

где i — потеря напора на единицу длины воздуховода при температуре воздуха 20 °С и давлении 0 1 МПа (определяемая по табл 3 16), мм $l_{тр}$ — длина воздуховода м

Потери напора на местные сопротивления

$$h_м = \zeta \frac{v}{2g} \rho \alpha_t \alpha_t,$$

ТАБЛИЦА 3.18 ЗНАЧЕНИЯ КОЭФФИЦИЕНТОВ МЕСТНЫХ СОПРОТИВЛЕНИЙ

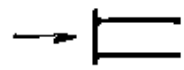
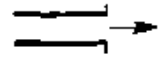
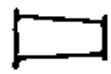
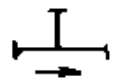
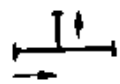
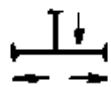
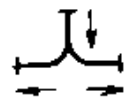
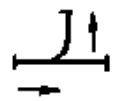
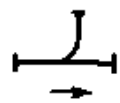
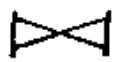
Местное сопротивление	Условное обозначение	ζ
Вход в трубу		0,5
Выход из трубы		1
Колено, 90°		
закругленное		0,3
прямое		1,1
Переход		0,08
Тройники		
на проход		0,1
в ответвление		1,5
в противоток		3
закругленный		1,5
с плавным ответвлением		0,7
с плавным ответвлением на проход		0,18
Задвижка		0,1

ТАБЛИЦА 3.19 К РАСЧЕТУ ВОЗДУХОВОДОВ

Участок воздуховода	$l_{тр}$ м	L м³/с	d мм	v м/с	R мм/м	$R_{тр}$ мм	$l_{тр}$ мм	Местное сопротивление	ζ	$h_м$ мм
1—1	66	12	1000	14 4	0,18	11 88	16,42	Два колена	0 6	15 3
1—2	24	9	900	14 2	0,18	4 32	5 97	Переход Тройник на проход	0 08 0 1	4 46
2—3	24	6	800	11 5	0,15	3 0	4 98	Переход Тройник на проход	0 08 0 1	2 93
3—4	44	3	600	10	0 17	7 48	10 31	Переход Колено Задвижка Тройник на проход	0 08 0 3 0 1 0 1	7 13
4—5	1	2 5	600	9	0 13	0 13	0 18	Тройник на проход	0 1	1
5—6	38	1 5	450	9 4	0,2	7,6	10 5	Переход Тройник в ответвление	0 08 1 5	17 17
6—7	12	0,5	250	9 6	0 5	6	8 29	Переход Задвижка Тройник на проход	0 08 0 1 0 1	3 17
7—8	7	0 25	200	8	0 37	2 59	3 58	Переход Колено Задвижка Колено Выход из трубы	0,08 0 3 0 1 0 3 1	14 01
							Σ = 60 26			Σ=ba,17

где ξ — коэффициент зависящий от вида местного сопротивления (определяется по табл 3 18) v — скорость движения воздуха м/с, ρ — плотность воздуха при расчетной температуре кг/м³

$$\rho = \frac{1,293\rho\ 273}{0,1\ (273 + T)} = \frac{1,293\ 0,15\ 273}{0,1\ (273 + 30)} = 1,75\ \text{кг/м}^3,$$

где $T = 30$ °С — температура воздуха

Расчет воздуховодов сводим в табл 3 19 и получаем $h_{тр} = 60\ 26$ мм $\approx 0\ 061$ м $h_м$ 65 17 мм $\approx 0\ 066$ м

Требуемый общий напор

$$H_{общ} = 0,061 + 0,066 + 0,7 + 4,4 = 5,227\ \text{м}_в$$

Полное давление воздуха

$$p_ц = 0\ 1 + 0,01 H_{общ} = 0,1 + 0\ 01\ 5,227 = 0,153\ \text{МПа}$$

Воздуходувки подбирают по каталогу (или по табл 3 20) исходя из полного давления воздуха 0 153 МПа и расчетного расхода воздуха $Q_{возд} = 43\ 200$ м³/ч В здании воздуходувной станции устанавливают три рабочие и одну резервную воздуходувки типа ТВ 300 1 6 производительностью 18 тыс м³/ч каждая Можно установить также пять рабочих и две резервные воздуходувки типа ТВ 175 1 6 производительностью 10 тыс м³/ч каждая

ТАБЛИЦА 3 20 ТЕХНИЧЕСКИЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ ВОЗДУХОДУВОК

Тип	Производительность тыс м³/ч	Давление, МПа	Мощность двигателя кВт
ТВ 42 1,4	2,5	0,14	46
ТВ-50 1,6	3,6	0,16	71
ТВ 50 1 9	3,6	0,195	130
ТВ 80 1,4	6	0,142	80
ТВ 80 1 6	6	0,163	135
ТВ 80 1,8	6	0,177	155
ТВ 175 1 6	10	0,163	210
ТВ 200 1,4	12	0,14	172
ТВ 300 1,6	18	0,16	350

Пример 3 10 Рассчитать объем аэротенков для очистки сточных вод второй системы водоотведения нефтеперерабатывающего завода при следующих исходных данных расход сточных вод $Q = 20\ 000$ м³/сут, расчетный расход $q_{расч} = 1000$ м³/ч, $БПК_{полн}$ поступающих сточных вод $L_a = 370$ мг/л $БПК_{полн}$ очищенных сточных вод $L_1 = 15$ мг/л

Решение Принимаем двухступенчатую технологическую схему биологической очистки сточных вод В качестве первой ступени принимаем аэротенки смесители с регенерацией обеспечивающие в нашем случае 70 % ный эффект снижения органических загрязнений В качестве второй ступени принимаем аэротенки вытеснители без регенерации

$БПК_{полн}$ сточных вод после первой ступени биологической очистки составит

$$L_1 = L_a\ (100 - 70)/100 = 370\ 0,3 = 111\ \text{мг/л}.$$

Рассчитаем аэротенк-смеситель с регенератором. По данным [6, табл. 40] принимаем максимальную скорость окисления $\rho_{макс} = 59$ мг/(г·ч), константы $K_L = 24$ мг/л и $K_O = 1{,}66$ мг/л, коэффициент ингибирования $\varphi = 0{,}158$ л/г. Принимаем зольность $S = 0{,}3$, концентрацию кислорода $C = 3$ мг/л. По опыту эксплуатации аналогичных сооружений задаемся средней дозой ила $a_{ср} = 3{,}5$ г/л, коэффициентом регенерации $P = 0{,}3$ и иловым индексом $J = 100$ см³/г.

По формуле (3.10) подсчитаем степень рециркуляции активного ила

$$R = \frac{3{,}5}{1000/100 - 3{,}5} = 0{,}54.$$

Определим скорость окисления в аэротенке-смесителе с регенератором по формуле (3.8)

$$\rho = 59\frac{111{,}3}{111{\cdot}3 + 24{\cdot}3 + 1{,}66\ 111}\left(\frac{1}{1 + 0{,}158\ 3{,}5}\right) =$$

$$= \frac{19\,647}{589}\left(\frac{1}{1{,}553}\right) = 21{,}5 \text{ мг/(г ч)}.$$

Найдем общую продолжительность аэрации по формуле (3.7)

$$t_1 = \frac{370 - 111}{3{,}5\,(1 - 0{,}3)\,21{,}5} = 4{,}9 \text{ ч}.$$

Общий объем аэротенка и регенератора составит

$$V_1 = q_{рксч}\,t_1 = 1000\ 4{,}9 = 4900 \text{ м}^3,$$

где объем регенератора

$$V_{1a} = \frac{V_1}{1 + P/(1 - P)} = \frac{4900}{1 + (0{,}3/1 - 0{,}3)} = 3427 \text{ м}^3,$$

объем регенератора

$$V_{1p} = V_{1a} - V_{1a} = 4900 - 3427 = 1473 \text{ м}^3$$

По полученным результатам уточняем нагрузку на 1 т беззольного вещества ила по формуле (3.11)

$$q_{ил} = \frac{24\,(L_a - L_1)}{a_{ср}\,(1 - S)\,t_1} = \frac{24\,(370 - 111)}{3{,}5\,(1 - 0{,}3)\,4{,}9} = 518 \text{ мг/(г·сут)}.$$

По табл. 3.2 находим, что при этом значении $q_{ил}$ для сточных вод нефтеперерабатывающих заводов $J = 127$ см³/г.

Уточняем по формуле (3.10) степень рециркуляции.

$$R = \frac{3{,}5}{1000/127 - 3{,}5} = 0{,}8.$$

Определяем дозу ила в аэротенке

$$a_a = \frac{V_1\,a_{ср}}{V_{1a} + (1/(2R) + 1)\,V_{1p}} = \frac{4900{\cdot}3{,}5}{3427 + (1/(2\ 0{,}8) + 1)\,1473} =$$

$$= 2{,}95 \text{ г/л}.$$

Произведем расчет второй ступени биологической очистки аэротенков вытеснителей без регенерации, предварительно приняв иловый индекс $J=100$ см³/г дозу ила $a=2$ г/л, и концентрацию растворенного кислорода $C=2$ мг/л

Определим степень рециркуляции активного ила по формуле (3.10).

$$R=\frac{2}{1000/100-2}=0{,}25$$

После аэротенков вытеснителей принимаем третичные отстойники с илососами тогда в соответствии с [6] принимаем $R=0{,}3$ и подсчитываем $БПК_{полн}$ поступающей в аэротенки вытеснители сточной воды с учетом рециркуляционного расхода по формуле (3.14)

$$L_1=\frac{L_1+L_t R}{(1+R)}=\frac{111+15\ 0\ 3}{1+0{,}3}=89\ \text{мг/л}$$

Период аэрации определяем по формуле (3.9), приняв коэффициент $K_r=1\ 5$

$$t_2=\frac{1+qa}{\rho_{макс}\,Ca\,(1-S)}\left[(C+K_O)\left(L_1'-L_1\right)+\right.$$

$$\left.+K_L\,C\ln\frac{L_1}{L_t}\right]K_r=\frac{1+0{,}158\ 2}{59\ 2\ 2\,(1-0{,}3)}\left[(2+1{,}66)\,(89-15)+\right.$$

$$\left.+24\ 2\ 1n\frac{89}{15}\right]1{,}5=4{,}26\ \text{ч}.$$

Объем аэротенка вытеснители с учетом рециркуляционного расхода по формуле (3.17)

$$V_2=4{,}26\,(1+0{,}3)\,1000=5538\ \text{м}^3$$

Уточняем нагрузку на 1 г беззольного вещества ила по формуле (3.11)

$$q_{ил}=\frac{24\,(L_1-L_t)}{a\,(1-S)\,t_2}=\frac{24\,(89-15)}{2\,(1-0{,}3)\,4{,}26}=298\ \text{мг/(г сут)}$$

По табл. 3.2 находим, что при значении $q_{ил}=298$ мг/(г сут) иловый индекс для сточных вод нефтеперерабатывающего завода $J=70$ см³/г

При новом значении J степень рециркуляции

$$R=\frac{2}{1000/70-2}=0{,}16,$$

но при наших расчетах для обеспечения эффективной работы отстойников было принято $R=0{,}3$, следовательно произведенный расчет в коррективах не нуждается

Подбор аэротенков смесителей первой ступени производим по табл. 3.6. Назначаем четыре секции двухкоридорных аэротенков (типовой проект 902-2-217/218) с шириной каждого коридора 4 м, длиной 36 м рабочей глубиной 4.4 м и объемом каждой секции 1296 м³. Общий объем аэротенков первой ступени 5184 м³. Под реге

ператор можно выделить либо целиком отдельную секцию аэротенков либо часть одного коридора в каждой секции

Аэротенки вытеснители подбираем по табл 3 7 Принимаем четыре секции двухкоридорных аэротенков (типовой проект 902 2 195) с шириной каждого коридора 4,5 м длиной 48 м рабочей глубиной 3 2 м и объемом каждой секции 1386 м³ Общий объем аэротенков второй ступени 5544 м³ Поскольку в аэротенках вытеснителях соотношение длины коридоров к ширине менее 30 1 то в соответствии с данными [6] необходимо секционирование коридоров на пять шесть ячеек

Пример 3 11 Определить объем аэротенков при следующих исходных данных расход городских сточных вод $Q=180\,000$ м³/сут, $БПК_{полн}$ поступающих сточных вод $L_a=220$ мг/л, $БПК_{полн}$ очищенных сточных вод $L_i=15$ мг/л $K_{об\,макс}=1\,1$

Решение Подсчитаем средний и расчетный расходы

$$q_{ср}=Q\ 1000/86\,400=180\,000\ 1000/86\,400=2083\ л/с$$

$$Q_{расч}=K_{об\,макс}q_{ср}=1,4\ 2083=2916\ л/с=10\,498\ м^3/ч$$

Так как $БПК_{полн}$ превышает 150 мг/л то в соответствии с данными [6] необходима регенерация активного ила Принимаем к расчету аэротенки вытеснители с регенераторами и по формуле (3 10) определяем степень рециркуляции активного ила ориентировочно приняв дозу ила в аэротенке $a=3$ г/л и иловый индекс $I=100$ см³/г

$$R=\frac{3}{1000/100-3}=0\ 43$$

Определим $БПК_{полн}$ сточных вод поступающих в аэротенк вытеснитель с учетом разбавления циркуляционным активным илом по формуле (3 14)

$$L_a=(220+15\ 0\ 43)/(1+0\ 43)=158\ мг/л$$

Продолжительность пребывания сточных вод в собственно аэротенке подсчитаем по формуле (3 15)

$$t_в=\frac{2\ 5}{3^{0,5}}\lg\frac{158}{15}=1,44\ 1\ 02=1,47\ ч$$

Произведем предварительный подсчет дозы ила в регенераторе по формуле (3 13)

$$a_р=[1/(2\ 0,43)+1]3=6\ 49\ г/л$$

По формуле (3 8) найдем удельную скорость окисления при максимальной скорости окисления $ρ_{макс}=85$ мг/(г ч) константах $KL=33$ мг/л и $K_O=0\,625$ мг/л, коэффициенте ингибирования $φ=0\,07$ и зольности ила $S=0\,3$ в соответствии с данными [6 табл 40], концентрацию кислорода в аэротенке принимаем $C=2$ мг/л

$$ρ=85\frac{15\ 2}{15\ 2+33\ 2+0\ 625\ 15}\left(\frac{1}{1+0,07\ 6,49}\right)=16,64\ мг/(г\ ч)$$

Определим продолжительность окисления загрязнений по формуле (3 12)

$$t_o=\frac{220-15}{0\ 43\ 6,49\,(1-0\ 3)\ 16,64}=6,31\ ч$$

Период регенерации ила по формуле (3.16)

$$t_р = 6{,}31 - 1{,}47 = 4{,}84 \text{ ч}$$

Продолжительность пребывания воды в системе «аэротенк — регенератор»

$$t_{а.р} = (1 + R)\, t_в + R t_р = (1 + 0{,}43)\, 1{,}47 + 0{,}43\ 4{,}84 = 4{,}18 \text{ ч},$$

Объем аэротенка по формуле (3.17) будет

$$V_а = 1{,}47\,(1 + 0{,}43)\ 10\,498 = 22\,067 \text{ м}^3.$$

Объем регенератора находим по формуле (3.18).

$$V_р = 4{,}84\ 0{,}43\ 10\,498 = 21\,848 \text{ м}^3$$

Для уточнения илового индекса определим среднюю дозу ила в системе «аэротенк — регенератор»

$$a_{ср} = \frac{(1 + R)\, t_а\, a + R t_р\, a_р}{t_{а.р}} =$$

$$= \frac{(1 + 0{,}43)\ 1{,}47\ 3 + 0{,}43\ 4{,}84\ 6{,}49}{4{,}18} = 4{,}74 \text{ г/л}$$

По формуле (3.11) определим нагрузку на 1 г беззольного вещества активного ила

$$q_{вл} = \frac{24\,(L_а - l_t)}{a_{ср}\,(1 - S)\, t_{а.р}} = \frac{24\,(220 - 15)}{4{,}74\ 0{,}7\ 4{,}18} = 355 \text{ мг/(г сут)}$$

По табл. 3.2 для городских сточных вод при $q_{вл} = 355$ мг/(г/сут) иловый индекс $I = 76$ см³/г что отличается от предварительно принятой величины $I = 100$ см³/г. Поэтому необходимо уточнить степень рециркуляции активного ила по формуле (3.10)

$$R = \frac{3}{1000/76 - 3} = 0{,}3$$

Эта величина значительно отличается от предварительно рассчитанной, поэтому требуется корректировка $БПК_{полн}$ с учетом рециркуляционного расхода L_0, определяемый по формуле (3.14) и продолжительности пребывания сточных вод в аэротенке $t_а$, вычисляемой по выражению (3.15)

$$L_0 = (220 + 15\ 0{,}3)/(1 + 0{,}3) = 173 \text{ мг/л},$$

$$t_а = \frac{2\ 5}{3^{0.5}} \lg \frac{173}{15} = 1{,}53 \text{ ч}$$

Далее произведем перерасчет дозы ила в регенераторе $a_р$ по формуле (3.13), удельной скорости окисления ρ по формуле (3.8), периода окисления t_0 по формуле (3.12), продолжительности регенерации ила $t_р$ по формуле (3.16) и пребывания его в системе «аэротенк — регенератор» $t_{а.р}$

$$a_р = [1/(2\ 0{,}3) + 1]\, 3 = 4 \text{ г/л}$$

$$\rho = 85\, \frac{15\ 2}{15\ 2 + 33\ 2 + 0{,}625\ 15} \left(\frac{1}{1 + 0{,}07\ 8} \right) = 15{,}5 \text{ мг/(г ч)},$$

$$t_0 = \frac{L_a - L_t}{Ra_p(1-S)\rho} = \frac{220-15}{0\ 3\ 8(1-0{,}3)\ 15\ 5} = 7\ 87\ \text{ч},$$

$$t_p = 7{,}87 - 1{,}53 = 6{,}34\ \text{ч},$$

$$t_{a\ p} = (1+R)\,t_a + Rt_p = (1+0{,}3)\ 1{,}53 + 0{,}3\ 6{,}34 = 3{,}89\ \text{ч}$$

Подсчитаем объемы аэротенка V_a и регенератора V_p по формулам (3 17) и (3 18)

$$V_a = 1\ 53\ (1+0{,}3)\ 10\ 498 = 20\ 880\ \text{м}^3$$

$$V_p = 6\ 34\ 0\ 3\ 10\ 498 = 19\ 967\ \text{м}^3.$$

Находим среднюю дозу ила по вышеприведенной формуле

$$a_{ср} = \frac{(1+0{,}3)\ 1{,}53\ 3 + 0\ 3\ 6\ 34\ 8}{3{,}89} = 5{,}45\ \text{г/л},$$

и вновь вычисляем нагрузку на 1 г беззольного вещества активного ила

$$q_{ил} = \frac{24\,(220-15)}{5{,}45\,(1-0{,}3)\ 3\ 89} = 332\ \text{мг/(г сут)}$$

При этой нагрузке иловый индекс (см табл 3 2) $I = 73$ см³/г, а степень рециркуляции активного ила $R = 0\ 28$ что незначительно отличается от скорректированных величин $I = 76$ см³/г и $R = 0\ 3$ Поскольку степень рециркуляции не должна быть менее 0 3 (для отстойников с илососами), то окончательно принимаем $R = 0\ 3$ и дальнейшего уточнения расчетных параметров аэротенков вытеснителей регенераторами не производим

По табл 3 7 подбираем восемь секций четырехкоридорных аэротенков вытеснителей (типовой проект 902 2 178) с шириной каждого коридора 4 5 длиной 66 м, рабочей глубиной 4 4 м и объемом каждой секции 5225 м³ Общий объем аэротенков 41 800 м³ Из общего объема каждой секции два коридора выделяются под аэротенки и два коридора под регенераторы Фактическое время пребывания обрабатываемой сточной воды в системе «аэротенк — регенератор» составит

$$t_ф = V_{общ}/Q_{расч} = 41\ 800/10\ 498 = 3{,}98\ \text{ч},$$

что практически равно расчетному времени $t_{a\text{-}p} = 3\ 89$ ч

Пример 3 12 Рассчитать аэротенки и систему аэрации при следующих исходных данных расход городских сточных вод $Q = 45\ 000$ м³/сут расчетный расход $Q_{расч} = 2700$ м³/ч, $БПК_{полн}$ поступающих сточных вод $L_a = 130$ мг/л $БПК_{полн}$ очищенных сточных вод $L_t = 15$ мг/л среднемесячная температура сточных вод за летний период $T_{ср} = 20$ °С солесодержание сточных вод $C_c = 2$ г/л

Решение К расчету принимаем аэротенки вытеснители без регенерации так как $БПК_{полн}$ поступающих сточных вод $L_a < 150$ мг/л

Определим степень рециркуляции активного ила по формуле (3 10), приняв для предварительного расчета иловый индекс $I = 100$ см³/г и дозу ила $a = 3$ г/л

$$R = \frac{3}{1000/100 - 3} = 0\ 43$$

Подсчитаем $БПК_{полн}$ поступающих в аэротенк вытеснитель сточ-

ных вод с учетом рециркуляционного расхода по формуле (3.14)

$$L_a' = (130 + 15\ 0{,}43)/(1 + 0{,}43) = 95{,}4 \text{ мг/л}$$

Продолжительность аэрации определим по формуле (3.9), подставив в нее L_a вместо L_a и приняв по данным [6, табл. 40] $\rho_{max} = 85$ мг/(г·ч), $K_O = 0{,}625$ мг/л, $K_L = 33$ мг/л, $K_r = 1{,}5$, $\varphi = 0{,}07$ л/г, $S = 0{,}3$, концентрацию растворенного кислорода $C = 2$ мг/л

$$t = \frac{1 + 0{,}07\ 3}{85\ 2\ 3(1 - 0{,}3)}\left[(2 + 0{,}625)(95{,}4 - 15) + 33\ 2 \ln\frac{95{,}4}{15}\right] 1{,}5 = 1{,}69 \text{ ч}$$

Объем аэротенка-вытеснителя с учетом рециркуляционного расхода по формуле (3.17)

$$V = 1{,}69(1 + 0{,}43)\ 2700 = 6525 \text{ м}^3$$

Уточняем нагрузку на 1 г беззольного вещества ила по формуле (3.11)

$$q_{ил} = \frac{24(95{,}4 - 15)}{3(1 - 0{,}3)\ 1{,}69} = 543{,}7 \text{ мг/(г сут)}.$$

По табл. 3.2 находим, что при полученном значении $q_{ил}$ иловый индекс для городских сточных вод $I = 110$ см^3/г. При новом значении I степень рециркуляции

$$R = \frac{3}{1000/110 - 3} = 0{,}49$$

Уточним $БПК_{полн}$ поступающих в аэротенк сточных вод L_a', продолжительность аэрации t, объем аэротенка-вытеснителя и нагрузку на 1 г беззольного вещества ила

$$L_a = (130 + 15\ 0{,}49)/(1 + 0{,}49) = 92{,}2 \text{ мг/л};$$

$$t = \frac{1 + 0{,}07\ 3}{85\ 2\ 3(1 - 0{,}3)}\left[(2 + 0{,}625)(92{,}2 - 15) + 33\ 2 \ln\frac{92\ 2}{15}\right] 1{,}5 = 1\ 64 \text{ ч},$$

$$V = 1\ 64(1 + 0{,}49)\ 2700 = 6598 \text{ м}^3,$$

$$q_{ил} = \frac{24(92{,}2 - 15)}{3(1 - 0{,}3)\ 1{,}64} = 538 \text{ мг/(г сут)}.$$

По табл. 3.2 находим, что при $q_{ил} = 538$ мг/(г сут) $I = 108$ см^3/г и $R = 0{,}48$. Эти величины практически не отличаются от скорректированных величин $I = 110$ см^3/г и $R = 0{,}49$ и следовательно в дальнейшем уточнении расчетных параметров нет необходимости.

По табл. 3.7 подбираем четыре секции двухкоридорных аэротенков-вытеснителей (типовой проект 902-2-196) с шириной каждого коридора 4,5 м, длиной 42 м, рабочей глубиной 4,4 м и объемом каждой секции 1658 м^3. Общий объем аэротенков 6632 м^3. Поскольку ре

жим вытеснения в нашем случае не обеспечивается (соотношение длины коридоров аэротенка к ширине равно 18 7 что менее 30) необходимо осуществить секционирование коридоров Принимаем в каждой секции аэротенка по шесть ячеек Секционирование осуществляется установкой в коридорах аэротенков легких вертикальных перегородок с отверстиями в нижней части Скорость движения иловой смеси в отверстиях перегородок принимается не менее 0 2 м/с

Рассчитаем систему аэрации В аэротенках вытеснителях аэраторы располагаются неравномерно в соответствии со снижением загрязнений Принимаем пневматическую систему аэрации с мелкопузырчатыми аэраторами и по формуле (3 20) определяем удельный расход воздуха D приняв удельный расход кислорода воздуха $L=1\,1$ мг/мг Коэффициент k_1 учитывающий тип аэратора найдем по табл 3 3 приняв отношение $l/L=0\,1$, получим $k_1=1\,47$ Коэффициент k_2 зависящий от глубины погружения аэратора h_a находим по табл 3 4 Принимаем аэраторы из фильтросных труб и при $h_a=H-0\,3=4{,}4-0\,3=4{,}1$ м находим $k_2=2\,56$ Температурный коэффициент n вычисляем по формуле (3 21) $n_1=1+0\,02(20-20)=1$

Коэффициент качества воды для городских сточных вод $n_2=0{,}85$ Растворимость кислорода в воде найдем по выражению

$$C_p=\left(1+\frac{h_a}{20{,}6}\right)\left(\frac{475-26\,5C_q}{33\,5+T_{cp}}\right)=$$

$$=\left(1+\frac{4{,}1}{20\,6}\right)\left(\frac{475-26{,}5\,2}{33\,5+20}\right)=9{,}47\ \text{мг/л}$$

При отсутствии данных по солесодержанию можно воспользоваться *формулой* (3 22) и табл 3 5

Удельный расход воздуха (при $C=2$ мг/л) определяем по формуле (3 20)

$$D=\frac{1\,1\,(130-15)}{1\,47\,2{,}56\,1\,0{,}85\,(9{,}47-2)}=5{,}3\ \text{м}^3/\text{м}^3$$

По найденным значениям D и t вычисляем среднюю интенсивность аэрации по формуле (3 23)

$$I=5{,}3\,4{,}4/1{,}64=14{,}2\ \text{м}^3/(\text{м}^3\ \text{ч})$$

Поскольку полученная интенсивность аэрации $I>I_{макс}$ (табл 3 3) необходимо увеличить площадь аэрируемой зоны Принимаем $l/L=0\,15$ по табл 3 3 находим $k=1\,57$ и пересчитываем D и I

$$D=\frac{1{,}1\,(130-15)}{1{,}57\,2{,}56\,1\,0{,}85\,(9{,}47-2)}=4{,}96\ \text{м}^3/\text{м}^3,$$

$$I=4{,}96\,4\,4/1{,}64=13{,}3\ \text{м}^3/(\text{м}^3\ \text{ч})$$

Полученное значение $I<I_{макс}$ Находим общий расход воздуха

$$Q_{возд}=DQ_{расч}=4{,}96\,2700=13\,392\ \text{м}^3/\text{ч}.$$

Для определения интенсивности аэрации по длине аэротенка вытеснителя строим график изменения $БПК_{полн}$ во времени (рис 3 11) Для этого принимаем начальную $БПК_{полн}$ $L_a=92\,2$ мг/л, конечную по исходным данным $L_t=15$ мг/л и несколько промежуточных значений, 75, 50 и 30 мг/л По формуле (3 9) находим продол-

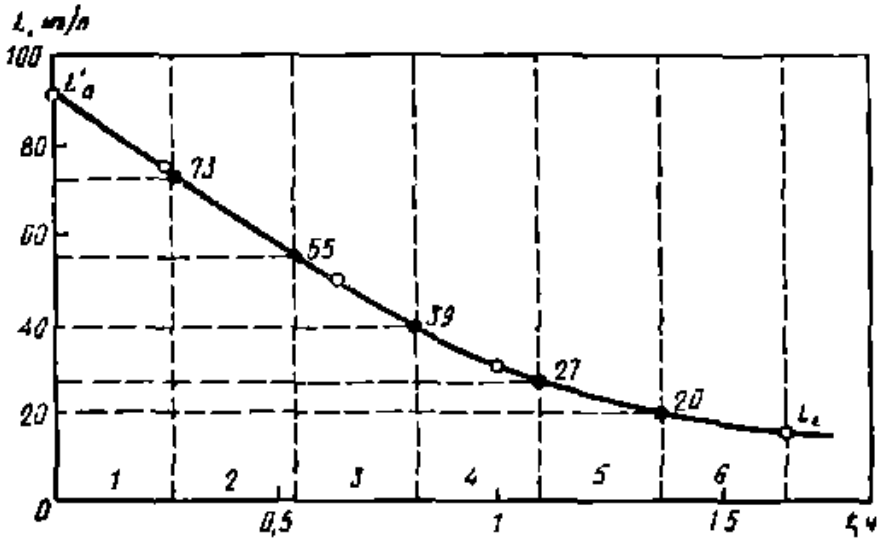


Рис 3 11 Кинетика снижения $БПК_{полн}$ в ячейках аэротенка вытеснителя
1—6 — номера ячеек

жительность аэрации, необходимую для снижения L'_a до перечисленных выше значений $БПК_{полн}$ Полученные данные систематизируем в табл 3 21 и строим кривую зависимости $L=f(t)$ Следует иметь в виду, что при $БПК_{полн}$, равной 75, 50 и 30 мг/л коэффициент $k_r=1{,}25$

ТАБЛИЦА 3 21 ПРОДОЛЖИТЕЛЬНОСТЬ АЭРАЦИИ В АЭРОТЕНКЕ-ВЫТЕСНИТЕЛЕ ПРИ L'_a =82,2 мг/л

L_t, мг/л	t, ч	L_t мг/л	t, ч
75	0,25	30	1 01
50	0,64	15	1,64

Интервал времени (рис 3 11), соответствующий периоду аэрации $t=1{,}64$ ч, делится на шесть равных частей по принятому числу ячеек в аэротенке вытеснителе, затем определяются величины $БПК_{полн}$ на входе и выходе из каждой ячейки Полученные данные сведены в табл 3 22 Для каждой ячейки определяются удельный расход воздуха D' по формуле (3 20), интенсивность аэрации при $t'=t/6=0{,}27$ ч, расход воздуха $Q_{возд}=D'Q_{расч}$ м³/ч Общий расход воздуха на аэротенк $Q_{возд}$ равен сумме расходов воздуха в ячейках $Q_{возд}=7506$ м³/ч

Число пневматических аэраторов из фильтросных труб определяется для каждой ячейки в зависимости от удельного среднего расхода воздуха на аэратор $q_{возд}$ и площади одного ряда аэратора из

ТАБЛИЦА 3.22. РЕЗУЛЬТАТЫ РАСЧЕТОВ ШЕСТИЯЧЕЙКОВОГО АЭРОТЕНКА ВЫТЕСНИТЕЛЯ

Показатели	Номер яче ки					
				4		
L_a мг/л	92 2	73	55	31	27	20
$L_{ил}$ мг/л	73	56	39	2	20	15
Z мг/мг	0 9	0,9	0 9	0 9	1 0	1 1
D м³/м³	0 65	0 63	0 56	0 42	0 2/	0 22
I м³/(м² ч)	10,92	10 33	9 2	6 9	4 4/	3 51
$q_{возд}$ м³/ч	1836	1701	1512	1134	729	594
d	2 34	2 21	1 97	1 48	0 96	0 75

I м аэротенка $n_ф$ по формуле

$$n_ф = \frac{I B}{q_{возд} f}$$

В нашем случае при ширине канала B 4 5 м принимаем фильтросные трубы d = 288 мм и $q_{возд}$ = 70 м³/(ч м) а f 0 3 м²/м Параметры аэраторов из фильтросных труб приведены в табл 3 23 из фильтросных пластин — в табл 3 24 и из дырчатых труб — в табл 3 25

ТАБЛИЦА 3.23. ПАРАМЕТРЫ АЭРАТОРОВ ИЗ ФИЛЬТРОСНЫХ ТРУБ ПРИ ПОТЕРЯХ НАПОРА 0 3—1 м

Д т м		Дли а уч стков аэраторов м и одн с оян при допустимой нерав омерности аэрац			Зд тения тро эводи тельность м³ (ч м)
дружи ой	в утре в	э а	10 %	1а %	
242	164	2а	43	53	30—112
260	200	29	51	60	35—115
288	228	33	56	72	40—126

При расчете средней интенсивности аэрации было получено что площадь аэрируемой зоны должна с ставлять 15 % площади аэротенка При секционировании аэротенка вытеснителя в соответствии с расчетом числа аэраторов укладываем в 1 2 3 и 4 й ячейках по две фильтросных трубы d 288 мм а в 5 и 6 й ячейках по одной аэратору Общая площадь аэрируемой зоны в этом случае составляет 11 % площади аэротенка

Для более тщательного регулирования подачи воздуха на воз

ТАБЛИЦА 3.24. ПАРАМЕТРЫ АЭРАТОРОВ ИЗ ФИЛЬТРОСНЫХ ПЛАСТИН ПРИ ПОТЕРЯХ НАПОРА 0,2—1 м

Размеры каналов, мм		Длина участков аэраторов, м при допустимой неравномерности аэрации			Удельная производительность, м³/(ч·м)
ширина	глубина	5 %	10 %	15 %	
250	100	64	78	88	30
250	200	120	146	150	30

ТАБЛИЦА 3.25. ПАРАМЕТРЫ АЭРАТОРОВ ИЗ ДЫРЧАТЫХ ТРУБ С ОТВЕРСТИЯМИ ДИАМЕТРОМ 3 мм ПРИ ПОТЕРЯХ НАПОРА 0,15 м

Диаметр, мм		Число отверстий на 1 м аэратора	Длина участков аэраторов, м при допустимой неравномерности аэрации			Удельная производительность, м³/(ч·м)
наружный	внутренний		5 %	10 %	15 %	
60	50	20	13	17,3	17,2	18
		40	6,7	9,6	13,6	36,5
		80	2,6	4	5	73
88	80	40	20	24	26,5	36,5
		80	7	10,7	11	73
		120	4,5	6,7	8,5	110
114	110	40	27,3	34,2	37,9	36,5
		80	11,3	17,4	23,4	73
		120	7,1	10,7	13,6	110

духоводах каждой ячейки следует устанавливать расходомеры с задвижками или вентилями.

Пример 3.13. Рассчитать систему аэрации аэротенка-вытеснителя с регенератором при следующих исходных данных: ширина коридора B 4,5 м; длина l_0—60 м; высота рабочего слоя H=4 м; удельный расход воздуха D=9,5 м³/м³; расчетный расход 3000 м³/ч; продолжительность аэрации t=4,3 ч; допустимая неравномерность аэрации 10 %.

Решение. В аэротенках-вытеснителях с регенераторами число аэраторов на первой половине длины аэротенков и регенераторов принимается вдвое большим, чем на остальной длине.

Определим среднюю интенсивность аэрации по формуле (3.23)

$$I_{ср} = 9,5\ 4/4,3 = 8,44\ м^3/(м^2 \cdot ч)$$

Интенсивность аэрации на первой половине аэротенка и регенератора

$$I_1 = 1,33 I_{ср}$$ а на второй $$I_2 = 0,67 I_{ср}$$

Принимаем аэраторы из дырчатых труб (табл 3 25) с наружным диаметром $d=114$ мм и числом отверстий на 1 м аэратора — 80 Удельная производительность такого аэратора $q_{возд}=73$ м³/(ч м) а площадь одного ряда дырчатых труб $f=0\,12$ м²/м

Определим число рядов дырчатых труб на первой половине аэротенка и регенератора

$$n_{ф1}=\frac{1,33 l_{ср} B}{q_{возд} f}=\frac{1,33\ 8\ 44\ 4,5}{73\ 0,12}=5,77$$

а на второй половине

$$n_{ф2}=n_{ф1}/2=5\ 77/2=2,89$$

В нашем случае принимаем на первой половине аэротенка и регенератора шесть рядов дырчатых труб, на второй половине — три ряда соответственно распределив расходы воздуха

Для сокращения протяженности наружных воздуховодов стояков и запорной арматуры количество стояков для подвода воздуха к пневматическим аэраторам должно быть минимальным оно определяется из условий допустимой неравномерности распределения воздуха вдоль коридоров аэротенков По табл 3 25 при допустимой неравномерности аэрации 10 % находим что длина участка обслуживаемая одним стояком равна 17 4 м Следовательно при длине коридора 60 м каждый из них должен обслуживаться четырьмя стояками

Пример 3 14 Определить размеры аэротенка-отстойника при следующих исходных данных расход сточных вод $Q=26\,000$ м³ сут расчетный расход $Q_{расч}=1470$ м³/ч, БПК$_{полн}$ поступающих сточных вод $L_a=150$ мг/л БПК$_{полн}$ очищенных сточных вод $L_t=20$ мг/л, удельная скорость окисления $\rho=19$ мг/(г ч)

Решение Определим продолжительность аэрации по формуле (3 7) приняв дозу ила в зоне аэрации $a=3\,5$ г/л

$$t=\frac{150-20}{3,5\ (1-0,3)\ 19}=2,8\ \text{ч}$$

Объем зоны аэрации аэротенка отстойника

$$V_в=Q_{расч} t=1470\ 2,8=4116\ \text{м}^3$$

Принимаем четыре аэротенка отстойника с рабочей глубиной $H_а=3\,2$ м шириной зоны аэрации $B_а=6$ м и длиной $l_а=536=54$ м

Определим расчетную площадь зоны отстаивания м² на высоте $0\,5H_а$ *при допустимой скорости восходящего потока* в расчетном сечении $v_1=0,25-0\,5$ мм/с (в нашем случае $v_1=0,4$ мм/с) и числе аэротенков-отстойников $n_а=4$

$$F_о=Q_{расч}/(3,6v_1 n_а)=1470\ (3,6\ 0,4\ 4)=255\ \text{м}^2$$

Ширина зоны отстаивания $B_о$ на высоте $0\,5\ H$

$$B_о=F_о/l_а=255/54=4,7\ \text{м}$$

Расстояние от нижней грани козырька до днища $h_{зд}$ находим при скорости движения жидкости в щели $v_2=3$ мм/с

$$h_{зд}=Q_{расч}/(3,6v_2 n_в l_а)=1470/(3,6\cdot 3\ 4\ 54)=0,63\ \text{м}$$

Подсчитаем расход циркулирующего ила при концентрации циркулирующего ила $a_ц=4\,5-6\,4$ г/л (в нашем случае $a_ц=4\,8$ г/л)

$$q_ц=Q_{расч} a/(a_ц-a)=1470\ 3\ 5/(4,8-3,5)=3959\ \text{м}^3/\text{ч}$$

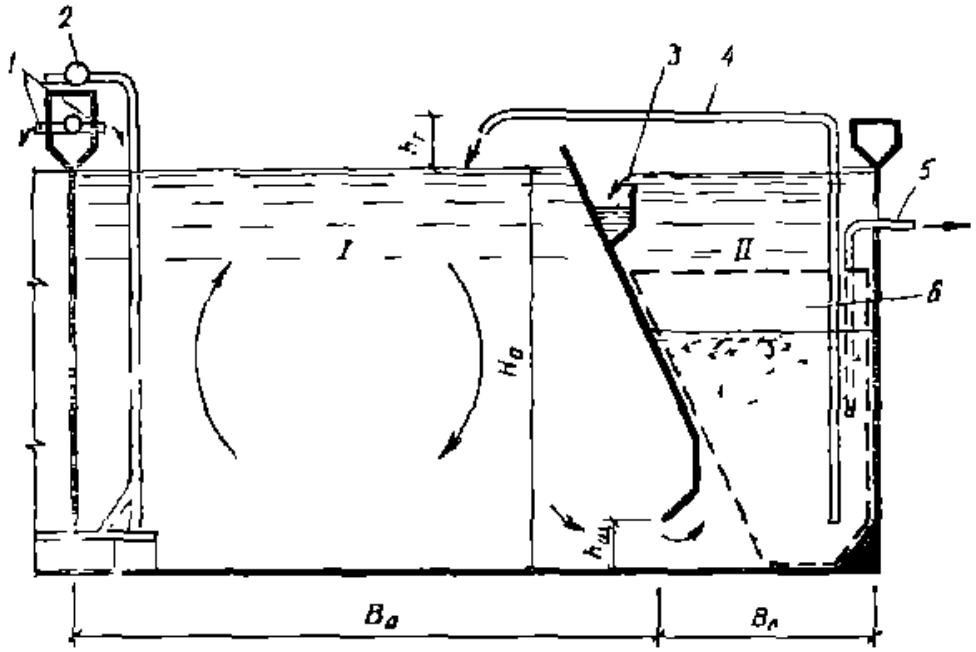


Рис 3 12 Аэротенк-отстойник

I — аэр ционная часть *II* — отстойная часть *1* — подача сточных вод *2* — воздуховод *3* — выпуск очищенной сточной воды *4* — эрлифт *5* — трубопро вод для отвода избыточного ила *6* — иловый бункер

Ширину наиболее узкой части зоны отстаивания b м определи ем по скорости движения иловой смеси принимаемой в зависимости от концентрации иловой смеси, $v_з = 4 \div 10$ мм/с (в нашем примере $v_з = 5$ мм/с)

$$b = \frac{Q_{расч} + q_п}{3\,6 v_з n_a l_a} = \frac{1470 + 3958}{3{,}6\ 5\ 4\ 54} = 1{,}4 \text{ м}$$

Зона аэрации отделяется от зоны отстаивания продольной на клонной (под углом 65—70°) перегородкой (рис 3 12) со струепап равляющим козырьком спускающимся в зону аэрации под углом 1 ° к горизонту

Подачу сточной воды и циркулирующего ила в зону аэрации осуществляют рассредоточенно по длине аэротенка Для принуди тельной циркуляции активного ила в зоне отстаивания предусматри ваем иловые бункера с эрлифтами Подсчитаем площадь в плане ило вых бункеров при скорости осаждения ила в бункере $v_1 = 5 - 10$ мм с (принимаем 6 мм/с) и концентрации ила во взвешенном слое $a_{вз} = 4$ г/л

$$F_б = \frac{(Q_{рас\,ч} + q_ц)\, a}{3\,6 v_з a_{взв} n_a} = \frac{(1470 + 3958)\, 3{,}5}{3{,}6\ 6\ 4\ 4} = 55 \text{ м}^2$$

Иловые бункера располагают как в поперечном так и в про дольном направлении зоны отстаивания верхняя кромка илового бункера заглубляется на 0 3—0 5 м ниже уровня взвешенного слоя При поперечном расположении иловых бункеров расстояние между ними устанавливается 3—4 м

Удельный расход воздуха эрлифтами для перекачивания циркулирующего ила определяем при геометрической высоте подъема активного ила $h_г = 0{,}5$ м КПД эрлифта $\eta_э = 0{,}6$ и глубине погружения форсунки эрлифта от уровня ила $H_п = 2{,}4$ м

$$D_{уд} = \frac{h_г}{23\eta_э \lg \frac{h_г (H_п/h_г - 1) + 10}{10}} =$$

$$= \frac{0{,}5}{23 \cdot 0{,}6 \lg \frac{0{,}5(2{,}4/0{,}5 - 1) + 10}{10}} = 0{,}48 \text{ м}^3/\text{м}^3$$

Избыточный активный ил удаляется из зоны отстаивания с отметки соответствующей половине высоты слоя взвешенного осадка по иловой трубе под действием гидростатического давления воды Иловые трубы должны располагаться между бункерами

Пример 3.15 Произвести расчет механического аэратора поверхностного типа и определить необходимое число аэраторов для установки в трех секциях двухкоридорных аэротенков при следующих исходных данных расход городских сточных вод $Q = 30\,000$ м³/сут БПК$_{полн}$ поступающих сточных вод $L_0 = 150$ мг/л БПК$_{полн}$ очищенных сточных вод $L_t = 15$ мг/л длина одного коридора аэротенка $l_0 = 48$ м ширина $B = 6$ м рабочая глубина $H = 4{,}4$ м дефицит кислорода $d_O = 7$

Решение Расчет аэратора заключается в определении оптимальных его параметров (рис 3.13) режима работы и технологических показателей

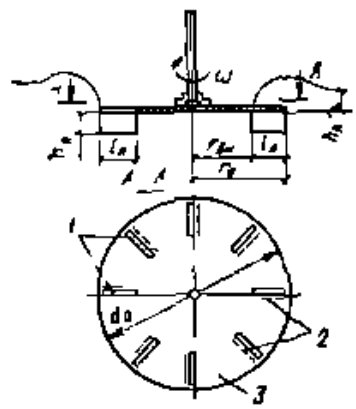


Рис 3.13 Механический поверхностный аэратор дискового типа
1 — прорези *2* — лопасти *3* — диск

Диаметр аэратора принимаем по условия

$$d_0 = (0{,}15 - 0{,}2)\,B = 0{,}17 \cdot 6 \approx 1 \text{ м}$$

Число лопастей

$$n_л = (10 - 12)\sqrt{d_0} = 12\sqrt{1} = 12$$

Длина лопасти

$$l_л = \frac{\pi d_0}{\pi + n_л} = \frac{3{,}14 \cdot 1}{3{,}14 + 12} = 0{,}21 \text{ м}$$

Высота лопасти определяется по формуле

$$h_л = gt^2/2 + t\sqrt{2gh_п},$$

где $h_п$ — глубина погружения диска равная 0,08—0,1 м; t — продолжительность пробега лопастного пути, равного расстоянию между лопастями (или продолжительность поворота лопасти на угол равный углу между лопастями) с $t = 1/(n_0 n_л)$ здесь n_0 — частота вращения аэратора, $с^{-1}$)

Задаемся частотой вращения аэратора исходя из окружной скорости вращения равной 3,5—4,5 м/с $t = 1/(12 \cdot 12) = 0,07$ с. Теперь подсчитаем высоту лопасти

$$h_л = 9,8\,(0,07)^2/2 + 0,07\sqrt{2 \cdot 9,8 \cdot 0,1} = 0,13 \text{ м}$$

Правильность выбранной частоты вращения проверяется условием

$$H_{ст} = h_п + h_т\,(1 - k_в)$$

Статический напор аэратора м

$$H_{ст} = k_в \omega^2 \left(r_д^2 - r_{вп}^2\right)/(k_л \cdot 2g),$$

где $k_л$ — коэффициент учета числа лопастей

$$k_л = 1 + \frac{3,6}{n_л\,[1 - (r_{вп}/r_д)^2]} = 1 + \frac{3,6}{12\,|1 - (0,29/0,5)\,|} = 1,45,$$

ω — угловая скорость равная $2\pi n_0$ рад/с; $k_в$ — коэффициент использования боковой поверхности аэратора

$$k_в = \frac{t}{2h_л}\left(v_0 - \frac{gt}{3}\right)$$

здесь v_0 — скорость подъема воды на входе в аэратор

$$v_0 = \sqrt{2g\,(h_п + h_т)} = \sqrt{2 \cdot 9,8\,(0,1 + 0,13)} = 2,12 \text{ м/с}$$

Далее подсчитываем $k_в$ и $H_{ст}$ и проверяем правильность выбора частоты вращения

$$k_в = \frac{0,07}{2 \cdot 0,13}\left(2,12 - \frac{9,8 \cdot 0,07}{3}\right) = 0,51$$

$$H_{ст} = 0,51\,(2 \cdot 3,14 \cdot 1,2)^2\,(0,5^2 - 0,29^2)/(1,45 \cdot 2 \cdot 9,8) = 0,17 \text{ м},$$

$$h_п + h_т\,(1 - k_в) = 0,1 + 0,13\,(1 - 0,51) = 0,164 \text{ м}$$

Поскольку требуемое условие соблюдается переходим к расчету технологических показателей аэратора

Расход жидкости перекачиваемой аэратором

$$Q_в = \frac{\pi^2 d_1^3}{2n_л}\left(v_0 - \frac{gt}{3}\right)\left(1 - \frac{t_т}{d_в}\right) =$$

$$= \frac{3,14 \cdot 1^2}{2 \cdot 12}\left(2,12 - \frac{9,8 \cdot 0,07}{3}\right)\left(1 - \frac{0,21}{1}\right) = 0,61 \text{ м}^3/\text{с}$$

Мощность, потребляемая аэратором кВт, при плотности жидко

сти ρ 1 т/м и периферийной скорости вращения $v_к = \pi d_в n_0 = 3\ 1 \times$ $\times 1\ 1\ 2\ \ 3\ 77$ м/с составит

$$N_{\text{нетто}} = \frac{\rho Q_д v_п}{2k_1}\left[1 + \frac{g\,(2h_п + h_л)}{v_п}\right] =$$

$$= \frac{1\ 0{,}61\ 3\ 77^2}{2\ 1\ 45}\left[1 + \frac{9\ 8\,(2\ 0{,}1 + 0{,}13)}{3\ 77}\right] = 3{,}68 \text{ кВт}$$

Окислительная способность аэратора

$$M_д = (2\ 8 - 3)\ V_{\text{нетто}} = 2{,}8\ 3{,}68 = 10\ 3 \text{ кг/ч} = 247 \text{ кг/сут}$$

Рассчитаем обслуживаемую одним аэратором зону которая определяется из условия обеспечения придонной скорости движения воды (на глубине 0 2 м от дна) равной 0 35 м/с Поверхностная скорость

$$v_х = 0\ 35\,|(H - 0{,}2)/0{,}2|^{0\ 14} = 0\ 35\,|(4\ 4 - 0\ 2)/0\ 2|^{\ 14} = 0\ 54 \text{ м/с}$$

Тогда зона обслуживаемая одним аэратором определяется как квадрат с размером стороны

$$l_п = 2k_э\, Q_д\, v_{абс}/\left(v_х^2\, d_в\right)$$

где $k_э = 1\ 14$ — коэффициент определяемый экспериментально $v_{абс}$ = абсолютная скорость выхода жидкости из аэратора м/с $v_{абс} = \sqrt{v_r^2 + v_0^2}$ здесь $v_r = (v_в + v_в)/2$ — радиальная скорость выхода жидкости из аэратора [$v_в$ — скорость вращения в начале лопасти $v_в = \pi\,(d_1 - 2\,l_т)\,n_0 = 3\ 14\,(1 - 2\ 0\ 21)\ 1\ 2\ \ 2\ 19$ м с]

Подсчитаем v_r $v_{абс}$ и $l_в$

$$v_r = (2{,}19 - 3\ 77)/2 = 2\ 98 \text{ м/с}$$

$$v_{абс} = \sqrt{2{,}98^2 + 3\ 7_1} = 4\ 8 \text{ м с}$$

$$l_в = (2\ 1\ 14\ \ 0\ 61\ 4\ 8)/(0\ 54\ \ 3\ 14\ \ 1) = 8\ 3 \text{ м}$$

Число аэраторов определяем из условия обеспечения перемешивания воды

$$n_в = F/(l_в\, B) = 1728/(8{,}3\ 6) = 34{,}6,$$

где F — площадь трех двухкоридорных аэротенков равная 1728 м²

Необходимое к установке в аэротенках число аэраторов в соответствии с их окислительной способностью определяется по формуле

$$n_в' = ZQ\,(L_п - L_1)/(k_{ст}\, M_д\, d_0)$$

где Z — потребность в кислороде на 1 кг смеси $БПК_{полн}$ равная 1 0ъ—2 3 в зависимости от режима работы аэротенков M_1 — окислительная способность аэратора кг/сут $k_{ст}$ — коэффициент качества сточных вод равный 0 7—0 9 для городских стоков — 0 85

Принимаем $L_п$ и L_1 в кг/м³ коэффициенты $Z = 1\ 3$ и $k_{ст} = 0\ 85$ Тогда

$$n_в' = \frac{1\ 3\ 30\,000\,(0\ 15 - 0\ 015)}{0{,}85\ 247\ 0{,}7} = 35{,}8$$

Аэратор работает оптимально при $n_в' = n_в''$, что соответствует нашему расчету К установке принимаем 36 аэраторов, по шесть аэраторов в каждом коридоре

Для обеспечения хорошей циркуляции воды в аэротенке и предотвращения выпадения взвешенных веществ на его дно устанавливают стабилизаторы потока в виде вертикальных труб диаметром 0,6 м с зазором 1 см под аэратором Стабилизаторы устанавливают соосно с аэраторами, они имеют верхние и нижние конические уширения, при этом верхние уширения оборудуют вертикальными радиально расположенными лопастями, предотвращающими закручивание воды в стабилизаторе

Для упрощения расчетов при подборе механических дисковых аэраторов поверхностного типа в табл 3 26 приведены основные их характеристики

ТАБЛИЦА 3 26 ОСНОВНЫЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ АЭРАТОРОВ ПОВЕРХНОСТНОГО ТИПА

Диаметр аэратора, м	Частота вращения, мин$^{-1}$	Линейная скорость вращения, м/с	Число лопастей, шт	Размеры лопасти, см		Мощность, потребляемая аэратором, кВт	Окислительная способность, кг/сут
				высота	длина		
0,5	133	3,5	6	14	17	1,2	80
0,7	95	3,5	6	14	20	2,4	170
1	67	3,5	12	13	21	3,4	230
1,5	48	3,75	16	14	25	7,5	550
2	38	3,95	16	15	30	11,8	800
2,5	32	4,25	18	18	37	18,1	1250
3	27	4,5	24	17	35	26,5	1860
3,5	24	4,6	24	18	40	38,5	2600
4	22	4,76	24	20	47	52,5	3500
4,5	21	4,95	24	22	52	75	4900

Пример 3.16. Выбрать технологическую схему биологической очистки сточных вод химического комбината и поселка городского типа и определить объем сооружений биологической очистки при следующих исходных данных расход сточных вод химического комбината $Q_{пр}$=8000 м^3/сут, $Q_{расч\,пр}$=400 м^3/ч; БПК$_{полн}$ поступающих на биологическую очистку производственных сточных вод $L_{пр}$=2000 мг/л расход городских сточных вод $Q_{гор}$=10 000 м^3/сут, $Q_{расч\,гор}$= =650 м^3/ч, БПК$_{полн}$ городских сточных вод после сооружений механической очистки $L_{гор}$=240 мг/л, БПК$_{полн}$ очищенных сточных вод L_t=15 мг/л

Решение При очистке высококонцентрированных сточных вод применяется двухступенчатая биологическая очистка В качестве первой ступени применяем аэротенки смесители с регенераторами, обеспечивающие в нашем случае 85 % ный эффект очистки, в качестве второй ступени — аэротенки вытеснители с регенераторами После первой ступени очистки предусматриваем отстойники с продолжи

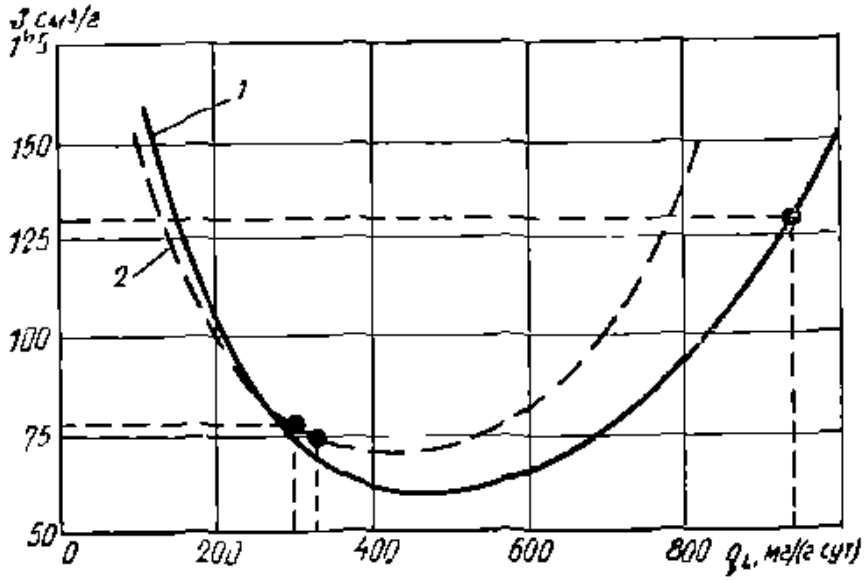


Рис 3 14 Зависимость $J=f(q_L)$

1 — для производственных сточных вод 2 — для смеси производственных и городских сточных вод

тельностью отстаивания 1,5 ч, а после второй — 2 ч Городские сточные воды смешиваются с производственными перед аэротенками-вытеснителями и дальнейшая их очистка осуществляется совместно

С целью получения расчетных параметров для сточных вод химкомбината, была проведена научно-исследовательская работа в результате которой определено, что максимальная скорость окисления производственных сточных вод $\rho_{макс}=120$ мг/(г·ч) константа $K_L=45$ мг/л, константа $K_O=1,2$ мг/л, коэффициент кинетического $\varphi=0,17$ л/г, зольность ила $S=0,3$

На рис 3 14 приведена зависимость $J=f(q_L)$ при очистке сточных вод химкомбината и их смеси с городскими сточными водами Для смеси сточных вод химкомбината с городскими $\rho_{макс}=100$ мг/(г ч), $K_L=40$ мг/л, $K_O=0,8$ мг/л, $\varphi=0,1$ л/г, $S=0,3$

$БПК_{полн}$ производственных сточных вод после первой ступени очистки

$$L_1 = L_{пр}(100-85)/100 = 2000(100-85)/100 = 300 \text{ мг/л}$$

По результатам исследований задаемся средней дозой ила $a_{ср}=4,5$ г/л, коэффициентом регенерации $P=0,75$ и иловым индексом $J=120$ см³/г По формуле (3 10) подсчитываем степень рециркуляции активного ила

$$R = \frac{4,5}{1000/120-4,5} = 1,17.$$

Скорость окисления в аэротенке смесителе с регенератором определяем по формуле (3 8) при концентрации кислорода в аэротенке $C=2$ мг/л

$$\rho = 120\,\frac{300\ 2}{300\ 2+45\ 2+1,2\ 300}\left(\frac{1}{1+0,17\cdot 4,5}\right) = 39,1 \text{ мг/(г ч)}$$

Найдем общую продолжительность аэрации на первой ступени по формуле (3.7)

$$t_1 = \frac{L_{пр} - l_1}{a_{ср}(1 - S)\,l} = \frac{2000 - 300}{4{,}5\,(1 - 0{,}3)\,39{,}1} = 13{,}8 \text{ ч}$$

Общий объем аэротенка смесителя и регенератора составит

$$V_1 = Q_{расч\ пр}\, t_1 = 400\ 13{,}8 = 5520 \text{ м}^3$$

Объем аэротенка

$$V_{1а} = \frac{V_1}{1 + P/(1 - P)} = \frac{5520}{1 + 0{,}75/(1 - 0{,}75)} = 1380 \text{ м}^3,$$

объем регенератора

$$V_{1р} = V_1 - V_{1а} = 5520 - 1380 = 4140 \text{ м}^3$$

С учетом полученных результатов расчета уточняем нагрузку на 1 г беззольного вещества ила по формуле (3.11)

$$q_{ил} = \frac{24\,(L_{пр} - L_1)}{a_{ср}(1 - S)\,t_1} = \frac{24\,(2000 - 300)}{4{,}5\,(1 - 0{,}3)\,13{,}8} = 939 \text{ мг/(г сут)}$$

По рис. 3.14 находим, что при этом значении $q_{ил}$ для сточных вод химкомбината $I = 130$ см³/г.

Уточняем значение степени рециркуляции

$$R = \frac{4{,}5}{1000/130 - 4{,}5} = 1{,}4$$

Теперь определим дозу ила в аэротенке смесителе

$$a_в = \frac{V_1 a_{ср}}{V_{1а} + [1/(2R) + 1]V_{1р}} = \frac{5520\ 4{,}5}{1380 + [1/(2\ 1{,}4) + 1]4140} = 3{,}55 \text{ г/л}$$

Рассчитаем вторую ступень биологической очистки аэротенков вытеснителей с регенерацией приняв дозу ила $a = 3$ г/л [8 табл. 41] иловый индекс $I = 100$ см³/г концентрацию растворенного кислорода $C = 2$ мг/л.

Подсчитаем расчетный расход $Q_{расч\ см}$ и БПК$_{полн}$ смеси $L_{см}$ производственных сточных вод после первой ступени биологической очистки и городских сточных вод после механической очистки

$$Q_{расч\ см} = Q_{расч\ пр} + Q_{расч\ гор} = 400 + 650 = 1050 \text{ м}^3/\text{ч},$$

$$L_{см} = \frac{L_1 Q_{пр} + L_{гор} Q_{гор}}{Q_{пр} + Q_{гор}} = \frac{300\ 8000 + 240\ 10\,000}{800 + 10\,000} = 267 \text{ мг/л}$$

По формуле (3.10) определим степень рециркуляции активного ила

$$R = \frac{3}{1000/100 - 3} = 0{,}43$$

БПК$_{полн}$ сточных вод поступающих в аэротенк вытеснитель с учетом разбавления циркуляционным активным илом находим по

формуле (3.14)

$$L_{см} = \frac{L_{см} + L_t R}{1 + R} = \frac{267 - 15 \cdot 0{,}43}{1 + 0{,}43} = 191 \text{ мг/л}.$$

Продолжительность пребывания сточных вод в собственно аэротенке подсчитываем по зависимости (3.15)

$$t_a = \frac{2{,}5}{a^{0{,}3}} \lg \frac{L_{см}}{L_t} = \frac{2{,}5}{3^{0{,}3}} \lg \frac{191}{15} = 1{,}59 \text{ ч}$$

Произведем предварительный подсчет дозы ила в регенераторе по формуле (3.13)

$$a_p = \left(\frac{1}{2 \cdot 0{,}43} + 1\right) 3 = 6{,}49 \text{ г/л}$$

По формуле (3.8) найдем удельную скорость окисления смеси городских и производственных сточных вод

$$\rho = 100 \frac{15{,}2}{15{,}2 + 40{,}2 + 0{,}8 \cdot 15} \left(\frac{1}{1 + 0{,}1 \cdot 6{,}49}\right) = 14{,}9 \text{ мг/(г ч)}$$

Определим продолжительность окисления загрязнений по выражению (3.12)

$$t_o = \frac{L_{см} - L_t}{R a_p (1 - S) \rho} = \frac{267 - 15}{0{,}43 \cdot 6{,}49 (1 - 0{,}3) 14{,}9} = 8{,}66 \text{ ч}$$

Период регенерации ила

$$t_p = t_o - t_a = 8{,}66 - 1{,}59 = 7{,}07 \text{ ч}$$

Продолжительность пребывания сточных вод в системе «аэротенк—регенератор»

$$t_{a.p} = (1 + R) t_a + R t_p = (1 + 0{,}43) 1{,}59 + 0{,}43 \cdot 7{,}07 = 5{,}31 \text{ ч}$$

Объем аэротенка по формуле (3.17)

$$V_{ав} = t_a (1 + R) Q_{расч\,см} = 1{,}59 (1 + 0{,}43) 1050 = 2387 \text{ м}^3$$

Объем регенератора по зависимости (3.18)

$$V_{ар} = t_p R Q_{расч\,см} = 7{,}07 \cdot 0{,}43 \cdot 1050 = 3192 \text{ м}^3$$

Для уточнения илового индекса определим среднюю дозу ила в системе «аэротенк—регенератор»

$$a_{ср} = \frac{(1 + R) t_a a + R t_p a_p}{t_{a.p}} =$$

$$= \frac{(1 + 0{,}43) 1{,}59 \cdot 3 + 0{,}43 \cdot 7{,}07 \cdot 6{,}49}{5{,}31} = 5 \text{ г/л}$$

По формуле (3.11) определим нагрузку на 1 г беззольного вещества активного ила

$$q_{ил} = \frac{24 (L_{см} - L_t)}{a_{ср} (1 - S) t_{a.p}} = \frac{24 (267 - 15)}{5 (1 - 0{,}3) 5{,}31} = 325 \text{ мг/(г сут)}.$$

По рис 3 14 для смеси производственных и городских сточных вод при $q_{ил}=325$ мг/(г сут) иловый индекс $J=75$ см³/г, что отличается от предварительно принятого $J=100$ см³/г.

Уточним степень рециркуляции активного ила

$$R = \frac{3}{1000/75 - 3} = 0,3$$

Эта величина значительно отличается от предварительно рассчитанной, поэтому требуется корректировка значений $L'_{см}, t_a, \rho, t_o, t_p, t_{a\,p}$

$$L'_{см} = \frac{267 + 15 \cdot 0,3}{1 + 0,3} = 209 \text{ мг/л},$$

$$t_a = \frac{2,5}{3^{0,6}} \lg \frac{209}{15} = 1,65 \text{ ч},$$

$$a_p = \left(\frac{1}{2\ 0,3} + 1\right) 3 = 8 \text{ г/л},$$

$$\rho = 100 \frac{15\ 2}{15\ 2 + 40\ 2 + 0,8\ 15} \left(\frac{1}{1 - 0,1\ 8}\right) = 13,7 \text{ мг/(г ч)},$$

$$t_o = \frac{267 - 15}{0,3\ 8\ (1 - 0,3)\ 13,7} = 10,95 \text{ ч},$$

$$t_p = 10,95 - 1,65 = 9,3 \text{ ч},$$

$$t_{a\,p} = (1 + 0,3)\ 1,65 + 0,3\ 9,3 = 5,94 \text{ ч}.$$

Подсчитаем среднюю дозу ила и вновь определим нагрузку на 1 г беззольного вещества активного ила

$$a_{ср} = \frac{(1 + 0,3)\ 1,65\ 3 + 0,3\ 9,3\ 8}{5,94} = 4,84 \text{ г/л},$$

$$q_{ил} = \frac{24\ (267 - 15)}{4,84\ (1 - 0,3)\ 5,94} = 301 \text{ мг/(г сут)}$$

При этой нагрузке иловый индекс (рис 3 14) $J=78$ см³/г а степень рециркуляции активного ила $R=0\,3$ что практически не отличается от скорректированных значений, поэтому окончательно принимаем $R=0\,3$ и подсчитываем объемы аэротенка V_{2a} и регенератора V_{2p} второй ступени

$$V_{2a} = 1,65\ (1 + 0,3)\ 1050 = 2252 \text{ м}^3,$$

$$V_{2p} = 9,3\ 0,3\ 1050 = 2930 \text{ м}^3.$$

Общий объем аэротенка вытеснителя и регенератора

$$V_2 = V_{2a} + V_{2p} = 2252 + 2930 = 5182 \text{ м}^3$$

В целях обеспечения надежности работы число секций аэротенков должно быть три четыре В нашем случае для первой ступени биологической очистки, где приняты аэротенки-смесители с регенерацией, необходимы четырехкоридорные аэротенки, но подобрать таковые по типовым проектам не представляется возможным. Поэтому

конструктивно принимаем четыре секции четырехкоридорных аэротенков смесителей с шириной каждого коридора 4 5 м длиной 24 м рабочей глубиной 3 2 м объемом каждой секции 1383 м³ Общий объем аэротенков смесителей составляет 5532 м³ В каждой секции один коридор выделяется под аэротенк а три — под регенератор

По табл 3 7 для аэротенков вытеснителей второй ступени под бираем четыре секции двухкоридорных аэротенков (типовой проект 902 2 195) с шириной каждого коридора 4 5 длиной 48 м рабочей глубиной 3 2 м и объемом каждой секции 1386 м³ Общий объем аэротенков вытеснителей составляет 5544 м³ Поскольку режим вытеснения в нашем случае не обеспечивается (соотношение длины коридора к ширине менее 30) необходимо секционировать коридоры на пять шесть ячеек В каждой секции один коридор выделяется под аэротенк второй — под регенератор

Пример 3 17 Рассчитать окситенки при следующих исходных данных расход смеси производственных и городских сточных вод Q 11 500 м³/сут расчетный расход $Q_{р\ ч}$ = 730 м³/ч БПК$_{ол}$ поступающих сточных вод L_a = 390 мг/л БПК$_{полн}$ отстоенных сточных вод L_t = 15 мг/л Расчетные константы $\rho_{ч\ с}$ = 110 мг/(г ч) K_L = 37 мг/л A_O = 1 мг/л q = 0 12 л/г S 0 3 среднемесячная температура сточных вод за летний период $T_{ср}$ = 18 °С коэффициент n_2 = 0 7

Решение Подсчитаем удельную скорость окисления по формуле (3 8) приняв в соответствии с данными [6] концентрацию кислорода в иловой смеси окситенка C = 9 мг/л = 0 009 кг/м³ а дозу ила a = = 7 г/л

$$\rho \quad 110 \frac{15\ 9}{15\ 9 + 37\ 9 + 1\ 15} \left(\frac{1}{1 + 0\ 12\ 7} \right) - 16\ 7 \text{ мг (г ч)}$$

Продолжительность пребывания сточной воды в зоне аэрации определим по формуле (3 7)

$$t \quad \frac{390 - 15}{7\ (1 - 0\ 3)\ 16\ 7} - 4\ 58 \text{ г}$$

Суммарный объем зоны аэрации окситенков

$$V_в - Q_{расч}\, t = 730\ 4\ 58 - 3343 \text{ м}$$

В институте *Союзводоканалпроект разработаны проекты* окситенков диаметром 10 22 и 30 м в которых зоны аэрации окисления и илоотделения равны между собой

Принимаем окситенки D_O 22 м и рабочей глубиной H = 4 5 м Общий объем окситенка V 1708 м³ а объем зоны аэрации $V_{в1}$ = 854 м Диаметр зоны аэрации

$$D_в \quad \sqrt{\frac{V_{в1}}{0\ 785\ H}} - \sqrt{\frac{854}{0\ 785\ 4\ 5}} - 15\ 5 \text{ м}$$

Число окситенков

$$n \quad V_в / V_{в1} \quad 3343\ 854 \quad 3\ 9$$

Принимаем четыре окситенка диаметром 22 м

Площадь илоотделения $F_{ид}$ м² рассчитывается исходя из дозы ила a илового индекса I и соответствующей им гидравлической нагрузки $q_{ид}$ Иловый индекс определяется экспериментально он зави

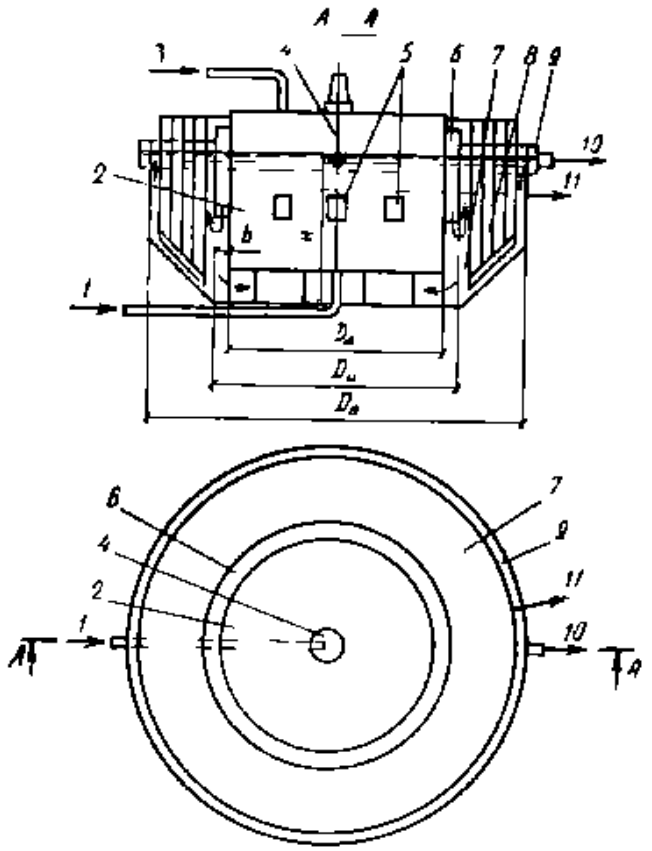


Рис 3 15 Окситенк

1 — подача осветленной сточной воды *2* — реактор *3* — подача технического кислорода *4* — механический аэратор *5* — выпускные окна *6* — воздухоотделитель *7* — илоотделитель *8* — перемешивающее устройство *9* — водосборный лоток *10* — выпуск очищенных сточных вод *11* — выпуск избыточного активного ила

сит от состава сточных вод и нагрузки на ил Определим нагрузку на 1 г ила

$$q_{ил} = \frac{24\,(L_a - L_t)}{at} = \frac{24\,(390 - 15)}{7\ 4\ 58} = 281 \text{ мг/(г сут)}$$

В нашем случае для $q_{ил}$=200 300 400 500 600 мг/(г сут) значение J соответственно равно 90 60 60 80 110 см³/г Следовательно при $q_{ил}$ 281 мг/(г сут) значение J=64 см³/г

Гидравлическая нагрузка на илоотделитель $q_{ио}$ 5 6 3 3 1 8 1 2 0 8 и 0 7 м³/(м² ч) при условном безразмерном параметре $aJ/1000$ равном соответственно 0 1 0 2 0 3 0 4 0 5 и 0 6 [6] Подсчитаем параметр $aJ/1000$=7 64/1000=0 448 и определим $q_{ио}$=1 м³/(м² ч) Тогда необходимая площадь илоотделителей окситенков будет

$$F_{ио} = q_{расч}/q_{ио} = 730/1 = 730 \text{ м}$$

Фактическая площадь илоотделителей

$$F_{ио\,ф} = 1_1 n\ (2H) = 1708\ 4\ (2\ 4\ 5) = 759 \text{ м}^2$$

Р ческая площадь практически не отличается от расчетной окончательно принимаем четыре окситенка (рис 3 15) диа

метром $D_a = 22$ м высотой рабочего слоя H 4 5 м шириной зоны воздухоотделителя b 0 25 м и диаметром цилиндрической перегородки $D_п = 16$ м Если фактическая площадь будет значительно отличаться от расчетной то следует изменить дозу ила и повторить расчет

В аэротенках для окислительных процессов используется технологический 95 %-ный кислород от действующих кислородных установок промышленного предприятия Коэффициент использования кислорода $\eta_O = 0\,9$ Подсчитаем скорость потребления кислорода

$$q_O = \frac{(L_a - L_t)\,Q_{расч}}{1000a} = \frac{(390 - 15)\,730}{1000\ 4} = 68\ 4 \text{ кг/ч}$$

Определим температурный коэффициент сточных вод по формуле (3 21)

$$n_1 = 1 + 0\ 02\,(18 - 20) = 0\ 96$$

Подсчитаем необходимую окислительную способность аэратора (в стандартных условиях) при C_T 9 4 мг/л = 0 0094 кг/м³ (см табл 3 5)

$$OC = \frac{C_T\, q_O}{n_1 n_2 \left[0{,}174\left[(1 - \eta_O)/\eta_O\right] - C\right]} =$$

$$= \frac{0\ 0094\ 68\ 4}{0\ 96\ 0\ 7\ [0{,}174\,[(1 - 0\ 9)/0\ 9) - 0\ 009]} =$$

$$= 93 \text{ кг/ч} = 2232 \text{ кг/сут}$$

По табл 3 26 подбираем аэратор поверхностного типа диаметром $d_a = 3\,5$ м частотой вращения 24 мин⁻¹ мощностью (нетто) 38 5 кВт и окислительной способностью 2600 кг/сут Если условия не позволяют применять аэратор с $d_a = 3\,5$ м то можно воспользоваться аэраторами меньшего диаметра и пересчитать частоту вращения и потребляемую мощность

Например можно применить аэратор диаметром $d_a = 2$ м с частотой вращения $n_0 = 38$ мин⁻¹ потребляемой мощностью $N_{ст} =$ 11 8 кВт и окислительной способностью $OC_{ст}$ 800 кг/сут = 33 3 кг/ч Поскольку окислительная способность стандартного аэратора недостаточна необходимо повысить частоту его вращения и соответственно увеличить мощность привода Необходимую частоту вращения определим по формуле

$$n_0 = n_0 \sqrt{OC/OC_{ст}} = 38 \sqrt{93/33\ 3} = 64 \text{ мин}^{-1}$$

Рассчитаем требуемую мощность аэратора на валу

$$N = N_{ст} \left(n_0/n_0\right)^3 = 11\ 8\,(64/38)^3 = 33\ 5 \text{ кВт}$$

Мощность привода аэратора при его КПД $N_з$ 0 7 составит

$$N_{пр} = N\ \eta_з = 33\ 5/0{,}7 = 47\ 9 \text{ кВт}$$

Интенсивность перемешивания механическим аэратором оценивается по донной скорости $v_д$ в наиболее удаленной точке зоны его действия значение $v_д$ должно быть не менее 0 2 м/с

Подсчитываем величину $v_д$ при аэраторе диаметром $d_а=2$ м:

$$v_д = \frac{2{,}76 d_а^{0{,}6} (n_0)^{0{,}7}}{(H/d_а)^{1{,}1} (D_в/d_а)^{0{,}4}} = \frac{2{,}76 \cdot 2^{0{,}6} \cdot 64^{0{,}7}}{(4{,}5/2)^{1{,}1} (15{,}5/2)^{0{,}45}} = 1{,}5 \text{ м/с},$$

что значительно выше требуемой величины.

Подсчитаем необходимый расход кислорода

$$Q_O = \frac{(L_а - L_t) Q_{расч}}{1000 \eta} = \frac{(390 - 15) 730}{1000 \cdot 0{,}9} = 304 \text{ кг/м}$$

Пример 3.16. Рассчитать циркуляционные окислительные каналы при следующих исходных данных: расход сточных вод $Q=730$ м³/сут; $БПК_5$ сточных вод после решеток $L_а=250$ мг/л; $БПК_5$ очищенных сточных вод $L_t=15$ мг/л.

Решение. Определяем продолжительность аэрации сточных вод в циркуляционном окислительном канале по формуле (3.7) при $a=3{,}5$ г/л, $S=0{,}35$ и $\rho=4$ мг/(г·ч):

$$t = \frac{250 - 15}{3{,}5 (1 - 0{,}35) 4} = 25{,}8 \text{ ч}.$$

Принимаем один циркуляционный канал непрерывного действия О-образной формы с рабочей глубиной $H_к=1$ м, шириной по дну $B_к=2{,}5$ м, площадь живого сечения $S_к=4$ м².

Канал оборудуем механическими аэраторами клеточного типа длиной $l_а=2{,}5$ м и диаметром $d_а=90$ см, глубиной погружения $h_а=20$ см и частотой вращения $n_0=80$ мин$^{-1}$. По формуле (3.24) подсчитываем требуемое количество кислорода при $Z=1{,}42$ мг/мг:

$$M_{тр} = 1{,}42 (250 - 15) 730/1000 = 244 \text{ кг/сут}$$

По табл. 3.8 находим расчетную производительность 1 м принятого к устройству аэратора:

$$M_д = 2{,}4 \text{ кг } O_2/(\text{ч} \cdot \text{м})$$

При длине аэратора $l_а=2{,}5$ м его производительность в сутки составит $M=M_д l_а\ 24=2{,}4\ 2{,}5\ 24=144$ кг O_2/сут. Принимаем к установке два аэратора общей длиной 5 м.

Определим требуемую скорость движения жидкости в канале по формуле (3.26):

$$v_{тр} = 0{,}25 \sqrt{3{,}5 \cdot 1} = 0{,}47 \text{ м/с}$$

Теперь подсчитаем требуемый объем канала $V_к$, его длину $l_к$ и гидравлический радиус R:

$$V_к = tQ/24 = 25{,}8\ 730/24 = 785 \text{ м}^3$$

$$l_к = V_к/S_к = 785/4 = 196 \text{ м},$$

$$R = S_к/\chi = 4/6{,}1 = 0{,}66,$$

где χ — смоченный периметр равный 6,1 м.

Определим скорость движения жидкости в канале, создаваемую одним аэратором по формуле (3.27) при $l_а=0{,}03$, $n=0{,}014$, $\Sigma\zeta=0{,}5$:

$$v_в = \sqrt{\frac{0{,}03\ 2}{4\left(\frac{0{,}014^2}{0{,}66^{1{,}33}} 196 + 0{,}05\ 0{,}5\right)}} = 0{,}45 \text{ м/с}.$$

что незначительно отличается от $v_{тр}$. При двух работающих аэраторах в канале создается скорость $v_з = 0{,}64$ м/с, что существенно превосходит $v_{тр}$.

Количество избыточного активного ила равно 0,5 кг на 1 кг $БПК_5$, его влажность при удалении из отстойника составляет 98 %. Для разделения иловой смеси применяются вертикальные отстойники диаметром 4—9 м, продолжительность пребывания сточных вод в них 1,8—2,4 ч. В качестве контактных резервуаров используются вертикальные отстойники диаметром 2—6 м, продолжительность контакта составляет 0,5—1,2 ч.

В нашем случае в соответствии с типовым проектом 902-2-256 (производительность циркуляционного окислительного канала 700 м³/сут) принимаем один отстойник диаметром 9 м и один контактный резервуар диаметром 6 м. Перед циркуляционным окислительным каналом устанавливаем две решетки-дробилки РД 200.

Пример 3.19. Рассчитать капельный биофильтр при следующих исходных данных: расход сточных вод $Q = 850$ м³/сут, $БПК_{полн}$ поступающих сточных вод $L_a = 200$ мг/л, $БПК_{полн}$ очищенных сточных вод $L_t = 19$ мг/л, среднезимняя температура сточных вод $T = 12$ °С, среднегодовая температура воздуха $T_{возд} = 5$ °С.

Решение. Определяем коэффициент K по формуле (3.28)

$$K = 200/19 = 10{,}5.$$

По табл. 3.9 в зависимости от среднезимней температуры сточных вод T и высоты слоя загрузочного материала H находим ближайшее значение $K_{табл}$. Принимаем $H = 2$ м и находим $K_{табл} = 10{,}7$. При этих условиях гидравлическая нагрузка $q = 2$ м³/(м²·сут).

Площадь биофильтров находим по формуле (3.29)

$$F = 850/2 = 425 \text{ м}^2.$$

Принимаем четыре секции прямоугольной формы в плане биофильтра с размерами сторон $A \times B = 9 \times 12$ м и высотой $H = 2$ м. Площадь одной секции $F' = 108$ м², а объем $V' = 216$ м³.

В соответствии со среднегодовой температурой воздуха $T_{возд} = 5$ °С и производительностью $Q = 850$ м³/сут биофильтры располагаем в неотапливаемом помещении облегченной конструкции.

Пример 3.20. Рассчитать водораспределительную систему капельного биофильтра при следующих исходных данных: расход сточных вод $Q = 900$ м³/сут, на станции биофильтрации запроектировано четыре секции биофильтров высотой $H = 2$ м, размером $A \times B = 15 \times 15$ м каждая.

Решение. В соответствии с исходными данными выбираем спринклерную систему орошения биофильтра, расчет которой сводится к определению расхода воды из каждого разбрызгивателя (спринклера), необходимого их числа, диаметра разводящей сети, объема и времени работы дозирующего бака. Расчеты ведутся по максимальным расходам. Максимальный расход сточных вод на каждую секцию биофильтра

$$Q_{макс} = QK_{общ}/(4 \cdot 24) = 900 \cdot 2{,}73/(4 \cdot 24) = 25{,}6 \text{ м}^3/\text{ч} = 7{,}1 \text{ л/с}.$$

При расчете водораспределительной сети начальный свободный напор у разбрызгивателей принимается около 1,5 м, конечный — не менее 0,5, диаметр отверстий разбрызгивателя 18—32 мм, высота расположения головки разбрызгивателя над поверхностью загрузки 0,15—0,2 м, период орошения при $Q_{макс}$ равен 5—6 мин.

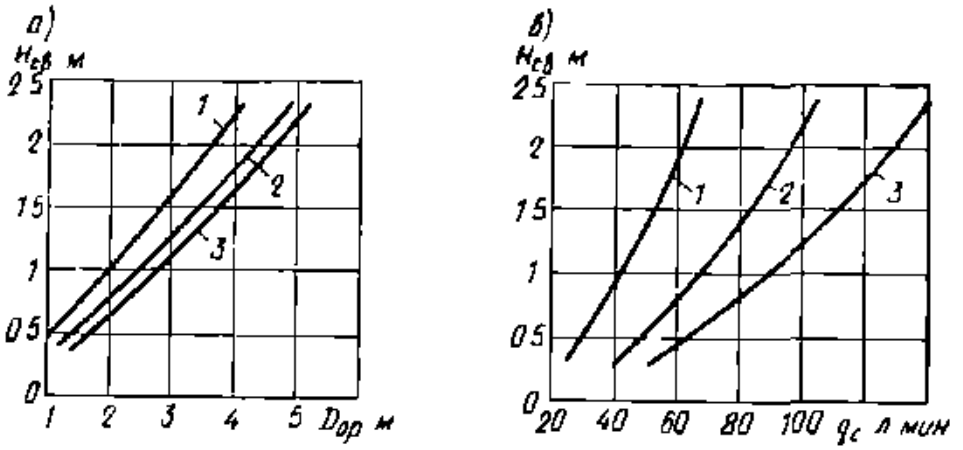


Рис. 3.16. Зависимости $D_{ор}$ и $q_с$ от $H_{св}$
1 — при $d_{отв}$ = 19 мм; 2 — при $d_{отв}$ = 9 мм; 3 — при $d_{отв}$ = 4,5 мм

Принимаем статический напор у разбрызгивателей $H_{стат}$ = 2 м, высота расположения головки над поверхностью биофильтра 0,15 м, диаметр отверстий спринклерной головки $d_{отв}$ 19 мм. Водораспределительная сеть — на глубине 0,5 м от поверхности биофильтра.

Потери напора в сети для предварительного расчета принимаем равными 25 % общего напора и подсчитываем максимальный свободный напор у головки спринклера

$$H_{св} = 0,75 \cdot 2 - 1,5 \text{ м}$$

Каждый разбрызгиватель орошает вокруг себя площадь радиусом $R_{ор}$, значение которого зависит от свободного напора у разбрызгивателя. По рис. 3.16 *а* при $H_{св}$ = 1,5 м определим диаметр и радиус круга орошения $D_{ор}$ 2,8 м, $R_{ор}$ = 1,4 м; по рис. 3.16 *б* — максимальный расход спринклера $q_{с\,макс}$ = 0,88 л/с.

Спринклеры располагают в шахматном порядке на расстоянии $l_с$ = 1,73 $R_{ор}$ 1,73 · 1,4 = 2,4 друг от друга в каждом ряду, расстояние между рядами $l_р$ = 1,5 $R_{ор}$ = 1,5 · 1,4 = 2,1 м.

Подсчитаем число рядов спринклеров в секции биофильтра и число спринклеров в одном ряду $n_с$

$$n_р = A/l_р = 15/2,1 = 7,2$$

$$n_с = B/l_с = 15/2,4 = 6,2$$

Общее число рядов принимаем $n_р$ = 8, а число спринклеров в каждом ряду с учетом их расположения в шахматном порядке по 6 и по 7 (соответственно в нечетных и четных рядах). Общее число спринклеров в одной секции биофильтра составит $n_о$ 6,4 + 7,4 = 52. Расстояние между рядами назначаем $l_р$ = 2 м, а между спринклерами в каждом ряду $l_с$ = 2,4 м. Разводящую сеть устраиваем из чугунных труб и рассчитываем с учетом восстановительного напора и местных сопротивлений

$$h = \Sigma \frac{\lambda l}{D} \frac{v_k}{2g} + \Sigma \zeta \frac{v_n}{2g} - \Sigma \frac{v_{k+1} - v}{2g}$$

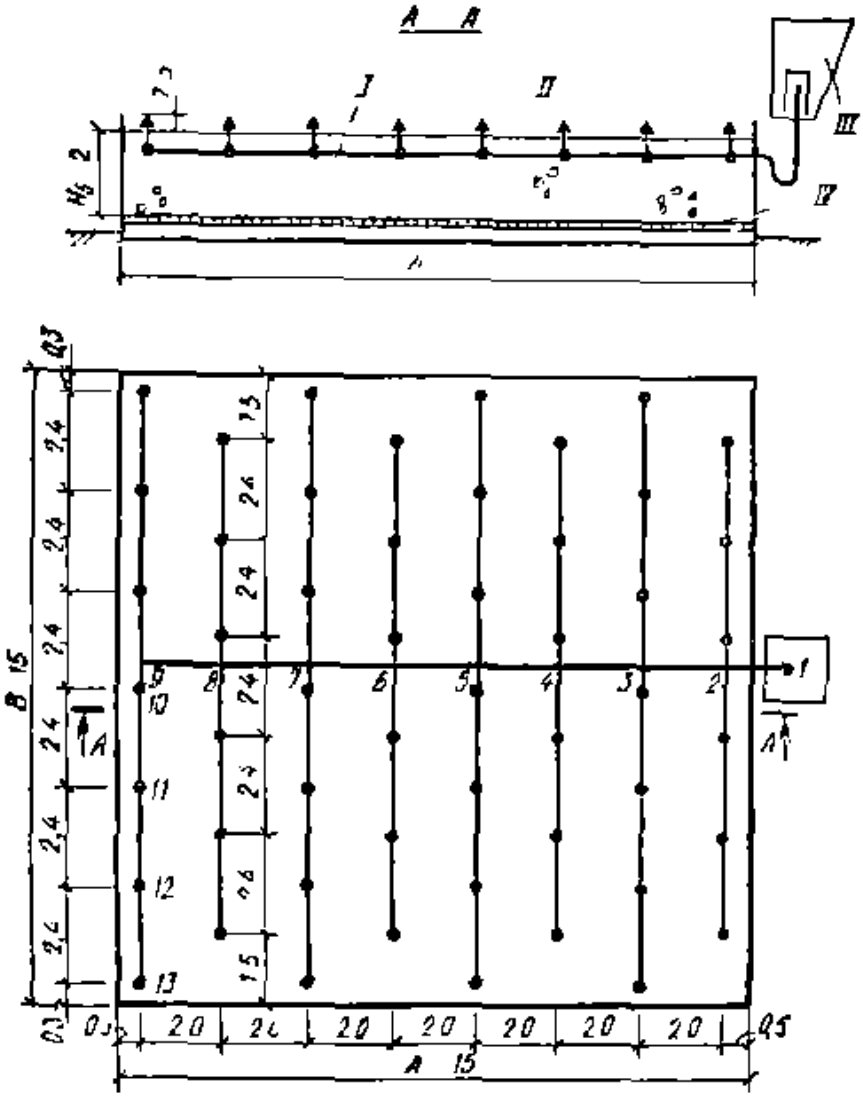


Рис 8 17 Водораспределительная сеть капельного биофильтра
I — фильтрующая загрузка *II* — водораспределительная сеть *III* — дозирующий бак *IV* — дренажное устройство *1—13* — расчетные точки

где l/D — параметр характеризующий потери напора по длине трубопровода $(v_{k+1} - v_k)/(2g) = h_в$ (здесь $h_в$ — восстановительный напор) v_{k+1} v_k — скорости движения воды в распределительных трубопроводах до и после ответвления

Потери напора для принятой схемы водораспределительной сети (рис 3 17) определяем для наиболее удаленного от дозирующего бака разбрызгивателя при скорости движения воды в магистральной трубе до 1 м/с а в разводящих трубах на которых установлены *стояки с разбрызгивателями* — до 0 75 м/с

Расчет распределительной сети сводим в табл 3 27*

---

* Шевелев Ф А Таблицы для гидравлического расчета стальных чугунных и других труб — М, 19 3

ТАБЛИЦА 39? РАСЧЕТ ВОДОРАСПРЕДЕЛИТЕЛЬНОЙ СЕТИ БИОФИЛЬТРА

Обозначение участков и точек (см рис 3 17)	Расход л с	Диаметр труб мм	Скорость м с	Длина участка	Вид местного сопротивления	$h_{дл}$ на единицу длины м	$h_{дл}$ на весь участок м	k	$h_м$ м	$h_в$ м
1	40 7	250	0 91	—	Вход в сборник	—	—	2	0 10э	—
1—2	40 7	250	0 91	2	—	0 0034	0 012	—	—	—
2	4 7—40 48	250	0 91—0 81	—	Крестовина	—	—	1	0 043	1 009
2—3	40 48	250	0 81	4	—	0 0044	0 009	—	—	—
3	40 48—34 32	250	0 81—0 69	—	Крестовина	—	—	1	0 033	009
3—4	34 32	250	0 69	4	—	0 0033	0 007	—	—	—
4	34 32—29 04	250	0 69—0 58	—	Крестовина	—	—	1	0 024	0 007
4—5	29 04	250×200	0 3	2	Переход	0 0072	0 014	0	0 008	—
5	29 04—22 88	200	0 9—0 71	—	Крестовина	—	—	1	0 041	0 016
5—6	22 8	200	0 71	2	—	0 0047	0 009	—	—	—
6	22 88—17 6	200	0 71—0 54	—	Крестовина	—	—	1	0 026	0 011
6—7	17 6	200×150	0 98	2	Переход	0 0118	0 023	0	0 009	—
7	17 6—11 44	150	0 96—0 63	—	Крестовина	—	—	1	0 047	0 027
7—8	11 44	150	0 63	2	—	0 0054	0 011	—	—	—
8	11 44—6 16	150	0 63—0 34	—	Крестовина	—	—	1	0 02	0 014
8—9	6 16	150×100	0 76	2	Переход	0 0126	0 025	1	0 006	—
9	6 16—3 6	100	0 76—0 44	—	Тройник	—	—	1 5	0 045	0 02
9—10	3 62	100×80	0 65	0 7	Переход	0 0128	0 009	0 2	0 004	—
10	3 62—2 64	80	0 65—0 5	—	Тройник	—	—	1 5	0 01	0 009
10—11	2 64	80	0 5	2 4	—	0 0077	0 019	—	—	—
11	09—1 76	80	0 5—0 33	—	Тройник	—	—	0 5	0 006	0 007
11—12	1 76	80	0 33	2 4	—	0 0037	0 009	—	—	—
12	1 6—0 88	80	0 33—0 17	—	Тройник	—	—	0 5	0 003	0 001
12—13	0 88	50×50	0 4	2 1	Переход	0 0166	0 025	0	0 003	—
13 — головка дождевателя	0 88	50	0 42	0 7	Тройник	0 0104	0 007	0 5	0 007	—
							$\Sigma h_{дл} =$ =0 179 м		$\Sigma h_м =$ =0 43 м	$\Sigma h_в =$ = 1 1 м

Сумма потерь напора в водораспределительной сети

$$h = h_{дл} + h_м - h_п = 0,179 + 0,437 - 0,133 = 0,483 \text{ м}$$

Свободный напор у головки спринклера

$$H_{св} = H_{общ} - h = 2 - 0,483 = 1,517 \text{ м},$$

что практически не отличается от предварительно принятого H = 1,5 м. Если отличие будет значительным, то следует произвести полный перерасчет распределительной сети.

Минимальный суммарный расход через спринклеры должен *быть больше максимального притока в бак* $Q_{макс}$, *в противном* случае спринклеры будут работать непрерывно, что приведет к неравномерному орошению и ухудшению работы биофильтра

$$q_{с\ мин} \geqslant 1,5Q_{макс} = 1,5\ 7,1 = 10,65 \text{ л/с}.$$

Минимальный свободный напор у спринклера $H_{св}$ должен быть не менее 0,5 м. В этом случае расход через один спринклер $q_{с\ мин}$ составит 29 л/мин, или 0,5 л/с (см. рис. 3.16, *б*), а суммарный расход

$$q_{с\ мин} = q'_{с\ мин} n_б = 0,5 \cdot 52 = 26 \text{ л/с} > 1,5Q_{макс}.$$

Потери напора при минимальном расходе, м,

$$h_{мин} = h \left(q_{с\ мин}/q_{с\ макс}\right)^2 = 0,483\ (0,5/0,88)^2 = 0,156 \text{ м}.$$

Тогда рабочая глубина дозирующего бака будет

$$H_{раб} = H_{общ} - (H_{св\ мин} + h_{мин}) = 2 - (0,5 + 0,16) = 1,34 \text{ м}$$

При среднем расходе через спринклеры, обслуживаемые дозировочным баком,

$$q_{ср} = \left(q'_{с\ макс} + q'_{с\ мин}\right) n_б \cdot 1,1/2 = (0,88 + 0,5)\ 52\ 1,1/2 = 39,5 \text{ л/с},$$

объем дозирующего бака

$$V_{бак} = (q_{ср} - Q_{макс})\, t_{оп}\ 60 = (39,5 - 7,1)\ 2\ 60 = 3888 \text{ л} = 3,88 \text{ м}^3,$$

где $t_{оп}$ = 1–5 мин — продолжительность опорожнения бака.

Определяем продолжительность наполнения бака $t_{нап}$ и полный цикл его работы t

$$t_{нап} = V/q_{макс} = 3888/7,1 = 9,13 \text{ мин},$$

$$t = t_{нап} + t_{оп} = 9,13 + 2 = 11,13 \text{ мин}$$

На капельных биофильтрах период орошения при максимальном притоке сточных вод должен быть не менее 5—6 мин, что в нашем случае соблюдается.

Пример 3.21. Рассчитать высоконагружаемый биофильтр при $БПК_{полн}$ поступающих сточных вод L_a = 180 мг/л, $БПК_{полн}$ очищенных сточных вод L_t = 20 мг/л, среднезимняя температура сточных вод T = 10 °С.

Решение. Определяем коэффициент K по формуле (3.28)

$$K = 180/20 = 9$$

Высоту биофильтра находим для двух значений объема подаваемого воздуха $B_{1д}$ при гидравлической нагрузке q = 10 м³/(м² сут)

1 При $B_{уд}=8$ м³/м³ из табл 3 10 следует что при высоте биофильтра $H_1=3$ м $K=6$ 2 а при $H_2=4$ м $K=10$ 4 Так как 6 2<9 то при высоте биофильтра $H=3$ м необходима рециркуляция

По формуле (3 30) определяем $L_{см}$ по формуле (3 31) — коэффициент рециркуляции n_1 а по формуле (3 32) — площадь биофильтров F_1

$$L_{см1} = 6,2\ 20 = 124\ мг/л$$

$$n_{р1} = (180 - 124)/(124 - 20) = 0,54,$$

$$F_1 = 28\,000\,(0\ 54 + 1)/10 = 4312\ м^2$$

При $H=4$ м рециркуляции не требуется и площадь биофильтров составит

$$F_2 = Q/q = 28\,000/10 = 2800\ м^2.$$

Объемы фильтрующей загрузки соответственно будут

$$V_1 = F_1 H_1 = 4312\ 3 = 12\,936\ м^3,$$

$$V_2 = F_2 H_2 = 2800\ 4 = 11\,200\ м^3$$

2 При $B_{уд}=12$ м³/м³ из табл 3 10 следует, что при высоте биофильтра $H_3=3$ м $K=8$ 35 а при $H_4=4$ м $K=14$ 8

Следовательно при $H_3=3$ м необходима рециркуляция Расчеты производят аналогично как для $B_{уд}=8$ м³/м³

$$L_{см3} = 8\ 35\ 20 = 167\ мг/л$$

$$n_{р3} = (180 - 167)/(167 - 20) = 0,09,$$

$$F_3 = 28\,000\,(0,09 + 1)/10 = 3052\ м^2$$

При $H_4=4$ м рециркуляции не требуется и $F_4=2800$ м² Объемы фильтрующей загрузки соответственно составляют $V_3=9156$ м³ и $V_4=11\,200$ м³ Окончательный выбор варианта следует принимать на основе технико экономического расчета

Принимаем $B_{уд}=8$ м³/м³, $H=4$ м и к проектированию назначаем четыре биофильтра $D=30$ м с общим объемом фильтрующей загрузки $V=11\,304$ м³

Расход воздуха

$$B_{общ} = B_{уд} Q = 8\ 28\,000 = 224\,000\ м^3/сут$$

Для подачи воздуха в высоконагружаемые биофильтры устанавливаем два рабочих и один резервный вентиляторы низкого давления ЭВР 5 производительностью по воздуху 5000 м³/ч и напором до 80 мм (табл 3 28)

Пример 3 22 Рассчитать высоконагружаемый биофильтр при следующих исходных данных расход смеси производственных и бытовых сточных вод $Q=6500$ м³/сут $БПК_{полн}$ поступающих сточных вод $L_a=450$ мг/л $БПК_{полн}$ очищенных сточных вод $L_t=25$ мг/л среднеянварская температура сточных вод $T=14$ °С

Решение Подсчитаем величину K

$$K = 300/L_t = 300/25 = 12$$

Из табл 3 10 по показателям T и K находим что при удельном расходе воздуха $B_{уд}=12$ м³/м³ и высоте биофильтра $H=4$ м гидравлическая нагрузка $q_1=20$ м³/(м³ сут)

Рассмотрим другой вариант при $K=11,7$ нагрузка $q_2=10$ м³/(м³ сут), $H_3=3$ м и $B_{уд}=12$ м³/м³.

ТАБЛИЦА 3.28. ХАРАКТЕРИСТИКИ ВЕНТИЛЯТОРОВ НИЗКОГО ДАВЛЕНИЯ

Марка вентилятора	Производительность, м³/ч	Напор, мм	Мощность двигателя, кВт
ЭВР 2	200—2 000	15—70	0,25—1
ЭВР 3	400—4 000	15—60	1—1,7
ЭВР 4	700—8 000	10—100	1,7—7
ЭВР 5	1 500—10 000	15—90	2,8—7
ЦЧ 70 № 2,5	300—2 000	10—50	0,27—0,6
ЦЧ 70 № 3	400—3 800	10—90	0,6—1
ЦЧ 70 № 4	600—4 500	8—50	0,6—1
ЦЧ 70 № 5	1 000—8 500	8—80	1—1,7
ЦЧ 70 № 6	1 500—14 000	8—110	1,7—4,5
ЦЧ 70 № 7	2 000—20 000	8—120	2,8—10

Аналогично расчету приведенному в примере 3.21 вычисляем требуемые параметры для вариантов

первого

$$L_{см1} = 12\ 25 = 300\ мг/л$$

$$n_{1\,1} = (450 - 300)/(300 - 25) = 0\ 55$$

$$F_1 = 6500\ (0\ 55 + 1)/20 = 503\ 8\ м$$

$$V_1 = 503\ 8\ 4 = 2015\ м^3$$

второго

$$L_{см2} = 11\ 7\ 25 = 292{,}5\ мг/л$$

$$n_{1\,2} = (450 - 292\ 5)/(292{,}5 - 25) = 0\ 59$$

$$F_2 = 6500\ (0\ 59 + 1)/10 = 1033\ 5\ м^2$$

$$V_2 = 1033\ 5\ 3 = 3100\ 5\ м^3$$

Выбираем первый вариант и подсчитываем общий расход воздуха

$$B_{общ} = B_{уд} Q = 12\ 6500 = 78\,000\ м^3/сут$$

Принимаем два биофильтра диаметром $D = 18$ м с общим объемом фильтрующей загрузки 2032 м³. Для подачи воздуха устанавливаем один рабочий и один резервный вентиляторы низкого давления ЦЧ 70 № 3 производительностью 3800 м³/ч и напором 90 мм (см. табл. 3.28).

Пример 3.23. Рассчитать реактивные оросители для высоконагружаемых биофильтров (аэрофильтров) при следующих исходных данных: расчетный расход сточных вод $q_{общ} = 0{,}12$ м³/с; число биофильтров — два (рис. 3.18); диаметр биофильтра D 12 м; высота загрузки $H = 4$ м.

Решение. Расчет реактивного оросителя состоит в определении его размеров, числа распределительных труб, числа отверстий на распределительных трубах, расстояний между отверстиями, числа оборотов оросителя и напора воды, обеспечивающего необходимые скорости истечения воды из отверстий оросителя.

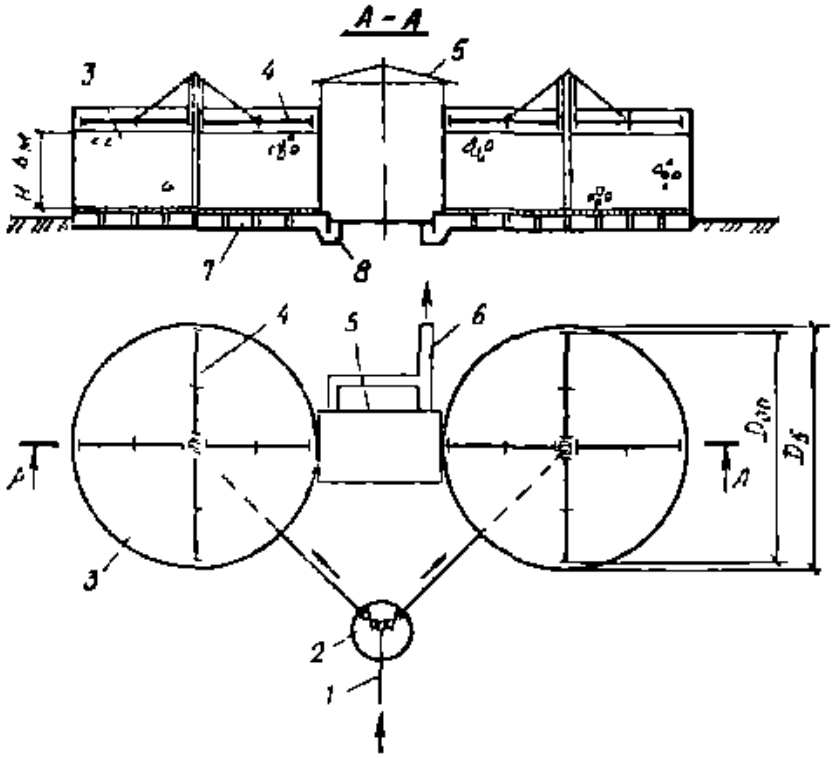


Рис 3 18 Высоконагружаемые биофильтры (аэрофильтры) с реактивными оросителями

1 — подача сточных вод *2* — распределительная камера *3* — фильтрующая загрузка *4* — реактивный ороситель *5* — вентиляционная камера *6* — лотки для отвода сточных вод *7* — дренажное устройство *8* — гидрозатвор

Диаметр реактивного оросителя

$$D_{пр} = D - 0,2 = 12 - 0,2 = 11,8 \text{ м}$$

В каждом оросителе принимаем по четыре распределительных трубы и определяем их диаметр $D_{тр}$ при условии движения жидкости в начале трубы *v* свыше 0 6 м/с, но не более 1 м/с

$$D_{тр} = \sqrt{\frac{4q_{0г\,ш}\ 0,5}{4\pi v}} = \sqrt{\frac{4\ 0,12\ 0\ э}{4\ 3,14\ 1}} = 0,138 \approx 0,15 \text{ м}$$

Число отверстий на каждой распределительной трубе $n_{отв}$ находим из условия скорости истечения из отверстий не менее 0,5 м/с, а диаметра отверстий $d_{тв}$ не менее 10 мм

$$n_{отв} = \frac{1}{1 - (1 - 80/D_{ор})^2} = \frac{1}{1 - (1 - 80/11\,800)^2} = 74$$

Расстояние до любого отверстия от оси реактивного оросителя

$$r_i = R_{ор}\sqrt{i/n_{отв}}$$

где $R_{ор}$ — радиус оросителя, мм, i — порядковый номер отверстия от оси реактивного оросителя

Тогда

$$r_1 = 5900\sqrt{1/74} = 686 \text{ мм}; \quad r_2 = 970 \text{ мм}$$

$$r_{10} = 2169 \text{ мм}; \quad r_{20} = 3067 \text{ мм}; \quad r_{30} = 5738 \text{ мм и т д}$$

Частота вращения реактивного оросителя

$$n_0 = \frac{34,8 \cdot 10^6}{n_{отв} d_{отв}^4 D_{ор}} \frac{q}{4} = \frac{34,8 \cdot 10}{74 \cdot 15^4 \cdot 11\,800} \frac{60}{4} = 2,66 \text{ мин}^{-1},$$

где $d_{отв} = 15$ мм

Требуемый напор у реактивного оросителя при четырех распределительных трубах определяется по формуле

$$h_{ор} = \left(\frac{q}{4}\right)^2 \left(\frac{256 \cdot 10^6}{d_{отв}^4 n_{отв}^2} - \frac{81 \cdot 10^8}{D_{тр}^4} + \frac{294 D_{ор}}{k^2 \cdot 10^4}\right),$$

где k — модуль расхода, вычисляемый по формуле $k = \left(\pi D_{тр}^2 C \sqrt{R}\right)/4$ (здесь C — коэффициент сопротивления, определяемый по формуле Н Н Павловского, R — гидравлический радиус распределительной трубы реактивного оросителя)

В табл 3 29 приведены значения k для труб диаметром 50—250 мм Подсчитаем требуемый напор

$$h_{ор} = \left(\frac{60}{4}\right)^2 \left(\frac{256 \cdot 10^6}{15^4 \cdot 74^2} - \frac{81 \cdot 10^8}{150^4} + \right.$$

$$\left. + \frac{294 \cdot 11\,800}{134^2 \cdot 10^4}\right) = 225\,(0,9 - 0,16 + 0,19) = 209 \text{ мм} \approx 0,21 \text{ м}$$

ТАБЛИЦА 3 29 ЗНАЧЕНИЕ ВЕЛИЧИНЫ k

$D_{тр}$ мм	k, л с	$D_{тр}$ мм	k, л с	$D_{тр}$ мм	k, л с	$D_{тр}$ мм	k л с
50	6	100	43	150	134	200	300
75	19	125	86,5	175	209	250	660

В соответствии с данными [6] назначаем $h_{ор} = 0,5$ м Таким образом, в каждом биофильтре принимаем реактивные оросители $D_{ор} = 11,8$ м с четырьмя распределительными трубами $D_{тр} = 150$ мм и размещаем их на 0,2 м выше поверхности загрузочного материала

Пример 8.24. Рассчитать биофильтр с плоскостной загрузкой при следующих исходных данных расход сточных вод $Q = 8650$ м³/сут БПК$_5$ поступающих сточных вод $L_a = 160$ мг/л БПК$_5$ очищенных сточных вод $L_t = 15$ мг/л, среднезимняя температура сточных вод $T = 12$ °С

Решение Выбираем загрузочный материал из чередующихся плоских и гофрированных полиэтиленовых листов с удельной площадью поверхности $S_{уд} = 100$ м²/м³ и пористостью $P = 94$ %

Для расчета можно воспользоваться табл 3 30 или табл 3 31, составленных для блочной пластмассовой загрузки с пористостью 93—96 %, удельной площадью поверхности 90—110 м²/м³ и БПК$_5$ поступающей сточной воды до 200 мг/л

ТАБЛИЦА 330. ДОПУСТИМАЯ ГИДРАВЛИЧЕСКАЯ НАГРУЗКА $q_{гв}$ м³/(м² сут), НА БИОФИЛЬТРЫ С ПЛОСКОСТНОЙ ЗАГРУЗКОЙ

Эффект очистки, %	Высота слоя загрузки, H, м	Нагрузка, м³/(м² сут) при среднезимней температуре сточных вод, °С			
		8	10	12	14
90	3	6,3	6,8	7,5	8,2
85		8,4	9,2	10	11
80		10,2	11,2	12,3	13,3
90	4	8,3	9,1	10	10,9
85		11,2	12,3	13,5	14,7
80		13,7	15	16,4	17,9

ТАБЛИЦА 331. ДОПУСТИМАЯ ОРГАНИЧЕСКАЯ НАГРУЗКА НА БИОФИЛЬТР С ПЛОСКОСТНОЙ ЗАГРУЗКОЙ

$БПК_{полн}$ очищенной сточной воды, мг/л	Нагрузки по $БПК_{полн}$, кг/(м³ сут), при высоте слоя загрузки, м					
	3			4		
	при среднезимней температуре сточной воды, °С					
	10—12	13—15	16—20	10—12	13—15	16—20
15	1,15	1,3	1,55	1,5	1,75	2,1
20	1,35	1,55	1,65	1,8	2,1	2,5
25	1,65	1,85	2,2	2,1	2,45	2,9
30	1,85	2,1	2,5	2,45	2,85	3,4
40	2,15	2,5	3	2,9	3,2	4

Поскольку требуемый эффект очистки составляет 90 %, высоту слоя загрузки назначаем равной $H = 4$ м. По табл. 330 при среднезимней температуре $T = 12$ °С определим допустимую гидравлическую нагрузку $q_{гв} = 10$ м³/(м³·сут). Далее находим необходимый объем загрузочного материала биофильтра V и площадь биофильтра F

$$V = Q/q_{гв} = 8650/10 = 865 \text{ м}^3;$$

$$F = V/H = 865/4 = 216 \text{ м}^2.$$

Назначаем две секции биофильтров круглой формы в плане и определяем их диаметр:

$$D = \sqrt{\frac{F \cdot 4}{2\pi}} = \sqrt{\frac{216 \cdot 4}{2 \cdot 3,14}} = 11,1 \text{ м}$$

Принимаем два биофильтра диаметром 12 м каждый и размещаем их в отапливаемом помещении.

Для расчета биофильтров можно воспользоваться табл 3.31 По требуемой $БПК_5$ очищенной сточной воды $L_t = 15$ мг/л, известной среднезимней температуре сточной воды $T = 12$ °С и принятой величине $H = 4$ м находим, что допустимая органическая нагрузка $M = 1.5$ кг/(м³·сут) = 1500 г/(м³·сут)

Далее находим допустимую гидравлическую нагрузку

$$q_0 = M/L_a = 1500/150 = 10 \text{ м}^3/(\text{м}^3 \cdot \text{сут}),$$

и затем подсчитываем конструктивные размеры биофильтра и назначаем их число

Пример 3.25. Рассчитать биофильтр с плоскостной загрузкой при следующих исходных данных расход сточных вод $Q = 48\,000$ м³/сут $БПК_5$ поступающей сточной воды $L_a = 250$ мг/л; $БПК_5$ очищенной сточной воды $L_t = 30$ мг/л, среднезимняя температура сточных вод $T = 16$ °С

Решение Выбираем загрузочный материал из чередующихся гофрированных асбестоцементных листов с удельной площадью поверхности $S_{уд} = 60$ м²/м³ и пористостью $P = 80$ % Высоту слоя загрузки назначаем $H = 6$ м По табл 3.12 находим значение критериального комплекса $\eta = 1.2$, а по формуле (3.35) подсчитываем K_T

$$K_T = 0,2 \cdot 1,047^{16-20} = 0,166$$

Определяем допустимую нагрузку по органическим загрязнениям $M_п$ по формуле (3.38) и гидравлическую нагрузку q_a по формуле (3.39)

$$M_п = 80 \cdot 6 \cdot 0,166/1,2 = 66,4 \text{ г/(м}^3 \cdot \text{сут)},$$

$$q_п = 66,4 \cdot 60/250 = 15,9 \text{ м}^3/(\text{м}^3 \cdot \text{сут}).$$

Необходимый объем загрузки биофильтров V и их площадь F находим по формулам

$$V = Q/q_п = 48\,000/15,9 = 3019 \text{ м}^3,$$

$$F = V/H = 3019/6 = 503 \text{ м}^2.$$

Назначаем четыре секции биофильтров круглой формы в плане и определяем их диаметр

$$D' = \sqrt{\frac{F}{4}\frac{4}{\pi}} = \sqrt{\frac{503}{4}\frac{4}{3,14}} = 12,6 \text{ м},$$

принимаем четыре биофильтра диаметром по 12 м

Как вариант можно принять две секции биофильтров, тогда их диаметр

$$D'' = \sqrt{\frac{F}{2}\frac{4}{\pi}} = \sqrt{\frac{503}{2}\frac{4}{3,14}} = 17,9 \text{ м}$$

Окончательно принимаем два биофильтра $D = 18$ м (общий объем 3060 м³), поскольку в первом случае биофильтры будут работать с перегрузкой и не обеспечат требуемый эффект очистки

Пример 3.26. Рассчитать погружной дисковый биофильтр для очистки сточных вод спиртокрахмального завода при следующих исходных данных расход сточных вод $Q = 500$ м³/сут, $БПК_{полн}$ поступающей сточной воды $L_a = 700$ мг/л, $БПК_{полн}$ очищенной сточной

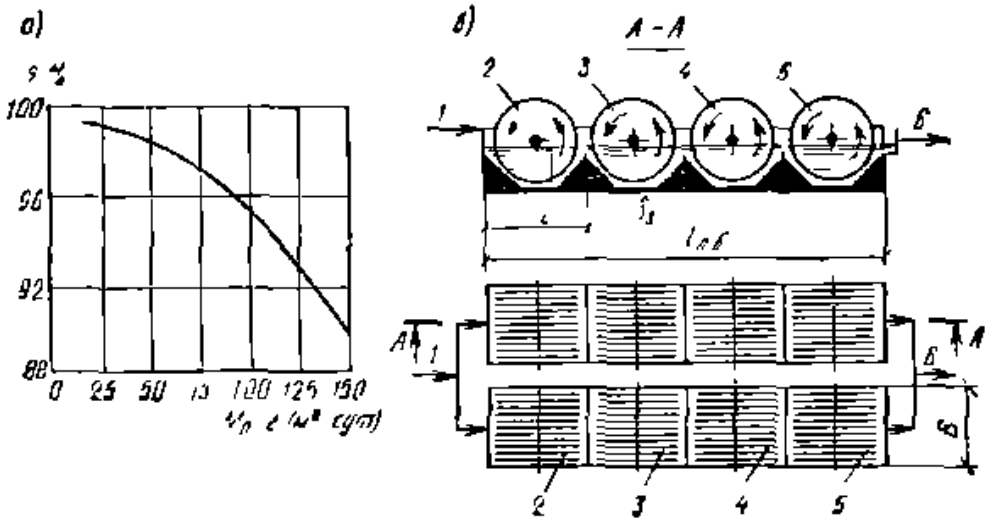


Рис. 3.19. Погружной дисковый биофильтр
а — зависимость $Э=f(M_п)$; б — схема биофильтра; 1 — подача сточных вод; 2, 3, 4, 5 — соответственно I, II, III и IV ступени погружного дискового биофильтра; 6 — выпуск обработанных сточных вод

воды $L_1=20$ мг/л, среднезимняя температура сточных вод $T=18$ С $K_{общ}=1$

Решение. На основании проведенных исследований по очистке сточных вод спиртово-крахмальных заводов на четырехступенчатых погружных дисковых биофильтрах была найдена зависимость между эффектом очистки Э, %, и усредненной нагрузкой по $БПК_{полн}$ на 1 м площади поверхности дисков в сутки $M_п$, г/(м² сут) (рис. 3.19, *а*).

Требуемый эффект очистки

$$Э = \frac{L_0 - L_1}{L_0} 100 = \frac{700 - 20}{700} 100 = 97\%.$$

По графику зависимости $Э=f(M_п)$ найдем допустимую нагрузку по $БПК_{полн}$ на 1 м² площади поверхности дисков

$$M_п = 75 \text{ г } БПК_{полн}/(м^2 \cdot сут)$$

Общая площадь дисков

$$F_{общ} = L_0 Q/M_п = 700\ 500/75 = 4667 \text{ м}^2.$$

Конструктивно принимаем диаметр диска $D_д=2{,}5$ м, в этом случае его рабочая поверхность с обеих сторон будет

$$F_д = 2\pi D_д^2/4 = 2 \cdot 3{,}14 \cdot 2{,}5^2/4 = 9{,}8 \text{ м}^2.$$

Необходимое число дисков

$$n_д = F_{общ}/F_д = 4667/9{,}8 = 476.$$

Принимаем установку погружного дискового биофильтра, состоящую из двух секций по четыре ступени в каждой секции (рис. 3.19, *б*), и определяем ее конструктивные размеры

число дисков в одной ступени

$$n' = n_д/8 = 476/8 = 59{,}5 \approx 60$$

ширина секции погружного биофильтра

$$B = 0{,}1 + \delta_1 n' + \delta_2 (n' - 1) = 0{,}1 + 0{,}01\ 60 + \\ + 0{,}02\ (60 - 1) = 1{,}88\ м,$$

где δ_1 — толщина диска зависящая от материала принимаем по ливанит хлоридные листы $\delta = 0{,}01$ м δ_2 — расстояние между дисками принимается равным 0 015—0 03 м

длина секции погружного биофильтра

$$l_{п\,б} = n_c\, l_c = n_c\, (0{,}2 + D_д) = 4\ (0{,}2 + 2{,}5) = 10{,}8\ м,$$

где n_c — число ступеней в секции l_c — длина одной ступени

Рабочую глубину секции погружного биофильтра принимаем $H = 0{,}4 \div 0{,}5 D_д$ частоту вращения вала с дисками $n_0 = 2—5$ мин$^{-1}$, расстояние от нижней кромки дисков до дна секции $\delta_3 = 3 \div 5$ см

Пример 3 27* Требуется произвести реконструкцию биофильтров на действующих очистных сооружениях при следующих исходных данных расход городских сточных вод поступающих на очистные сооружения, $Q_{гор} = 15\,270$ м^3/сут БПК$_5$ — осветленных сточных вод $L_{гор} = 275$ мг/д, среднезимняя температура сточных вод $T = 12$ °С.

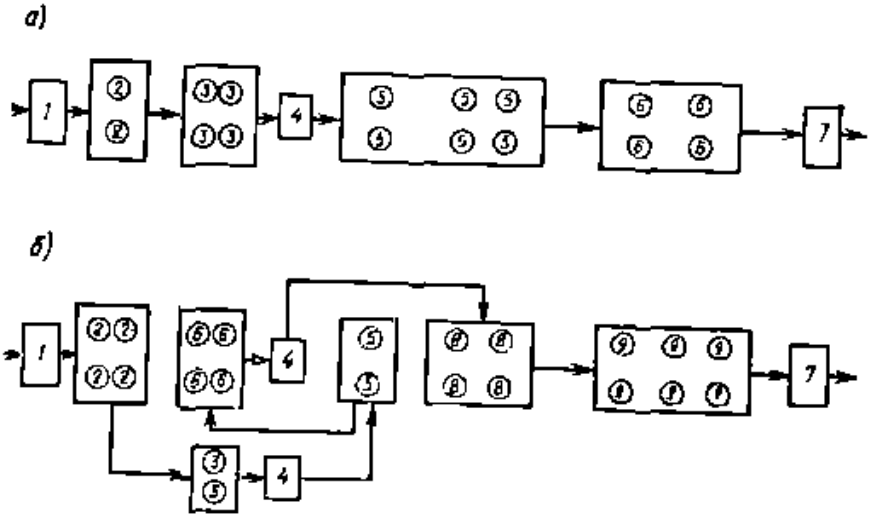


Рис 3 20 Станции биофильтрации

а — до реконструкции б — после реконструкции *1* — решетки *2* — песколовки *3* — первичные отстойники *4* — насосная станция *5* — биофильтры I ступени *6* — вторичные отстойники *7* — сооружения по дезинфекции сточных вод *8* — биофильтры II ступени *9* — третичные отстойники

На очистных сооружениях (рис 3 20 *а*) эксплуатируется шесть аэрофильтров с гравийной загрузкой высота слоя которой $H = 4$ м диаметр биофильтров $D = 18$ м БПК$_5$ очищенных сточных вод $L_1 = 20$ мг/л На очистные сооружения предполагается равномерная подача высококонцентрированных сточных вод от промышленного предприятия в количестве $Q_{пр} = 12\,000$ м^3/сут с БПК$_5$ после меха

* Пример составлен при участии инж А Л Полатова

нической очистки $L_{пр}=1250$ мг/л и среднезимней температуре $T=12$ °С. Требуемая $БПК_5$ очищенной смеси городских и производственных сточных вод $L_1=20$ мг/л. На станции биофильтрации отсутствует резервная площадь для строительства сооружений биологической очистки.

Решение. В связи с увеличением концентрации загрязнений по $БПК_5$ обрабатываемых сточных вод целесообразно при реконструкции очистных сооружений перейти с одноступенчатой на двухступенчатую технологическую схему очистки, заменив объемный загрузочный материал в биофильтрах на плоскостной. В качестве первой ступени предварительно принимаем два биофильтра с плоскостной загрузкой ($n_1=2$) и качестве второй — четыре биофильтра ($n_2=4$) также с плоскостной загрузкой.

На первой ступени предполагается осуществлять грубую очистку на 50—75 %, дальнейшая глубокая очистка до требуемой величины $L_1=20$ мг/л будет осуществляться на второй ступени.

Для реконструкции биофильтров в данном случае можно использовать один из двух видов плоскостного загрузочного материала: *А* — из чередующихся гофрированных асбестоцементных листов ($S_{уд}$ 56 м²/м³, $P=80$ %); *Б* — из чередующихся гофрированных и плоских полиэтиленовых листов ($S_{уд}=90$ м²/м³, $P=92$ %).

Поскольку при решении задачи реконструкции биофильтров имеются ограничения по числу действующих биофильтров на каждой ступени и по качеству очищенных сточных вод, то целесообразнее вначале произвести расчет второй ступени биологической очистки, а затем первой.

Определим $БПК_5$ смеси городских и производственных сточных вод, поступающих на первую ступень биофильтров:

$$L_{см}=\frac{L_{гор}Q_{гор}+L_{пр}Q_{пр}}{Q_{гор}+Q_{пр}}=$$

$$=\frac{275\ 15\,270+1250\ 12\,000}{15\,270+12\,000}=704\ \text{мг/л}$$

Приняв, что на первой ступени снижение $БПК_5$ должно быть 50—75 % $БПК_5$ сточных вод, поступающих на вторую ступень L_2 составляет 50—25 % $L_{см}$ или $L_2=352-176$ мг/л.

$БПК_5$ сточных вод, прошедших очистку на второй ступени биофильтров с плоскостной загрузкой, рассчитываем по формуле, построенной на основе критериального комплекса η [8]

$$L_t=10^{2,18-0,385\eta},$$

по формулам (3.36) и (3.37)

$$\eta=\frac{PHK_T}{M_0}=\frac{PHK_T S_{уд}}{L_2 q_0}$$

Для проведения расчетов с изменяющимися параметрами P, H, $S_{уд}$ и L_t целесообразно использовать программируемые инженерные микрокалькуляторы. Самым простым и доступным микрокалькулятором является «Электроника Б3-21». В него может быть введена программа с максимальным числом шагов — 60, количество регистров памяти в нем — 7, кроме них еще имеется стековая память —

бятсек Более совершенными яиляются «Электроника МК 54» и ее базовая модель «Электроника БЗ 34»

Программа вводимая в микрокалькулятор представляет собой определенную последовательность команд которая задается ЭВМ и выполняется ею по определенной схеме (алгоритму) путем нажатия соответствующих клавиш микро ЭВМ в режиме программирования

Программа может быть а) линейной с выполнением всех команд строго последовательно по одной ветви б) разветвляющейся где вычисление происходит по нескольким ветвям в) циклической когда определенные фрагменты программы многократно повторяются до тех пор пока не будет получен результат с заданной степенью точности

По укрупненной блок схеме расчета осуществляется переход с постоянного значения поверхностной гидравлической нагрузки на значение объемной зависящем от высоты слоя загрузочного материала (блок 1) Затем определяются численное значение n (блок 2) и L_1 (блок 3) вычисленное значение L_1 сравнивается с требуемой $L = 20$ мг/л (блок 4) Логический блок (блок 5) необходим для контроля выполнения условия которое в нашем примере можно записать $L_1 - 20 \leqslant 0$ Если данное условие выполняется то на индикаторе высвечивается численное значение X $L_1 - 20$ если условие не выполняется то L_2 корректируется (блок 6) При каждом цикле прохождения программы через блок 6 значение L_2 уменьшается на 10 мг/л

Конечной целью вычислений является определение допустимой I сточных вод поступающих на вторую ступень биофильтров при которой обеспечивается необходимое конечное значение $L_1 = 20$ мг/л Для решения этой задачи на микрокалькуляторе БЗ 21 необходимо занести программу закрепив за каждым технологическим параметром I K_T H $S_{уд}$ q и P соответствующий регистр памяти 2 3 4 5 6 7 Температура сточных вод поступающих на биофильтры после их очистки на первичных отстойниках биофильтров первой ступени и вторичных отстойниках $T = 10$ °С Программу для вычислений по укрупненной блок схеме запишем в табличной форме (табл 3 32)

Перед введением программы микрокалькулятор переводится в режим программирования последовательным нажатием клавиш Р и РП после введения программы для перевода микрокалькулятора в режим работы необходимо последовательно нажать клавиши Р и РР

Значение L_2 в первом приближении принимаем $L_2 = 0{,}5 L_{ст} = 0{,}5 \cdot 704 = 352$ мг/л При температуре сточных вод $T = 10$ °С коэффициент $K_T = 0{,}126$

Определим гидравлическую нагрузку на единицу поверхности биофильтров второй ступени

$$q = \frac{Q_{гор} + Q_{пр}}{0{,}785 D^2 n_1} = \frac{15\,270 + 12\,000}{0{,}785 \cdot 18^2 \cdot 4} = 26{,}8 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ сут})$$

Численное значение q'' в процессе выполнения программы (блок 1) заменяется в шестом регистре памяти микрокалькулятора на значение объемной гидравлической нагрузки зависящей от неизвестной высоты слоя загрузки $q_0'' = q''/H$ м^3/(м^3 сут)

ТАБЛИЦА 332 ПРОГРАММА ДЛЯ ВЫЧИСЛЕНИЯ I

АК	НК	КК	АК	НК	КК	АК	НК	КК
01	16	62	30		36	55	1	13
02	*	06	31	*	06	60	0	01
03	F4	42	32	F2	22	61	X^y	34
04		36	33		36	62	2	24
05	P6	61	34	↑	06	63	0	01
10	F7	72	35	0	01	61	—	16
11	↑	06	40		46	65	P<0	1
12	Г4	42	41	3	34	70	Г7	2
13		26	42	8	24	71	С П	74
14	↑	06	43	5	54	72	F2	22
15	F5	52	44	×	26	73	↑	06
20	×	26	45	(	56	74	1	14
21	↑	06	50	2	24	75		11
22	F3	32	51		46	81	—	16
23	×	26	52	1	14	81	P2	21
24		06	53	8	81	82	БП	83
25	Г6	62	54	+	96	83	↑	06

Условные обозначения АК — адрес команды НК — нажатие клавиши КК — код команды

После ввода в микрокалькулятор программы и ввода в ячейки памяти числовых значений технологических параметров можно приступать к расчетам. Численное значение L_2 допустимое для конкретных технологических условий, вызывается на индикатор после остановки программы (на индикаторе высвечивается Y L_2-20) нажатием клавиши $F2$.

Результаты расчетов L_2 и требуемого эффекта очистки на первой ступени $Э_1$ сводим в табл. 333. При уменьшении слоя загрузки

ТАБЛИЦА 333 РЕЗУЛЬТАТЫ РАСЧЕТОВ L_2 мг/л И $Э_1$ %

Высота слоя загрузки	Показатели	Значения показателей для материала	
		А	Б
4	L_2	140	270
	$Э_1$	80	62
4,5	L_2	—	310
	$Э_1$	—	57
5	L_2	231	>350
	$Э_1$	67	<57

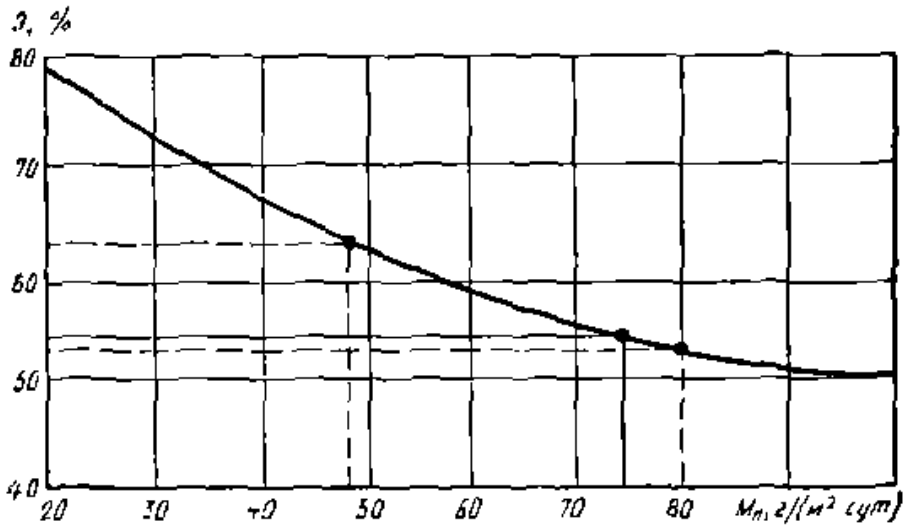


Рис 3 21 Зависимость $Э_1=f(M_{п})$

следует учитывать, что высота блока из асбестоцементных листов конструктивно равна 1 м, а из пластмассовых листов — 0,5 м

Расчеты показывают, что загрузочный материал из гофрированных асбестоцементных листов может быть применен при высоте слоя загрузки не менее 5 м, в то время как загрузочный материал из пластмассовых листов — при высоте слоя 4 м Таким образом, при реконструкции биофильтров целесообразно использовать на второй ступени биологической очистки загрузочный материал вида Б

Из формулы

$$M_{п} = \frac{L_{см}(Q_{гор} + Q_{пр})}{0,785D^2 n_1 H_1 S_{уд}}$$

определим высоту слоя загрузочного материала в биофильтрах первой ступени

$$H_1 = \frac{L_{см}(Q_{гор} + Q_{пр})}{0,785D^2 n_1 M_{п} S_{уд}}.$$

Для первой ступени биофильтров целесообразно использовать также пластмассовую загрузку (вид Б) Тогда при необходимой степени очистки $Э_1$, равной 52 и 62 % (см табл 3 33), по кривой $Э_1=f(M_{п})$, представленной на рис 3 21, определим, что значение $M_{п}$ соответственно должно быть 80 и 48 г/(м² сут)

Теперь определим высоту слоя загрузки биофильтра первой ступени при требуемом эффекте очистки $Э_1=52$ %

$$H_1' = \frac{704(15\,270 + 12\,000)}{0,785 \cdot 18^2 \cdot 2 \cdot 80 \cdot 90} = 5,24 \text{ м},$$

аналогично подсчитаем H_1'' при $Э_1''=62$ %

$$H_1'' = \frac{704(15\,270 + 12\,000)}{0,785 \cdot 18^2 \cdot 2 \cdot 48 \cdot 90} = 8,71 \text{ м}.$$

Поскольку высота блоков загрузочного материала из пластмасс равна 0,6 м, а увеличение слоя загрузки более 6 м требует устройства промежуточных колосниковых решеток, окончательно принимаем высоту слоя загрузки первой ступени биофильтра H 5,5 м и для этой высоты уточняем допустимое значение $M_{\text{п}}$ по приведенной выше формуле

$$M_{\text{п}} = \frac{704\,(15\,270 + 12\,000)}{0,785\ 18^2\ 5,5\ 90} = 76 \text{ г/(м}^3 \text{ сут)}$$

По рис. 3.21 находим, что при $M_{\text{п}}$=76 г/(м^3 сут) эффект очистки $Э$ 53 %.

Далее подсчитаем $БПК_6$ смеси городских и производственных сточных вод, поступающих на вторую ступень биофильтров

$$L_2 = L_{\text{см}}\,(100 - Э_1)/100 = 704\,(100 - 53)/100 = 331 \text{ мг/л}$$

Высоту слоя загрузки биофильтров второй ступени в соответствии с расчетами принимаем H_2=4,5 м. Допустимая гидравлическая нагрузка на второй ступени биофильтров $q_{\text{п}}$ и критериальный комплекс η равны

$$q''_{\text{п}} = 26,6/4,5 = 6 \text{ м}^3/(\text{м}^3 \text{ сут})$$

$$\eta = \frac{92\ 4,5\ 0,126\ 90}{331\ 6} = 2,36$$

Определяем $БПК_6$ очищенных сточных вод по ранее приведенной формуле

$$L_t = 10^{0,18 - 0,38 \cdot 2,36} = 18,7 \text{ мг/л}$$

Таким образом за счет реконструкции (рис. 3.20, *б*) и интенсификации работы биофильтров, а также перехода их на двухступенчатую технологическую схему очистки обеспечивается необходимый эффект очистки сточных вод и отпадает необходимость дополнительного строительства биофильтров.

ГЛАВА 4. ХИМИЧЕСКАЯ И ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКАЯ ОЧИСТКА СТОЧНЫХ ВОД

§ 17. Нейтрализация

Производственные сточные воды от технологических процессов многих отраслей промышленности содержат щелочи и кислоты, а также соли тяжелых металлов. Для предупреждения коррозии материалов канализационных очистных сооружений, нарушения биохимических процессов в биологических окислителях и в водоемах, а также для осаждения из сточных вод солей тяжелых металлов кислые и щелочные стоки подвергают нейтрализации.

Реакция нейтрализации — это химическая реакция между веществом имеющим свойство кислоты и веществом, имеющим свойство основания приводящая к потере характерных свойств обоих соединений, наиболее типичная реакция нейтрализации в водных растворах происходит между гидратированными ионами водорода и ионами гидроксила содержащимися соответственно в сильных кислотах и основаниях

$$H^+ + OH^- = H_2O$$

В результате концентрация каждого из этих ионов становится равной той, которая свойственна самой воде (около 10^{-7}) т е активная реакция водной среды приближается к pH≈7

Наиболее часто сточные воды загрязнены минеральными кислотами серной H_2SO_4 азотной HNO_3 соляной HCl, а также их смесями

В практике химической очистки применяются следующие способы нейтрализации а) взаимная нейтрализация кислых и щелочных сточных вод б) нейтрализация реагентами (растворы кислот негашеная известь CaO, гашеная известь $Ca(OH)_2$ и др) в) фильтрование через нейтрализующие материалы (известь, известняк, доломит магнезит мел)

При нейтрализации сточных вод наиболее часто приходится иметь дело со сточными водами, содержащими серную кислоту, в этом случае реакция нейтрализации в зависимости от применяемого реагента протекает по уравнениям

$$H_2SO_4 + Ca(OH)_2 = CaSO_4 + 2H_2O$$

$$H_2SO_4 + CaCO_3 = CaSO_4 + H_2O + CO_2$$

Образующийся в результате нейтрализации сульфат кальция (гипс) кристаллизуется из разбавленных растворов в виде $CaSO_4 \cdot 2H_2O$ Растворимость гипса в интервале температур от 0 до 40 С колеблется от 1 76 до 2,11 г/л При более высокой концентрации сульфат кальция выпадает в осадок

Дозу реагента для обработки сточных вод определяют из условия полной нейтрализации содержащихся в них кислот или щелочей и принимают на 10 % больше расчетной (табл 4 1) Поскольку в кислых и щелочных производственных сточных водах практически всегда присутствуют ионы металлов то дозу реагента следует определять также с учетом выделения в осадок солей

ТАБЛИЦА 41. РАСХОД РЕАГЕНТОВ ДЛЯ НЕЙТРАЛИЗАЦИИ 100 г-экв КИСЛОТ И ЩЕЛОЧЕЙ

Щелочь	Кислота			
	серная	соляная	азотная	уксусная
Негашеная известь	0,56 / 1,9	1,7 / 1,3	0,46 / 2,2	0,47 / 2,15
Гашеная известь	0,76 / 1,32	1,01 / 0,99	0,63 / 1,7	0,62 / 1,62
Кальцинированная сода	1,08 / 0,93	1,45 / 0,69	0,84 / 1,19	0,88 / 1,14
Каустическая сода	0,82 / 1,22	1,1 / 0,91	0,71 / 1,37	0,67 / 1,5
Аммиак	0,35 / 2,88	0,47 / 2,12	0,27 / 3,71	—

Примечание. Над чертой дано количество щелочи (г на 1 г-экв) кислоты, под чертой — количество кислоты (г на 1 г щелочи).

тяжелых металлов. Количество реагентов G кг для нейтрализации определяем по формуле

$$G = K_3 QaA\ 100/B \qquad (4.1)$$

где K_3 — коэффициент запаса расхода реагента по сравнению с теоретическим (для известкового молока равен 1,1, для известкового теста и сухой извести — 1,5); Q — количество сточных вод, подлежащих нейтрализации, м³; a — расход реагента на нейтрализацию (см. табл. 4.1); A — концентрация кислоты или щелочи, кг/м³; B — количество активной части в товарном продукте, %.

При нейтрализации кислых стоков, содержащих соли тяжелых металлов, количество реагента

$$G = K_3 Q\,(aA + b_1 C_1 + b_2 C_2 + \quad + b_n C_n)\ 100\ B \qquad (4.2)$$

где C_1 C_2 C_n — концентрация металлов в сточных водах, кг/м³; b_1, b_2 b_n — количество реагента, требуемое для перевода металлов из растворенного состояния в осадок (табл. 4.2).

Процессы реагентной нейтрализации производственных сточных вод осуществляются на нейтрализационных установках или станциях, в состав которых входят песколовки, резервуары-усреднители, склады нейтрализующих реагентов, растворные баки для приготовления рабочих растворов реагентов, дозаторы рабочих растворов реагентов, смесители сточных вод с реагентами, камер

ТАБЛИЦА 42 РАСХОД РЕАГЕНТОВ, ТРЕБУЕМЫХ ДЛЯ УДАЛЕНИЯ МЕТАЛЛОВ

Металл	Расход реагентов, г/г			
	CaO	$Ca(OH)_2$	Na_2CO_3	NaOH
Цинк	0,85	1,13	1,6	1,22
Никель	0,95	1,26	1,8	1,36
Медь	0,88	1,16	1,66	1,26
Железо	1	1,32	1,9	1,43
Свинец	0,27	0,36	0,51	0,38

реакции (нейтрализаторы), отстойники для нейтрализованных сточных вод, осадкоуплотнители (перед механическим обезвоживанием образующихся осадков), сооружения для механического обезвоживания осадков, а при их отсутствии — шламовые площадки, места для складирования обезвоженных осадков, устройства химического контроля за процессом нейтрализации

§ 18. Окисление

Окислительный метод очистки применяют для обезвреживания сточных вод, содержащих токсичные примеси (цианиды, комплексные цианиды меди и цинка) или соединения, которые нецелесообразно извлекать из сточных вод, а также очищать другими методами (сероводород, сульфиды).

Окисление — это реакция соединения какого-либо вещества с кислородом, а в более широком смысле — любая химическая реакция, сущность которой состоит в отнятии электронов от атомов или ионов В практике обезвреживания сточных вод используют окислители: хлор, гипохлорит кальция, гипохлорит натрия, хлорную известь, диоксид хлора, озон, технический кислород и кислород воздуха

Обезвреживание сточных вод хлором или его соединениями — один из самых распространенных способов их очистки от ядовитых цианидов, а также таких органических и неорганических соединений, как сероводород, гидросульфиды, сульфиды, метилмеркаптан и др Окисление ядовитых цианидов CN^- осуществляется путем перевода их в нетоксичный цианат CNO^-, который затем гидролизуется с образованием ионов аммония и карбонат-ионов.

$$CN^- + 2OH^- - 2e \rightarrow CNO^- + H_2O,$$
$$CNO^- + 2H_2O \rightarrow NH_4^+ + CO_3^{2-}.$$

Возможен перевод токсичных соединений в нетоксичный комплекс или осадок (в виде нерастворимых цианидов) с последующим удалением его из сточных вод отстаиванием или фильтрованием

Конструкция установок по обработке сточных вод методом хлорирования зависит от агрегатного состояния вводимых в воду хлора или хлорсодержащих реагентов Если вода обрабатывается газообразным хлором или диоксидом хлора, то процесс окисления происходит в абсорберах, если хлор или диоксид хлора находятся в растворе, то они подаются в смеситель и далее в контактный резервуар, в которых обеспечиваются их эффективное смешивание и требуемая продолжительность контакта с обрабатываемой сточной водой

Для окисления сульфидных стоков целлюлозных нефтеперерабатывающих и нефтехимических заводов применяют кислород Реакция окисления идет в жидкой фазе при повышенных температуре и давлении

Озон является сильным окислителем и обладает способностью разрушать в водных растворах при нормальной температуре многие органические вещества и примеси По сравнению с другими окислителями (например, хлором) озон имеет ряд преимуществ Его можно получать непосредственно на очистных установках, причем сырьем для его получения служит или технический кислород, или атмосферный воздух Перспективность применения озонирования как окислительного метода обусловлена также тем, что озонирование не приводит к увеличению солевого состава очищаемых сточных вод и не загрязняет воду продуктами реакции, а сам процесс легко поддается полной автоматизации.

В процессе обработки сточных вод озон, подаваемый в камеру реакции в виде озоно кислородной или озоно воздушной смеси, диспергированной на мельчайшие пузырьки, вступает в химические реакции с загрязняющими сточные воды веществами

Озон в обрабатываемую сточную воду вводят различными способами 1) барботированием содержащего озон воздуха через слой воды, распределение воздуха происходит через фильтросы, 2) противоточной абсорб-

ции озона водой в абсорберах с различными насадками 3) смешиванием с озоно-воздушной смесью в эжекторах и роторных механических смесителях

§ 19 Коагуляция

Коагуляция — это слипание частиц коллоидной системы при их столкновениях в процессе теплового движения перемешивания или направленного перемещения во внешнем силовом поле В результате коагуляции образуются агрегаты — более крупные (вторичные) частицы состоящие из скопления более мелких (первичных)

В процессе механической очистки из сточных вод достаточно легко удаляются частицы размером 10 мкм и более мелкодисперсные и коллоидные частицы в результате механической очистки практически не удаляются Таким образом сточные воды после сооружений механической очистки представляют собой агрегативно устойчивую систему Для очистки таких стоков применяют методы коагуляции и флокуляции агрегативная устойчивость при этом нарушается образуются более крупные агрегаты частиц которые удаляются из сточных вод механическими методами

В практике очистки сточных вод основным процессом коагуляционной очистки является гетерокоагуляция — взаимодействие коллоидных и мелкодисперсных частиц сточных вод с агрегатами образующимися при введении в воду коагулянтов (солей алюминия железа и др)

При введении в сточную воду минеральных коагулянтов (солей алюминия и железа) в результате реакции гидролиза образуются малорастворимые в воде гидроксиды железа и алюминия которые сорбируют на развитой хлопьевидной поверхности взвешенные мелкодисперсные и коллоидные вещества и при благоприятных гидродинамических условиях оседают на дно отстойника образуя осадок

$$Al_2(SO_4)_3 + 6H_2O \rightarrow 2Al(OH)_3 + 3H_2SO_4$$

$$FeCl_3 + 3H_2O \quad Fe(OH)_3 + 3HCl$$

$$FeSO_4 + 2H_2O \quad Fe(OH)_2 + H_2SO_4$$

Коагуляционный метод очистки применяют при небольших расходах сточных вод при наличии дешевых коагулянтов необходимости обесцвечивания стоков и неполной их очистки

Для интенсификации процессов коагуляции и осаждения образующихся хлопьев широко используют органические природные и синтетические реагенты — высокомолекулярные вещества называемые флокулянтами Их применяют самостоятельно и в сочетании с минеральными коагулянтами

Очистка сточных вод методами коагуляции или флокуляции включает в себя процессы приготовления водных растворов коагулянтов и флокулянтов дозирование в обрабатываемую сточную воду смешение со всем объемом воды хлопьеобразование выделение хлопьев из воды

Смешение коагулянтов со всем объемом обрабатываемой сточной воды происходит в смесителях продолжительность пребывания воды в которых составляет 1—2 мин Применяются перегородчатые дырчатые шайбовые вертикальные смесители а также механические с пропеллерными или лопастными мешалками После смешения обрабатываемых сточных вод с коагулянтами начинается процесс образования хлопьев который осуществляется в специальных резервуарах — камерах хлопьеобразования Камеры хлопьеобразования могут быть водоворотные перегородчатые вихревые а также с механическим перемешиванием Последующее осветление воды производится в горизонтальных радиальных и вертикальных отстойниках Если в сточных водах концентрация взвешенных веществ способных к агрегации не превышает 4 г/л то целесообразно применять осветлители со взвешенным слоем осадка В осветлителях осуществляются три основных процесса смешение коагуляция и осветление сточных вод

§ 20 Сорбция

Сорбция — это процесс поглощения твердым телом или жидкостью вещества из окружающей среды Поглощающее тело называется сорбентом а поглощаемое им вещество — сорбатом Различают поглощение вещества всей массой жидкого сорбента (абсорбция) либо поверхностным слоем твердого или жидкого сорбента (адсорбция)

Сорбционная очистка может применяться совместно с методом биологической очистки как метод предочистки доочистки и самостоятельно Сорбционные методы весьма эффективны для извлечения из сточных вод цен

ных растворенных веществ с их последующей утилизацией и для использования очищенных стоков в системе оборотного водоснабжения промышленных предприятий.

В качестве сорбентов применяют различные искусственные и природные пористые материалы: золу, коксовую мелочь, торф, силикагели, алюмогели, активные глины и др. Наиболее эффективными сорбентами являются активированные угли различных марок. Основными показателями сорбентов являются пористость, структура пор, химический состав. Пористость активированных углей составляет 60—75 % а удельная площадь поверхности — 400—900 м /г. Активность сорбента характеризуется количеством поглощаемого вещества на единицу объема или массы сорбента (кг/м кг/кг).

Процесс сорбции может осуществляться в статических условиях, при которых частица жидкости не перемещается относительно частицы сорбента т. е. движется вместе с последней (аппараты с перемешивающими устройствами), а также в динамических условиях, при которых частица жидкости перемещается относительно сорбента (фильтры, аппараты с псевдоожиженным слоем).

Наиболее простым сооружением является насыпной фильтр, представляющий собой колонну с неподвижным слоем сорбента, через который фильтруется обрабатываемая сточная вода. Скорость фильтрации зависит от концентрации растворенных в сточных водах веществ и колеблется от 1—2 до 5—6 м/ч, крупность зерен сорбента составляет от 1,5—2 до 4—5 мм. Наиболее рациональное направление фильтрации жидкости — снизу вверх, так как в этом случае наблюдается равномерное заполнение всего сечения колонны и относительно легко вытесняются пузыри воздуха и газов, попадающих в слой сорбента вместе со сточной водой.

Обычно сорбционная установка представляет собой несколько параллельно работающих секций, состоящих из трех — пяти последовательно расположенных фильтров. По достижении предельного насыщения головной фильтр отключается на регенерацию, а обрабатываемая вода подается на следующий фильтр. После регенерации головной фильтр включается в схему очистки уже в качестве последней ступени.

В настоящее время для очистки в основном применяются цилиндрические одноярусные адсорберы, в кото-

рые загружается активированный уголь высотой слоя 2 5—2 7 м и крупностью фракций 0 25—1 мм

Для извлечения сорбированных веществ могут быть использованы экстрагирование органическим растворителем изменение степени диссоциации слабого электролита в равновесном растворе отгонка адсорбированного вещества с водяным паром испарение адсорбированного вещества током инертного газообразного теплоносителя В отдельных случаях химические превращения сорбированных веществ осуществляют с последующей десорбцией

Стоимость адсорбционной очистки активированным углем составляет 60—70 коп/м³ сточных вод из которых 30—35 % составляют затраты на активированный уголь

§ 21 Флотация

Флотация — это процесс молекулярного прилипания частиц флотируемого материала к поверхности раздела двух фаз обычно газа (чаще воздуха) и воды обусловленный избытком свободной энергии поверхностных пограничных слоев а также поверхностными явлениями смачивания

Процесс очистки сточных вод содержащих поверхностно активные вещества нефть нефтепродукты масла волокнистые материалы методом флотации заключается в образовании комплексов «частица—пузырек» всплывании этих комплексов и удалении образовавшегося пенного слоя с поверхности обрабатываемой воды

Наиболее существенные принципиальные отличия способов флотации связаны с насыщением жидкости пузырьками воздуха определенной крупности По этому принципу можно выделить следующие способы флотационной обработки сточных вод 1) флотация с выделением воздуха из раствора (вакуумные напорные и эрлифтные флотационные установки) 2) флотация с механическим диспергированием воздуха (импеллерные безнапорные и пневматические флотационные установки) 3) флотация с подачей воздуха через пористые материалы 4) электрофлотация 5) биологическая и химическая флотации Различные способы флотации отличаются конструкцией установок и способом разделения жидкой и всплывающей фаз

Напорная флотация имеет более широкий диапазон

применения поскольку позволяет регулировать степень пересыщения в соответствии с требуемым эффектом очистки сточных вод при начальной концентрации загрязнений до 4—5 г/л и более

Площадь флотационной камеры следует принимать исходя из гидравлической нагрузки 6—10 м³/ч на 1 м² поверхности камеры Время флотации составляет 20—30 мин При проектировании флотаторов для обработки сточных вод с расходом до 100 м³/ч принимают прямоугольные камеры глубиной 1—1 5 м При расходах более 100 м /ч используют радиальные флотаторы глубиной не менее 3 м Глубина зоны флотации принимается не менее 1 5 м а продолжительность пребывания воды в ней — не менее 5 мин глубина зоны отстаивания — не менее 1 5 м период пребывания воды в ней — 1 5 мин

При флотации с механическим диспергированием воздуха в воде создается интенсивное вихревое движение под воздействием которого воздушная струя распадается на отдельные пузырьки Энергичное перемешивание сточной воды во флотационных импеллерных установках создает в ней большое число мелких вихревых потоков что позволяет получить пузырьки определенной величины

Степень диспергирования воздуха зависит от окружной скорости вращения импеллера которую принимают 12—15 м/с Диаметр импеллера принимается не более 750 мм Зона обслуживаемая импеллером не должна превышать размеров квадрата со стороной равной шести диаметрам импеллера Высота флотационной камеры принимается равной 1 5—3 м продолжительность флотации — 20—30 мин

Пневматические флотационные установки применяют при очистке сточных вод содержащих растворенные примеси агрессивные к механизмам (насосам импеллерам и др) имеющим движущиеся части Воздух подается во флотационную камеру через специальные сопла которые располагаются на воздухораспределительных трубках укладываемых на дно флотационной камеры на расстоянии 0 25—0 3 м друг от друга Диаметр отверстий сопл 1—1 2 мм рабочее давление перед ними — 0 3—0 5 МПа скорость выхода струи из сопл 100—200 м/с глубина флотатора 3—4 м

Флотация с подачей воздуха через пористые материалы отличается простотой аппаратурного оформления

процесса и относительно малыми энергорасходами Воздух во флотационную камеру подается через мелкопористые фильтросные пластиковые трубы насадки уложенные на дне камеры Давление воздуха 0 1—0 2 МПа продолжительность флотации 20—30 мин рабочий уровень обрабатываемой воды до флотации 1 5—2 м

§ 22 Ионный обмен

Ионный обмен — это процесс обмена между ионами находящимися в растворе и ионами присутствующими на поверхности твердой фазы — ионита

Очистка сточных вод (в основном производственных) методом ионного обмена позволяет извлекать и утилизировать ценные примеси (хром цинк свинец медь ртуть и другие металлы) поверхностно активные и радиоактивные вещества и использовать очищенную воду в технологических процессах или в системах оборотного водоснабжения

По знаку заряда обменивающихся ионов иониты делят на катиониты и аниониты проявляющие соответственно кислотные и основные свойства Иониты подразделяют на природные и искусственные или синтетические Различают следующие виды ионитов

сильнокислотные катиониты содержащие сульфогруппы SO_3H и сильноосновные аниониты содержащие четвертичные аммониевые основания

слабокислотные катиониты содержащие карбоксильные COOH и фенольные группы диссоциирующие при $pH>7$ а также слабоосновные аниониты содержащие первичные NH_2 и вторичные NH аминогруппы диссоциирующие при $pH<7$

иониты смешанного типа проявляющие свойства смеси сильной и слабой кислот или оснований

В качестве основного свойства ионитов является их поглощающая способность так называемая обменная емкость Полная емкость ионита — это количество грамм эквивалентов ионов находящихся в воде которое может поглотить 1 м³ ионита до полного насыщения Рабочая емкость ионита — это количество грамм эквивалентов ионов находящихся в воде которое может поглотить 1 м³ ионита в фильтре при обработке воды до начала проскока в фильтрат поглощаемых ионов

Если катиониты находятся в H форме или Na форме

обмен катионов будет проходить по реакциям:

$$Me^{+} + H[K] \rightleftarrows Me[K] + H^{+},$$

$$Me^{+} + Na[K] \rightleftarrows Me[K] + Na^{+},$$

где [K] — сложный комплекс катионита, Me^{+} — катион, находящийся в сточной воде

Сильнокислотные катиониты позволяют осуществлять процесс ионного обмена при любых значениях pH, а слабокислотные — при $pH \geqslant 7$

Регенерацию катионитов проводят промывкой кислотой (при H-катионите) или раствором хлористого натрия (при Na-катионите).

$$2Me[K] + H_2SO_4 \rightleftarrows 2H[K] + Me_2SO_4;$$

$$Me[K] + NaCl \rightleftarrows Na[K] + MeCl.$$

Поскольку в обрабатываемых сточных водах, как правило, содержится несколько катионов, то большое значение имеет селективность поглощения катионов

Слабоосновные аниониты обменивают анионы сильных кислот

$$2[A]OH + H_2SO_4 \rightleftarrows [A]_2SO_4 + 2H_2O,$$

где [A] — сложный органический комплекс анионита

Регенерация слабоосновных анионитов достигается фильтрованием через слой отработанного анионита 2—4%-ных водных растворов NaOH, Na_2CO_3 или NH_4OH

$$[A]_2SO_4 + 2NaOH \rightleftarrows 2[A]OH + Na_2SO_4$$

Процессы ионообменной очистки сточных вод осуществляются в аппаратах периодического (фильтры) и непрерывного действия

§ 23. Примеры расчетов

Пример 4.1. Требуется рассчитать установку для нейтрализации сточных вод металлургического завода при следующих исходных данных расход сточных вод, включающих отработанные травильные растворы, регенерация которых экономически нецелесообразна, промывные воды и смывы с пола, $Q = 315$ м³/сут, поступление стоков на нейтрализационную установку носит периодический характер, содержание серной кислоты в сточных водах $A = 12$ кг/м³, а сульфата железа $C_1 = 10$ кг/м³, объем осадка 25 % от количества сточных вод, влажность осадка 86 %

Решение Ввиду неравномерного поступления производственных сточных вод металлургического завода предусматриваем приемный регулирующий резервуар вместимостью, равной количеству сточных вод за одну смену, т. е. 105 м³. Из приемного резервуара (рис. 4.1) сточные воды выпускаются равномерно $q_{ст} = 3{,}65$ л/с

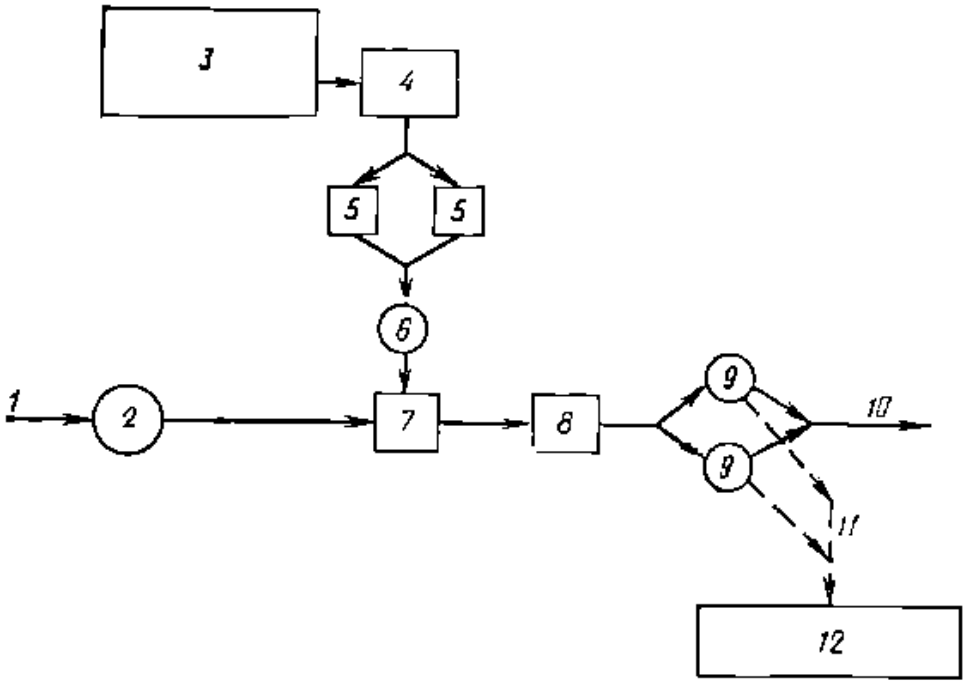


Рис 4 1 Установка по нейтрализации отработавших травильных растворов
1 — отработавшие травильные растворы 2 — приемный резервуар 3 — склад извести 4 — помещение для гашения извести 5 — растворные баки 6 — дозатор 7 — смеситель 8 — камера нейтрализации 9 — отстойники 10 — нейтрализованный сток 11 — осадок 12 — шламовые площадки

При нейтрализации отработавших травильных растворов гашеной известью в виде известкового молока происходит следующие реакции

с серной кислотой

$$\underset{98}{H_2SO_4} + \underset{56}{CaO} + \underset{18}{H_2O} = \underset{136}{CaSO_4} + \underset{36}{2H_2O},$$

с сульфатом железа

$$\underset{152}{FeSO_4} + \underset{56}{CaO} + \underset{18}{H_2O} = \underset{136}{CaSO_4} + \underset{91}{Fe(OH)_2}$$

На основании вышеприведенных реакций и исходных данных по содержанию свободной кислоты и связанного железа в сточных водах находим расход извести на нейтрализацию кислых сточных вод и осаждение железа по формуле (4 2), для чего по табл 4 1 определяем удельный расход негашеной извести на нейтрализацию серной кислоты $a=0,56$, а по табл 4 2 — расход негашеной извести требуемой для перевода железа из растворенного состояния в осадок $b_1=1$ (в пересчете на сульфат железа $FeSO_4$ $b_1=0,37$) Для известкового молока $K_2=1,1$, $B=50$ %, тогда

$$G = 1,1\ 315\ (0,56\ 12 + 0,37\ 10)\ 100/50 = 7221\ \text{кг/сут}$$

Определим площадь закрытого склада для извести F исходя из необходимости хранения месячного запаса ($t_{зап}=30$ сут), высоты

слоя извести при сухом способе хранения $h_{сл}=1,5$ м и ее насыпной плотности $\rho=1$ т/м^3

$$F=\frac{Gt_{зап}}{h_{сл}\rho}=\frac{7,221\cdot 30}{1,5\ 1}=144\ м^2.$$

Принимаем размер склада 6×24 м.

Для гашения извести применяем механическую лопастную известегасилку марки С-322 производительностью 1 т/ч и устанавливаем ее в помещении рядом со складом извести. Известь приготовляют в виде известкового молока в растворных баках общей емкостью

$$V_р=\frac{G}{nz}\ 100=\frac{7,221}{6\cdot 5}\ 100=24\ м^3,$$

где $n=6$ — число заготовок известкового молока в 1 сут, $z=5$ — концентрация известкового молока по активной CaO, %.

Принимаем два железобетонных бака прямоугольной формы, размером 3,5×3,5 м и глубиной наполнения 2 м, в баках устанавливаем лопастные мешалки с вертикальной осью и частотой вращения 40 мин$^{-1}$. Известковое молоко из растворных баков подаем в дозатор. Расход известкового молока

$$q_{ма}=(nV_р\cdot 1000)/86\,400=(6\ 24)/86,4=1,67\ л/с.$$

Общий расход нейтрализуемого отработавшего травильного раствора и известкового молока

$$q_{общ}=q_{ст}+q_{ив}=3,65+1,67=5,32\ л/с.$$

Нейтрализуемый раствор смешиваем с известковым молоком в смесителе, продолжительность перемешивания $t_{см}=5$ мин. Вместимость смесителя

$$V_{см}=q_{общ}\ 60t_{см}/1000=5,32\cdot 60\ 5/1000=1,6\ м^3.$$

Смеситель принимаем круглым в плане со следующими размерами $D_{см}=1,5$ м, $H_{см}=1$ м. В смесителе устанавливаем лопастную мешалку с частотой вращения 40 мин$^{-1}$.

Из смесителя сточные воды подаются в проточную камеру нейтрализации, объем которой рассчитываем исходя из продолжительности нейтрализации $t_н=30$ мин

$$V_к=q_{общ}\cdot 60t_н/1000=5,32\ 60\ 30/1000=9,6\ м^3.$$

Принимаем размеры камеры нейтрализации в плане 2,5×2,5 м, глубину 1,7 м. Камеру нейтрализации оборудуем мешалкой с частотой вращения 40 мин$^{-1}$.

После нейтрализации сточные воды подаются в отстойники вертикального типа с продолжительностью отстаивания не менее 2 ч. Приняв скорость восходящего потока $v=0,2$ мм/с, определим площадь отстойника

$$F_{от}=q_{общ}/v=5,32/0,2=26,6\ м^2;$$

диаметр отстойника будет

$$D_{от}=\sqrt{4F_{от}/\pi}=\sqrt{4\ 26,6/3,14}=5,8\ м.$$

Высоту отстойной части отстойника h_1 принимаем равной 1500 мм. Продолжительность пребывания сточных вод в отстойнике

$$t=h_1/(v\ 3600)=1500/(0,2\cdot 3600)=2,08\ ч.$$

Днище отстойника принимаем конусное с углом наклона к горизонту равным 45°. Объем осадочной части $V_{ос}$ берем из расчета суточного хранения осадка. Объем осадка составляет 25 % суточного расхода сточных вод и равен $V_{ос} = 79$ м³. Осадок накапливается в цилиндрической части отстойника высотой $h_1 = 1{,}8$ м и в конической части отстойника высотой $h_4 = 3$ м. Общий объем осадочной части $V_{ос} = 80$ м³.

Высоту нейтрального слоя в отстойнике принимаем $h = 0{,}2$ м. Таким образом общая высота отстойника

$$H_{от} = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 = 1{,}5 + 0{,}2 + 1{,}8 + 3 = 7{,}5 \text{ м}$$

Принимаем два железобетонных отстойника диаметром 6 м каждый с кислотоупорной облицовкой. Отстойники поочередно выключаются для выгрузки осадка.

Пример 4.2. Рассчитать шламовые площадки для обезвоживания осадка от нейтрализационной установки промывных вод при следующих исходных данных: расход промывных вод $Q = 720$ м³/сут; содержание серной кислоты в сточных водах $A = 0{,}5$ кг/м³; содержание сульфата железа $C_1 = 0{,}6$ кг/м³; влажность осадка $P_{ос} = 88\%$.

Решение. Запишем уравнения реакций нейтрализации

$$\underset{152}{FeSO_4} + \underset{56}{CaO} + \underset{18}{H_2O} = \underset{136}{CaSO_4} + \underset{90}{Fe(OH)_2}.$$

$$\underset{98}{H_2SO_4} + \underset{56}{CaO} + \underset{18}{H_2O} = \underset{136}{CaSO_4} + 2\underset{36}{H_2O}$$

Количество сухого вещества осадка, образующегося при нейтрализации 1 м³ промывных вод,

$$M = \frac{100 - B}{B}(x_1 + x_2) + x_3 + (y_1 + y_2 - 2),$$

где B — содержание активной CaO в используемой извести, %; x_1 x_2 — количество активной CaO необходимой соответственно для осаждения металлов и нейтрализации свободной серной кислоты кг на 1 м³; x_3 — количество образующихся гидроксидов металлов кг на 1 м³; y_1 y_2 — количество сульфата кальция, образующегося соответственно при осаждении металлов и нейтрализации свободной серной кислоты кг на 1 м³. Для нейтрализации промывных вод принимаем известь с содержанием активной CaO $B = 70$ %.

Вычисляем количество активной CaO необходимой для осаждения железа и нейтрализации свободной серной кислоты, в кг/м³:

$$x_1 = b_1 C_1 = 1{,}0{,}37\ 0{,}6 = 0{,}22$$

$$x_2 = aA = 0{,}56\ 0{,}5 = 0{,}28,$$

где b — в пересчете на сульфат железа определяем по табл. 4.2; a — по табл. 4.1.

Количество гидроксида железа выделенного на 1 м³ воды определяем по уравнению реакции осаждения сульфата железа

$$x_3 = \frac{90}{152} C_1 = \frac{90}{152}\ 0{,}6 = 0{,}36 \text{ кг/м}^3,$$

а сульфата кальция образующегося при осаждении металлов и нейтрализации свободной серной кислоты — по уравнениям соответствующих реакций.

$$y_1 = \frac{136}{152} C_1 = \frac{136}{152} 0{,}6 = 0{,}54 \text{ кг/м}^3,$$

$$y_2 = \frac{136}{96} A = \frac{136}{96} 0{,}5 = 0{,}7 \text{ кг/м}^3$$

Поскольку значение третьего члена расчетной формулы отрицательное $(y_1 + y_2 - 2) = (0{,}54 + 0{,}7 - 2) = -0{,}76$, то при подсчете сухого вещества он не учитывается

$$M = \frac{100 - 70}{70} (0{,}22 + 0{,}28) + 0{,}36 = 0{,}58 \text{ кг/м}^3$$

Объем осадка образующегося при нейтрализации 1 м³ промывных вод

$$P_{ос} = 10M/(100 - P_{вл}) = (10 \cdot 0{,}58)/(100 - 88) = 0{,}48\ \%$$

Общий объем осадка в сутки

$$P_{ос} = P_{ос} Q/100 = 0{,}48 \cdot 720/100 = 3{,}5 \text{ м}^3$$

Шламовые площадки устраиваем в закрытом помещении и принимаем нагрузку на 1 м² шламовой площадки $q_{шл} = 10$ м³/год

Общая площадь шламовых площадок

$$F_{шл} = P_{ос} \cdot 365/q_{шл} = 3{,}5 \cdot 365/10 = 128 \text{ м}^2$$

Принимаем четыре шламовые площадки размером 5×6,4 м и площадью 32 м каждая. Здание шламообезвоживающих площадок оборудуем грейферным краном для выгрузки осадка с площадок в автотранспорт.

Пример 4.3. Требуется рассчитать вертикальный фильтр для нейтрализации кислых сточных вод при следующих исходных данных: расход вод $Q = 1200$ м³/сут; концентрация серной кислоты $A = 1{,}1$ г/л; в сточных водах отсутствуют растворенные соли металлов.

Решение. В качестве загрузочного материала выбираем щелковский доломит ($K_{а.м} = 0{,}62$) крупностью фракций $d_{фр} = 15$ мм и плотностью $\rho = 2{,}8$ т/м³.

Высота слоя загрузочного материала в см

$$H = K_{а.м} d_{фр}^n (3 + \lg b) \sqrt{v},$$

где b — концентрация кислоты г-экв/л; v — скорость фильтрации м/ч; $n = 1{,}47$ — константа.

Пересчитаем концентрацию серной кислоты в г-экв/л

$$b = 0{,}0204 A = 0{,}0204 \cdot 1{,}1 = 0{,}0225$$

Скорость v назначаем равной 6 м/ч (обычно 4—8 м/ч). Тогда

$$H = 0{,}62 \cdot 15^{1{,}47} (3 + \lg 0{,}0225) \sqrt{6} = 108 \text{ см}$$

Площадь фильтрации

$$F = Q/v' = 0{,}014/0{,}0017 = 8{,}3 \text{ м}^2,$$

где Q — расход нейтрализуемых сточных вод м³/с; v — скорость фильтрации м/с.

Расход реагента

$$M = mAQ/1000 = 0{,}94\ 1{,}1\ 1200/1000 = 1{,}24\ \text{т/сут},$$

где m — коэффициент, характеризующий стехиометрическое соотношение, в нашем случае $m=0{,}94$

Фактический расход доломита

$$M_{\text{ф}} = 1{,}5M = 1{,}5\ 1{,}24 = 1{,}86\ \text{т/сут}$$

Продолжительность работы фильтра без перегрузки

$$t = W/M_{\text{ф}} = HFp/M_{\text{ф}} = 1{,}08\ 8{,}3\ 2{,}8/1{,}86 = 13{,}5\ \text{сут},$$

где W — масса загруженного в фильтр нейтрализующего материала, т

Таким образом, для нейтрализации сточных вод принимаем два круглых в плане вертикальных фильтра высотой 1,08 м и диаметром 2,3 м каждый

Пример 44 Определить расход хлорной извести необходимой для окисления цианидсодержащих сточных вод при следующих исходных данных расход сточных вод $Q=300$ м³/сут концентрация простых цианидов в сточных водах $C=50$ г/м³ (по цианид иону CN^-)

Решение Для определения теоретического количества активного хлора $x_{\text{т}}$ необходимого для окисления цианидов служит уравнение $x_{\text{т}}=nC$, где n — теоретически необходимое количество активного хлора для окисления растворимого цианид иона до цианат иона по формуле

$$CN^- + OCl^- \rightarrow CNO^- + Cl^-$$

Активный хлор определяют по количеству грамм атомов иода выделенных данным реагентом из йодистого калия в кислой среде

При окислении простых цианидов и комплексных цианидов цинка $n=2{,}73$, *а при окислении комплексных цианидов меди* $n=2{,}96$ *и* $n=3{,}18$

$$x_{\text{т}} = 2{,}73\ 50 = 136{,}5\ \text{г/м}^3.$$

Расход хлорной извести, необходимой для окисления цианидсодержащих сточных вод,

$$x = K_3\ x_{\text{т}} Q/(a\ 10) = 1{,}25\ 136{,}5\ 300/(30\ 10) = 171\ \text{кг/сут},$$

где $K_3=1{,}2-1{,}3$ — коэффициент запаса реагента a — содержание активного хлора в реагенте (в товарной хлорной извести 30—35 %)

Пример 45 Подобрать озонаторы для окисления производственных сточных вод при следующих исходных данных расход сточных вод $Q=2300$ м³/сут, требуемая доза озона для окисления загрязнений $d_{\text{оз}}=18$ г/м³

Решение Определим необходимый расход озона для окисления загрязнений содержащихся в сточных водах

$$D_{\text{оз}} = d_{\text{оз}} Q/1000 = 18\ 2300/1000 = 41{,}4\ \text{кг/сут}$$

По табл 43 подбираем озонаторы марки ОП 4 производительность которых 1 кг озона в 1 ч Число озонаторов

$$m = K_3 \frac{D_{\text{оз}}}{q_{\text{оз}} \cdot 24} = 1{,}07 \frac{41{,}4}{1\ 24} = 2,$$

ТАБЛИЦА 43 ТЕХНИЧЕСКИЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ ОЗОНАТОРОВ ТРУБЧАТОГО ТИПА

Марка озонатора	Номинальная производительность по озону кг/ч	Концентрация озона в озоно-воздушной смеси, %	Средний расход воздуха м³/ч	Напряжение на электродах кВ
ОП-4	1	16—17	40	10
ОП-6	2	11—16	80	10
ОП-121	1-6	11—16	120	16
ОП-315	3-8	12—14	300	18
ОП-510	6	12—14	450	18

где $K_з = 1{,}05-1{,}1$ $q_{оз}$ — производительность одного озонатора, кг/сут

Принимаем два рабочих и один резервный озонатор марки ОП-4

Пример 46 Рассчитать контактную камеру барботажного типа для обеспечивания и окисления загрязнений, содержащихся в сточных водах красильно-отделочной фабрики, перед их подачей в систему оборотного водоснабжения при следующих исходных данных расход сточных вод $Q = 3000$ м³/сут поступление сточных вод в контактную камеру равномерное требуемая доза озона $d_{оз} = 21$ г/м³; необходимое время контакта обрабатываемой сточной воды с озоно-воздушной смесью $t_к = 25$ мин

Решение Вычислим необходимый расход озона

$$D_{оз} = d_{оз} Q/1000 = 21 \cdot 3000/1000 = 63 \text{ кг/сут}$$

По табл. 43 подбираем озонаторы марки ОП-4 производительностью $q_{оз} = 1$ кг озона в 1 ч и концентрацией озона в озоно-воздушной смеси $C_{оз} = 20$ г/м³

Число рабочих озонаторов

$$m = K_з \frac{D_{оз}}{q_{оз} \cdot 24} = 1{,}17 \frac{63}{1 \cdot 24} = 3$$

Принимаем контактные реакционные камеры барботажного типа с распыливающими элементами из керамических труб с порами размером $d_{пор} = 100$ мкм и интенсивностью распыливания $I_р = 20$ м³/(м² ч)

Общая площадь всех распыливающих элементов

$$f_{общ} = q d_{оз}/(C_{оз} I_р) = 125 \cdot 21/(20 \cdot 20) = 6{,}6 \text{ м}^2,$$

где q — расход обрабатываемых сточных вод м³/ч

Площадь распыливающего элемента $f_э = 0{,}144$ м² (диаметр $d_э = 0{,}092$ м длина $l = 0{,}5$ м)

Общее количество распыливающих элементов $n_э$ и их общую длину $\Sigma l_э$ вычисляем по формулам

$$n_э = f_{общ}/f_э = 6{,}6/0{,}144 = 46,$$

$$\Sigma l_э = n_э l_э = 46 \cdot 0{,}5 = 23 \text{ м}.$$

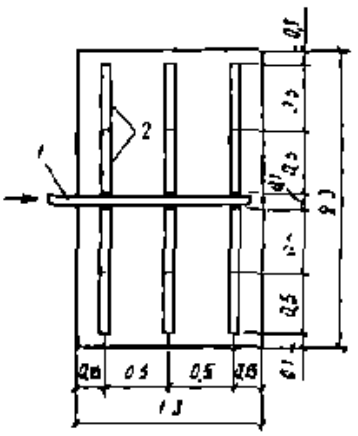


Рис 4 2 Расположение распыливающих керамических элементов в контактной камере барботажного типа

1 — центральный коллектор озоно-воздушной смеси, *2* — распыливающие элементы

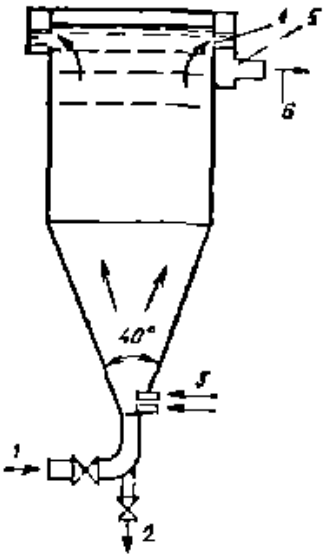


Рис 4 3 Вертикальный смеситель

1 — подача сточных вод *2* — патрубок опорожнения смесителя *3* — подача реагентов *4* — эжекционные отверстия *5* — периферийный лоток *6* — выпуск сточных вод

Принимаем четыре контактные реакционные камеры барботажного типа (рис 4 2), керамические трубы располагаем по дну камеры на расстоянии 0,5 м между осями Высоту слоя воды над распылителями принимаем $H = 4{,}5$ м, а размер контактной камеры в плане $1{,}3 \times 2{,}3$ м Распыливающие элементы собираем по два элемента в блоке с обеих сторон центрального коллектора, таким образом конструктивно в каждой камере располагается по 12 распыливающих элементов

Конструктивный объем контактных камер

$$V_к = 4\,(1{,}3\ 2{,}3 \cdot 4{,}5) = 54\ м^3.$$

Необходимый объем камер с учетом продолжительности контакта обрабатываемой сточной воды с озоно воздушной смесью

$$V = K_{пр}\, q t_к = 1{,}1 \cdot 125\ \ 25/60 = 57{,}2\ м^3,$$

где $K_{пр}$ — коэффициент увеличения объема воды за счет продувки его озоно воздушной смесью, обычно равен 1,1, $t_к$ — продолжительность контакта, ч

Поскольку конструктивный размер камер не обеспечивает необходимой продолжительности контакта, то окончательно принимаем размер камер в плане $1{,}3 \times 2{,}3$ м, а высоту слоя воды 4,8 м, в этом случае общий объем контактных камер барботажного типа составляет 57,4 м³

Пример 4.7. Определить размеры вертикального смесителя при следующих исходных данных расход сточных вод $Q = 200$ м³/ч, продолжительность пребывания сточных вод в смесителе $t_{см} = 2$ мин

Решение Принимаем смеситель круглой формы в плане (рис

43) с углом конусности конической части $\alpha = 40°$ и скоростью восходящего потока в цилиндрической части смесителя $v_ц = 90$ м/ч

Определим площадь поперечного сечения цилиндрической части смесителя $F_ц$ и ее диаметр $D_ц$

$$F_ц = Q/v_ц = 200/90 = 2,2 \text{ м}^2,$$

$$D_ц = \sqrt{4F_ц/\pi} = \sqrt{4 \cdot 2,2/3,14} = 1,67 \text{ м}$$

Диаметр входного отверстия смесителя принимаем равным диаметру подводящего трубопровода $d_п$, который назначают исходя из скорости движения сточной жидкости $v_п = 1-1,2$ м/с, при $v_ц = 1,1$ м/с $d_п = 253$ мм

Рассчитываем высоту конической части смесителя $h_к$ при угле конусности $\alpha = 40°$ и ее объем $V_к$

$$h_к = (D_ц - d_п)/(2 \sin 20°) = (1670 - 253)/(2 \cdot 0,364) = 1,95 \text{ м},$$

$$V_к = \frac{\pi}{3} h_к \left[\left(\frac{D_ц}{2}\right)^2 + \left(\frac{d_п}{2}\right)^2 + \frac{D_ц}{2}\frac{d_п}{2}\right] =$$

$$= \frac{3,14}{3} 1,95 \left[\left(\frac{1,67}{2}\right)^2 + \left(\frac{0,253}{2}\right)^2 + \frac{1,67}{2}\frac{0,253}{2}\right] = 1,67 \text{ м}^3$$

Определив полный объем смесителя

$$V_{см} = Qt_{см}/60 = 200 \cdot 2/60 = 6,7 \text{ м}^3,$$

находим объем цилиндрической части смесителя $V_ц$ и ее высоту $h_ц$

$$V_ц = V_{см} - V_к = 6,7 - 1,67 = 5,03 \text{ м}^3,$$

$$h_ц = V_ц/F_ц = 5,03/2,2 = 2,28 \text{ м}.$$

Общая высота смесителя

$$H_{см} = h_к + h_ц = 1,95 + 2,28 = 4,23 \text{ м}$$

Сбор воды производится в верхней части смесителя периферийным лотком через затопленные отверстия при скорости движения воды через отверстия $v_{отв} = 1$ м/с

Определим число отверстий $n_{отв}$ при диаметре отверстия $d_{отв} = 80$ мм

$$n_{отв} = F_{отв}/f_{отв} = 4Q/\left(\pi d_{отв}^2 v_{от} \cdot 3600\right) =$$

$$= 4 \cdot 200/(3,14 \cdot 0,08^2 \cdot 1 \cdot 3600) = 11,$$

где $F_{отв}$ и $f_{отв}$ — площади соответственно всех и одного отверстий м

Расстояния между отверстиями (по осям)

$$l_{отв} = \pi D_ц/n_{отв} = 3,14 \cdot 1,67/11 = 0,475 \text{ м}$$

Скорость движения воды в периферийном лотке $v_л = 0,5-0,8$ м/с, а уклон дна лотка $i = 0,02$

Пример 48 Рассчитать водоворотную камеру хлопьеобразования совмещенную с вертикальным отстойником при следующих исходных данных расход сточных вод $Q = 13\,000$ м³/сут, максимальный расход $q_{макс} = 810$ м³/ч, средний расход $q_{ср} = 540$ м³/ч

Решение Принимаем число водоворотных камер хлопьеобразо-

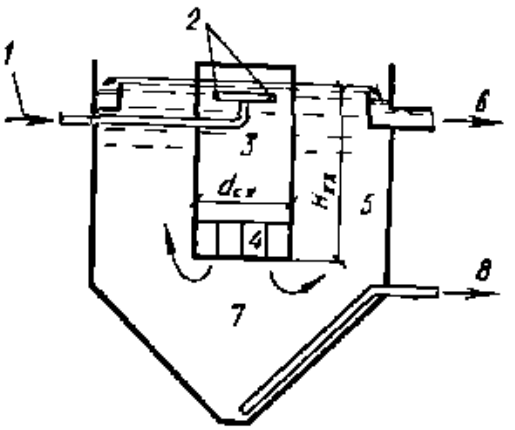


Рис 4 4 Водоворотная камера хлопьеобразования совмещенная с вертикальным отстойником

1 — подача сточных вод *2* — выпускные сопла *3* — встроенная водоворотная камера хлопьеобразования *4* — успокоительные решетки *5* — зона осаждения отстойника *6* — выпуск обработанных сточных вод *7* — осадочная зона *8* — выпуск осадка

вания совмещенных с вертикальными отстойниками $n_{1\,к}=4$ (рис 4 4) и определяем площадь

$$f_{к\,к} = q_{макс}\, t_{н\,к}/(60 H_{н\,к}\, n_{н\,к}) = 810\ 7{,}5/(60\ 3{,}6\ 4) = 7{,}03\ м^2,$$

где $t_{к\,к}=5-10$ мин — продолжительность пребывания сточных вод в камере $H_{н\,к}=3\,6\ \ 4$ м — высота камеры

Далее вычислим диаметр одной камеры

$$d_{н\,к} = \sqrt{4 f_{к\,к}/\pi} = \sqrt{4\ 7{,}03/3{,}14} = 3\ м.$$

Воду в камеру подают с помощью неподвижного сегнерова колеса, выполненного в виде двух изогнутых отрезков трубы Выпускают воду из сопла тангенциально по отношению к поверхности стенки камеры Сопло размещается на расстоянии $0\,2 d_{н\,к}=0\,2\ 3=0\,6$ м от стенки камеры на глубине 0 5 м от поверхности воды Диаметр сопла

$$d_c = 1{,}13 \sqrt{q_{макс}/(\mu v_c)} = 1{,}13 \sqrt{0\ 028/(0{,}908\ 3)} = 0{,}115\ м,$$

где $q_{макс}$ — максимальный расход сточных вод на одно сопло, м³/с $\mu=0\,908$ — коэффициент расхода для конически сходящегося насадка с углом конусности $\beta=25°$ v_c — скорость выхода воды из сопла м/с (принимается равной 2—3 м/с)

Диаметр подводящего трубопровода рассчитываем из условия скорости движения сточной воды $v_п=0\,8-1$ м/с В нижней части камеры хлопьеобразования устанавливаем успокоительную решетку для гашения вращательного движения воды

Объем зоны осаждения отстойника при продолжительности пребывания обрабатываемой сточной воды в зоне осаждения $t_{ос}=1$ ч

$$V_{ос} = q_{макс}\, t_{ос}/n_{н\,к} = 810\ 1/4 = 202{,}5\ м^3$$

Высоту зоны осаждения принимаем равной $H_{ос} = H_{к\,к}+0\,5 = 3\,6+0\,5=4\,1$ м Диаметр отстойника

$$D_{отс} = 1{,}13 \sqrt{(V_{ос}+V_{н\,к})/H_{ос}} =$$

$$= 1{,}13 \sqrt{(202{,}5+25{,}3)/4{,}1} = 8{,}4\ м.$$

Принимаем четыре вертикальных отстойника диаметром 9 м каждый со встроенными водоворотными камерами хлопьеобразования диаметром 3 м

Пример 4.9. Рассчитать осветлитель коридорного типа с вертикальным осадкоуплотнителем при следующих исходных данных расход производственных сточных вод, поступающих на осветлитель, $Q=1500$ м³/ч, сточные воды обрабатываются сульфатом алюминия и полиакриламидом, концентрация взвешенных веществ в сточной воде, поступающей в осветлитель, $C_н=2000$ г/м³, концентрация взвешенных веществ после осветления должна быть $C_и=10$ г/м³.

Решение Определяем расход сточных вод, выходящих из осветлителя.

$$Q_{осв}=\frac{Q}{1+(C_н-C_и)/C_{шл}}=\frac{1500}{1+(2000-10)/31\,000}=1410\ м^3/ч,$$

где $C_{шл}$ — концентрация взвешенных веществ в шламе осадкоуплотнители после уплотнения в течение времени между продувками осветлителя (не менее 3—6 ч), г/м³ (определяется по табл 4.4), при $C_н=2000$ г/м³ и $t_{упл}=4$ ч значение $C_{шл}=31\,000$ г/м³.

ТАБЛИЦА 14 ПАРАМЕТРЫ ДЛЯ РАСЧЕТА ОСВЕТЛИТЕЛЕЙ СО ВЗВЕШЕННЫМ СЛОЕМ ОСАДКА

$C_н$, г/м³	$v_{расч}$, м/ч	$C_{шл}$, г/м³, при $t_{упл}$, ч			$K_р$
		4	8	8	
100—400	2,8—3,6	21 500	24 000	25 000	0,75—0,7
400—1000	3,6—4	25 000	27 000	29 000	0,7—0,65
1000—2500	4—4,3	31 000	33 000	35 000	0,65—0,6

Площадь осветлителей

$$F_{осв}=F_{з.о}+F_{упл}=\frac{Q}{v_{расч}}[K_р+(1-K_р)\varphi]=$$

$$=\frac{1500}{4,2}[0,62+(1-0,62)1,2]=334,3\ м^2,$$

где $F_{з.о}$ и $F_{упл}$ — соответственно площадь зоны осветления и осадкоуплотнители, м², $v_{расч}$ — расчетная скорость восходящего потока сточной воды в зоне осветления, м/ч (определяется по табл 4.4), $\varphi=1,15-1,2$ — коэффициент подсоса осветленной воды в осадкоуплотнитель, $K_р$ — коэффициент распределения воды между зоной осветления воды и осадкоуплотнителем (определяется по табл 4.4)

Поскольку площадь одного осветлителя не должна превышать 100—150 м², принимаем четыре осветлителя, каждый площадью $F_{осв}=96$ м² (в том числе площадь зоны осветления $F_{з.о}=60$ м², а площадь осадкоуплотнителя $F_{упл}=36$ м²)

Ширина каждого коридора осветлителя $A_{осв}=3$ м, ширина осадкоуплотнителя $A_{упл}=3,6$ м (рис 4.5) Длину коридоров принимаем равной 10 м Высота слоя h_1, где наблюдается превышение расчетной скорости восходящего потока, обычно равна 0,5—1 м, рекомендуемая высота слоя взвешенного осадка $h_2=2\div2,5$ м, высота зоны

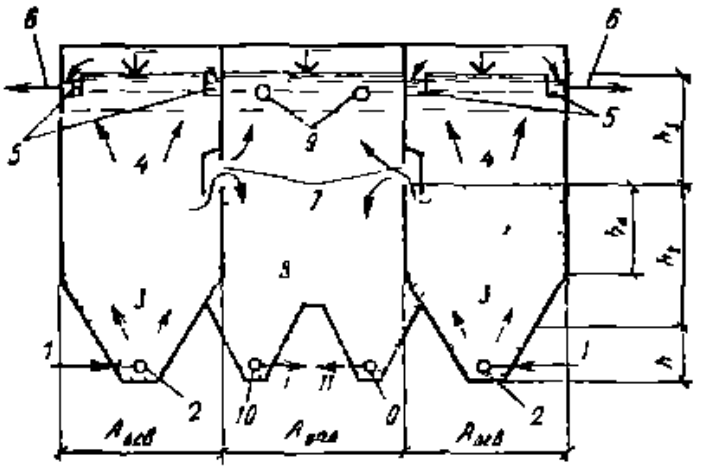


Рис 4 5 Осветлитель коридорного типа с вертикальным осадкоуплотнителем *1* — подача сточных вод *2* — дырчатые водораспределительные трубы *3* — зона взвешенного осадка *4* — зона осветления *5* — сборные желоба *6* — отвод осветленной сточной воды, *7* — осадкоприемные окна с защитными козырьками *8* — осадкоуплотнитель, *9* — дырчатые трубы, отводящие осветленную сточную воду *10* — дырчатые осадкоотводящие трубы *11* — отвод уплотненного осадка

осветления $h_3=1,5\div2$ м В данном случае $h_1=1$ м, $h_2=2,5$ м и $h_3=2$ м Тогда общая высота осветлители

$$H_{осв}=h_1+h_2+h_3=1+2,5+2=5,5 \text{ м}.$$

Площадь осадкоприемных окон в одном осветлителе

$$F_{ок}=\frac{Q(1-K_р)}{4v_{ок}}=\frac{1500(1-0,62)}{4\ 36}=3,96 \text{ м}^2,$$

где $v_{ок}$ — скорость движения сточной воды с осадком в осадкоприемных окнах (обычно принимается 36—54 м/ч)

Высота окон $h_{он}=0,3$ м Тогда общая их длина с каждой стороны осадкоуплотнителя

$$l_{ок}=F_{ок}/(2h_{он})=3,96\ (2\ 0,3)=6,6 \text{ м}$$

Устраиваем с каждой стороны осадкоуплотнителя по горизонтали 10 окон для приема избыточного осадка размером каждое $0,3\times0,66$ м Нижняя кромка осадкоприемных окон располагается на высоте $h_4=1,5-1,75$ м выше перехода стенок осветлителя из наклонных в вертикальные Принимаем $h_4=1,75$ м

Определим объем зоны уплотнения осадка $V_{упл}$ (части объема осадкоуплотнителя, которая расположена на 0,5 м ниже кромки осадкоприемных окон) По конструктивным размерам объем зоны уплотнения одного осветлителя $V_{упл}=99$ м³

Проверим соответствие конструктивного объема зоны уплотнения условию

$$V_{упл}\geq Q(C_я-C_к)t_{упл}/C_{шл},$$

$$Q(C_я-C_к)t_{упл}/C_{шл}=\frac{1500}{4}(2000-10)\ 4/31\ 000=96,3 \text{ м}^3$$

Условие соблюдается следовательно, осветитель подобран правильно

Пример 4.10 Определить эффект очистки сточных вод на одно, двух и четырехступенчатой сорбционной установке при следующих исходных данных расход сточных вод $Q=15$ м³/ч, адсорбционная константа распределения сорбата между сорбентом и раствором $K_{адс}=8000$, начальная концентрации сорбата в растворе $C_н=0{,}35$ кг/м³, доза сорбента $C_с=1{,}3$ кг/м³

Решение Определим расход сорбента при одноступенчатой сорбционной очистке

$$m_1 = C_с Q = 1{,}3 \cdot 15 = 19{,}5 \text{ кг/ч}$$

Рассчитаем концентрацию сорбата в сточных водах после одноступенчатой сорбционной очистки

$$C_1 = \frac{Q}{Q + K_{адс} m_1} C_н = \frac{15\,000 \cdot 0{,}35}{15\,000 + 8000 \cdot 19{,}5} = 0{,}031 \text{ г/л} = 31 \text{ мг/л}$$

Расход сорбента на каждой ступени при двухступенчатой и четырехступенчатой очистке будет

$$m_2 = m_1/n = 19{,}5/2 = 9{,}75 \text{ кг/ч},$$

$$m_4 = m_1/n = 19{,}5/4 = 4{,}88 \text{ кг/ч},$$

где n — число ступеней в сорбционной установке

Концентрации сорбата C_2 и C_4 соответственно после двух и четырехступенчатой очистки составляют

$$C_2 = \left(\frac{Q}{Q + K_{адс} m_2}\right)^n C_н = \left(\frac{15\,000}{15\,000 + 8000 \cdot 9{,}75}\right)^2 0{,}35 =$$

$$= 0{,}0091 \text{ г/л} = 9{,}1 \text{ мг/л},$$

$$C_4 = \left(\frac{Q}{Q + K_{адс} m_4}\right)^n C_н = \left(\frac{15\,000}{15\,000 + 8000 \cdot 4{,}88}\right)^4 0{,}35 =$$

$$= 0{,}0021 \text{ г/л} = 2{,}1 \text{ мг/л}$$

Определим эффект очистки сточных вод соответственно на одно двух и четырехступенчатой сорбционной установке

$$Э_1 = (C_н - C_1)\,100/C_н = (350 - 31)\,100/350 = 91{,}1\ \%,$$

$$Э_2 = (C_н - C_2)\,100/C_н = (350 - 9{,}1)\,100/350 = 97{,}4\ \%;$$

$$Э_4 = (C_н - C_4)\,100/C_н = (350 - 2{,}1)\,100/350 = 99{,}4\ \%$$

Пример 4.11 Определить продолжительность защитного действия фильтра при очистке фенолсодержащих сточных вод и количество задерживаемого фенола при следующих исходных данных начальная концентрации фенола в сточной воде $C_н=350$ мг/л, скорость фильтрации $v=2{,}2$ м/ч, коэффициент защитного действия фильтра $K_{з.д}=22{,}5$ потерь времени защитного действия $\tau=6{,}5$ ч, динамическая активность сорбента (активированный уголь) $a_д=175$ кг/м³

Решение Принимаем насыпные фильтры высотой $H=1$ м, площадью фильтрации $f=4$ м² и эмпирической константой $h=0{,}3$ м. Тогда продолжительность защитного действия фильтра

$$t_{з.д} = K_{з.д} H - \tau = 22{,}5 \cdot 1 - 6{,}5 = 16 \text{ ч},$$

Количество фенола сорбируемого фильтром за этот период,

$$M = (H - h) F a_д = (1 - 0{,}3)\ 4 \cdot 175 = 490 \text{ кг}$$

Пример 4.12 *Рассчитать пневматическую флотационную установку* при следующих исходных данных расход сточных вод $Q = 400$ м³/ч, время флотации $t_ф = 15$ мин, коэффициент аэрации $K_{аэр} = 0{,}25$

Решение Объем флотатора

$$V_ф = Qt_ф/[60\ (1 - K_{аэр})] = 400\ 15/[60\ (1 - 0{,}25)] = 133{,}3 \text{ м}^3.$$

Рабочая глубина флотатора $H_ф = 3$ м, тогда его площадь

$$F_ф = V_ф/H_ф = 133{,}3/3 = 44{,}4 \text{ м}^2$$

Принимаем интенсивность аэрации $I = 20$ м³/(м² ч) тогда требуемый расход воздуха

$$Q_п = IF_ф = 20\ 44{,}4 = 888 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Принимаем два флотатора шириной $B_ф = 3$ м и длиной $l_ф = 7{,}5$ м каждый

По дну флотаторов поперек секций располагаем воздухораспределительные трубы на расстоянии $l_{тр} = 0{,}25$ м друг от друга, общее число труб в каждом флотаторе

$$n_{тр} = l_ф/l_{тр} = 7{,}5/0{,}25 = 30.$$

Определим общее число сопл $n_с$, приняв скорость выхода струи воды из них $v_с = 100$ м/с, а диаметр отверстия сопла $d_с = 1$ мм, т. е площадь отверстия каждого сопла $f_с = 0{,}000000785$ м²

$$n_с = Q_п/(3600 f_с v_с) = 888/(3600\ 0{,}000000785\ 100) = 3142.$$

Число сопл на каждой воздухораспределительной трубе $n_с'$ и расстояние между ними $l_с$ находим по формулам

$$n_с' = n_с/(2n_{тр}) = 3142/(2\ 30) = 52.$$

$$l_с = B_ф/n_с = 3/52 = 0{,}058 \text{ м}$$

Рабочее давление перед соплами принимаем равным 0,5 МПа

Пример 4.13 *Рассчитать импеллерную флотационную установку* для предварительной очистки сточных вод меховой фабрики, содержащих поверхностно активные вещества и жиры, при расходе сточных вод $Q = 2700$ м³/сут

Решение Флотационные камеры принимаем квадратными в плане со стороной квадрата $l = 6d_и$ ($d_и = 0{,}2 - 0{,}75$ м — диаметр импеллера) Принимаем $d_и = 0{,}5$ м тогда $l = 6\ 0{,}5 = 3$ м Рабочий объем камеры

$$V_ф = h_ф l^2,$$

где $h_ф$ — рабочая высота флотационной камеры (обычно 1,5—3 м)

$$h_ф = H_{ст}/\rho_{ф ж},$$

где $\rho_{ф ж}$ — плотность флотируемой жидкости (водно воздушной смеси $= 0{,}67\ \rho_в$ т/м³, $H_{ст}$ — статический уровень сточной воды в камере (до флотации), м

$$H_{ст} = \varphi v_н'/(2g) = 0{,}25\ 12^2/2 \cdot 9{,}8 = 1{,}8 \text{ м},$$

здесь $\varphi = 0{,}2 - 0{,}3$ — коэффициент напора, $v_к$ — окружная скорость вращения импеллера, равная 12—15 м/с.

Тогда

$$h_ф = 1{,}8/(0{,}67 \cdot 1) = 2{,}7 \text{ м};$$

$$V_ф = 2{,}7\ 3^2 = 24{,}3 \text{ м}^3.$$

Число флотационных камер

$$n_ф = \frac{Qt_ф}{24 \cdot 60 V_ф (1 - K_д)} = \frac{2700\ 25}{24\ 60 \cdot 24{,}3(1 - 0{,}35)} = 2{,}97,$$

где $t_ф = 20 - 30$ мин — продолжительность флотации, $K_{возд} = 0{,}35$ — коэффициент аэрации.

Принимаем импеллерную флотационную установку, состоящую из трех флотационных камер.

Пример 4.14. Рассчитать электрофлотационную установку для очистки сточных вод мясокомбината при следующих исходных данных: расход сточных вод $Q = 110$ м³/ч, в качестве электродов используют алюминиевые пластины.

Решение. Принимаем горизонтальный электрофлотатор, состоящий из двух флотационных камер (на рис. 4.6 схематично показана одна камера). Число электродов, располагаемых в каждой камере,

$$n_э = (A - 2a + c)/(\delta + c) = (2000 - 2 \cdot 100 + 20)/(8 + 20) = 65,$$

где A — ширина флотационной камеры ($A = 2$ м при $Q < 90$ м³/ч, $A = 2{,}5 - 3$ м при $Q = 90 - 180$ м³/ч), $a = 100$ мм — величина зазора меж-

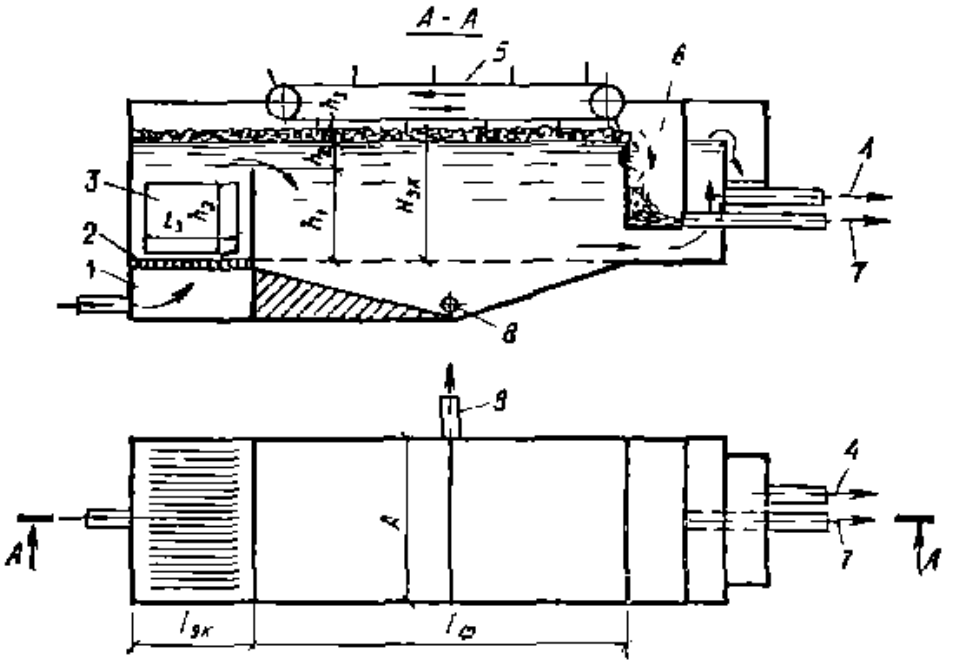


Рис. 4.6. Горизонтальный электрофлотатор

1 — впускная камера; *2* — решетка успокоитель; *3* — электродная система; *4* — отвод обработанной сточной воды; *5* — механизм сгребания пены; *6* — пеносборник; *7* — отвод пены по лотку; *8* — трубопровод опорожнения электрофлотатора и выпуска осадка

ду крайними пластинами и стенками камеры, c — величина зазора между пластинами (15—20 мм), δ — толщина пластин (6—10 мм).

Необходимая площадь пластин электродов, м², определяется по формуле

$$f_э = f_{а.э}/(n_э - 1),$$

где $f_{а.э}$ — активная поверхность электродов, м²; $f_{а.э} = EQ'/i$ (здесь E — удельное количество электричества, А·ч/м³; Q' — расчетный расход сточных вод на каждую камеру, м³/ч; i — плотность тока на электродах, А/м²).

Значения E и i определяются экспериментально в зависимости от состава сточных вод (табл. 45). Затем, вычислив активную по-

ТАБЛИЦА 45. ПАРАМЕТРЫ E И i

Сточные воды	E, А·ч/м³	i, А/м²
Кожевенных заводов при дублении:		
хромовом	300—500	50—100
смешанном	300—600	50—100
Меховых фабрик	100—300	50—100
Мясокомбинатов	100—270	100—200
Фабрик искусственных кож	15—20	40—80

верхность электродов $f_{а.э} = 200 \cdot 55/150 = 73{,}3$ м², находим необходимую площадь пластин электродов

$$f_э = 73{,}3/(65 - 1) = 1{,}15 \text{ м}^2.$$

Назначив высоту пластин $h_э = 1{,}15$ м (обычно 1—1,5 м), определим их длину

$$l_э = f_э/h_э = 1{,}15/1{,}15 = 1 \text{ м}$$

Длина электродной камеры

$$l_{э.к} = l_э + 2a = 1 + 2 \cdot 0{,}1 = 1{,}2 \text{ м}$$

Объем электродной камеры, м³, находим по выражению

$$V_{э.к} = AH_{э.к} l_{э.к},$$

где $H_{р.к}$ — рабочая высота электродной камеры $H_{р.к} = h_1 + h_2 + h_3 = 1{,}15 + 0{,}4 + 0{,}45 = 2$ м (здесь $h_1 = 1 - 1{,}5$ м — высота осветленного слоя; $h_2 = 0{,}3 - 0{,}5$ м — высота защитного слоя; $h_3 = 0{,}4 - 0{,}5$ м — слой шлама).

Следовательно,

$$V_{э.к} = 2 \cdot 2 \cdot 1{,}2 = 4{,}8 \text{ м}^3.$$

Далее подсчитаем объем флотационной камеры

$$V_ф = Q' t_ф = 55 \cdot 0{,}5 = 27{,}5 \text{ м}^3,$$

где $t_ф$ — *продолжительность флотации принимаемой 0,3—0,75 ч.*

Длина флотационной камеры

$$l_ф = V_ф/(AH_{э.к}) = 27{,}5/(2 \cdot 2) = 6{,}9 \text{ м}.$$

Общий объем электрофлотационной установки

$$V_у = 2(V_{а.и} + V_ф) = 2(4{,}8 + 27{,}5) = 64{,}6 \text{ м}^3$$

Далее определяем количество материала электродов m, переводящего в 1 м³ раствора, г/м³, по формуле

$$m = k_1 \Э E,$$

где $k_1 = 0{,}5-0{,}95$ — коэффициент выхода по току, $\Э$ — электрохимический эквивалент, г/(А·ч) (для Fe^{2+}, Fe^{3+}, Al^{3+} — соответственно 1,042, 0,695 и 0,336)

Для алюминиевых электродов

$$m = 0{,}6\ 0{,}336 \cdot 200 = 40{,}3 \text{ г/м}^3.$$

Срок службы электродной системы в сутках вычисляется по выражению

$$T = M\ 1000/(mQ\ 24),$$

где M — масса металла электродов, которая растворяется при электролизе, кг, $M = \rho k_2 f_а б n_а$ [здесь ρ — плотность металла электродов, кг/м³, k_2 — коэффициент использования материала электродов (0,8—0,9)]

Определив значение $M = 2700\ 0{,}85/1{,}15\ 0{,}008/130 = 2745$ кг по данным

$$T = (2745 \cdot 1000)/(40{,}3\ 110 \cdot 24) = 25{,}8 \text{ сут}.$$

Пример 4.15. Рассчитать ионообменную установку для обезвреживания сточных вод гальванического цеха после их предварительной механической очистки при следующих исходных данных: расход сточных вод $Q = 1200$ м³/сут, поступление сточных вод на установку равномерное. Ионный состав сточных вод приведен в табл. 4.6.

ТАБЛИЦА 4.6. СОСТАВ СТОЧНЫХ ВОД ГАЛЬВАНИЧЕСКОГО ЦЕХА

Ионы	Содержание вещества, г/м³	Расход вещества г/м³ на 1 г экв/м³	Содержание вещества, г экв/м³	Ионы	Содержание вещества, г/м³	Расход вещества г/м³ на 1 г экв/м³	Содержание вещества, г экв/м³
Катионы:				Анионы			
Cr^{3+}	120	8,67	13,84	CN^-	90	26	3,46
Zn^{2+}	15	32,68	0,46	Cl^-	160	35,46	4,51
Cu^{2+}	12	31,77	0,38	SO_4^{2-}	470	48,03	9,78
Ni^{2+}	90	29,36	3,07				
$\Sigma[K]$	237	—	17,75	$\Sigma[A]$	720	—	17,75

Решение. В качестве первой ступени ионообменной установки принимаем Н-катионитовые фильтры, загруженные сильнокислотным катионитом КУ-2. Объем катионита определяется по формуле

$$V_к = K_{с.н} Q_{соч} \Sigma[K]/(n_{фд} E_{раб.к}),$$

где $K_{с.н}=1.1+1.35$ — коэффициент для учета расхода воды на собственные нужды установки $Q_{п.т}$ — полезный расход обезвреженной сточной воды м³/сут $n_{фц}$ — число фильтроциклов в 1 сут $E_{р.к}$ — рабочая обменная способность катионита г экв/м³

$$E_{раб.к}=K_{э.р}K_{обм}E_{пол.к}-0.5qΣ[K]$$

здесь $K_{э.р}$ — коэффициент эффективности регенерации при удельных расходах H_2SO_4 г г экв поглощенных катионов 50 100 150 200 (равен соответственно 0.68 0.85 0.91 0.93) $K_{обм}$ 0.8—0.9 — коэффициент для учета снижения обменной способности катионита $E_{пол.к}$ — полная обменная способность катионита равная для КУ 2—800 г экв/м³ q — удельный расход осветленной воды на отмывку 1 м³ Н катионита равен 4—6 м³/м³

Тогда

$$E_{раб.к}=0.91\ 0.85\ 800-0.5\ 5\ 17\ 75=574.4\ г\ экв/м^3$$

$$V_н=(1.25\ 1200\ 17.5)/(2\ 574.4)=23.2\ м^3$$

Определим общую площадь катионитовых фильтров $F_к$ принимая высоту загрузки $H_к=2.5$ м

$$F_к=V_н/H_к=23.2/2.5=9.3\ м^2$$

Принимаем три рабочих катионитовых фильтра и один резервный диаметром $D_к=2$ м тогда общая площадь фильтров составит 9.4 м²

Скорость фильтрования воды через катионитовые фильтры

$$V_к=Q/(24F_к)=1200/(24\ 9.4)=5.3\ м/ч$$

В качестве второй ступени понообменной установки принимаем анионитовые фильтры со слабоосновным анионитом АН 18

Расчетную скорость фильтрования определяем по формуле

$$v_A=\frac{E_{раб.A}H_A-0.5H_A[A]}{T[A]+0.02E_{раб.A}\ln[A]-0.1[A]\ln[A]}$$

где H_A — высота загрузки анионитового фильтра принимаемая равной 2.5 м $[A]$ — содержание анионов сильных кислот в сточной воде в нашем случае $4.51+9.78=14.29$ г экв/м³ $E_{раб.A}$ — рабочая обменная способность анионитов г экв/м³ (для АН 18 равна 1000) T — продолжительность работы каждого фильтра между регенерациями

$$T=24/n_{рег}-t_1-t_2-t_3=24/2-0.25-1.5-3-7.25\ ч$$

(здесь $n_{рег}=2-3$ — число регенераций сут $t_1=0.25$ ч — продолжительность взрыхления анионита $t_2=1.5$ ч — продолжительность пропускания через анионит регенерационного раствора щелочи t_3 3 ч — продолжительность отмывки анионита после регенерации)

Тогда

$$v_A=\frac{1000\ 2.5-0.5\ 2.5\ 14.29}{7.25\ 14.29+0.02\ 1000\ 2.66-0.1\ 14.29\ 2.66}=16.2\ м/ч$$

Общая площадь анионитовых фильтров

$$F_A=Q/(n_{рег}Tv_A)=1200/(2\ 7.25\ 16.2)=5.1\ м^2$$

Принимаем два рабочих анионитовых фильтра и один резерв

ный диаметром $D_ф = 2$ м. Тогда общая площадь рабочих фильтров составит 6·28 м² а фактическая скорость фильтрации

$$v_{факт\ ф} = Q/(n_{рег} T F_ф) = 1200/(2 \cdot 7{,}25 \cdot 6 \cdot 28) = 13{,}2 \text{ м/ч}.$$

Регенерацию катионитов предусматриваем 8 %-ным раствором серной кислоты, а анионитов — 5 %-ным раствором щелочи.

ГЛАВА 5 ДЕЗИНФЕКЦИЯ СТОЧНЫХ ВОД

§ 24 Дезинфекции сточных вод хлором

Для уничтожения патогенных микробов и исключения заражения водоемов этими микробами сточные воды перед спуском в водоемы должны обеззараживаться (дезинфекция). Оценку эффективности обеззараживания сточных вод производят по коли-титру — показателю, представляющему собой наименьший объем в миллилитрах сточной воды, в котором содержится одна кишечная палочка — типичный представитель кишечной микрофлоры. Обычно обеззараживание сточных вод считается достаточным, если коли-титр равен 0,001.

Сточные воды рекомендуется обеззараживать жидким хлором или гипохлоритом натрия, полученным на месте в электролизерах [6]. Для этой цели могут использоваться также хлорная известь и гипохлорит кальция (при расходах до 1000 м³/сут), озон и др.

В настоящее время наиболее широко для дезинфекции сточных вод используют хлор, доставляемый на очистные станции в баллонах или в контейнерах под высоким давлением в жидком состоянии.

Установка для дезинфекции сточных вод хлором состоит из следующих элементов: расходного склада хлора, узлов испарения жидкого хлора, дозирования газообразного хлора и образования хлорной воды. Для небольших установок хлор испаряют в той таре, в которой он хранится (табл. 5.1). Если требуется более 30 кг/ч хлора, то применяют испарители с искусственным подогревом.

Под действием окружающего тепла хлор в баллонах (рис. 5.1) постепенно испаряется и в виде газа поступает в промежуточный баллон, где освобождается от капель жидкого хлора и механических примесей. Далее хлоргаз поступает в хлоратор-дозатор. Отдозированный

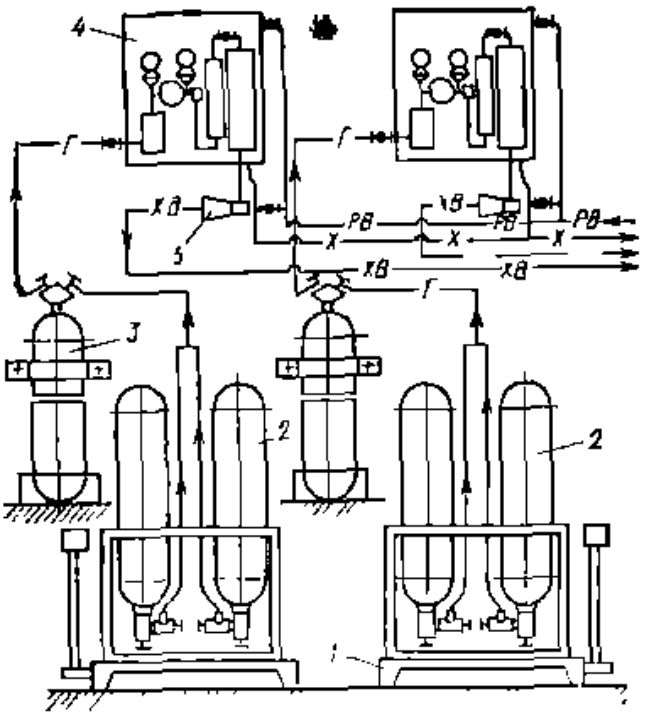


Рис. 5.1. Хлораторная установка с баллонами
1 — весы, *2* — баллоны с жидким хлором, *3* — промежуточный баллон, *4* — хлоратор, *5* — эжектор

ТАБЛИЦА 5.1. ВЫХОД ГАЗООБРАЗНОГО ХЛОРА ПРИ ТЕМПЕРАТУРЕ 16 °С БЕЗ ПОДОГРЕВА

Тара	Площадь наружной поверхности тары, м²	Средний выход хлора, кг/(ч·м²)
Баллоны вместимостью 40 л, установленные вертикально	0,99	0,7
То же, наклонно под углом 20°	0,9	2
Контейнеры вместимостью 800 л	4,7	3—4
Танк вместимостью 40 м³	77	2—3

хлор засасывается эжектором, перемешивается с рабочей водой и направляется в очищенную воду для дезинфекции.

Газообразный хлор дозируют вакуумными хлораторами или весовым способом Возможно применение комбинированного способа: весового, совмещенного с дозированием хлораторами ручного регулирования.

Серийно выпускаются хлораторы ЛОНИИ-100К ручного регулирования на производительность по хло-

ру 1 28—8 1 и 2 05—12 8 кг/ч (Кременчугский ремонтно-экспериментальный завод коммунального оборудования). Из НРБ поставляются в СССР хлораторы с ручным, электрическим и пневматическим управлением типа ХВ 200 производительностью 2 5—25 кг/ч и типа ХВ 260 производительностью 12 5—125 кг/ч

Хлоргаз проходит по приборам хлоратора под разрежением что исключает проникание токсичного газа хлора в помещение хлораторной Для дезинфекции сточных вод СНиП [6] рекомендуют следующие дозы активного хлора после механической очистки — 10 г/м после полной искусственной биологической очистки — 3 г/м³, после неполной искусственной биологической очистки — 5 г/м³

Для смешения хлорной воды со сточной жидкостью применяют различного типа смесители Наиболее простым является ершовый смеситель используемый при производительности 12—1400 м³/сут Для расходов 1400—280 000 м³/сут применяют смесители типа «лоток Паршала Продолжительность контакта хлора с очищаемой водой должна составлять 30 мин В качестве контактных резервуаров применяют отстойники аналогичные первичным Оборудовать их скребками для удаления осадка необязательно

§ 25 Дезинфекция сточных вод озоном

Озон обладает более высоким бактерицидным действием чем хлор При определенных условиях применение озона весьма целесообразно Озон оказывает универсальное действие проявляющееся в том что одновременно с обеззараживанием воды происходит улучшение физико-химических и органолептических показателей воды Этим обусловлена необходимость повышения дозы озона для дезинфекции воды при наличии в ней органических загрязнений

Озонаторные установки состоят из следующих основных элементов озонаторов для синтеза озона оборудования для подготовки и транспортирования воздуха устройств электропитания камер контакта озона с обрабатываемой водой оборудования для утилизации остаточного озона в обрабатываемой газовой смеси (рис 5 2 и 5 3)

Озон получают из воздуха для получения 1 кг озона

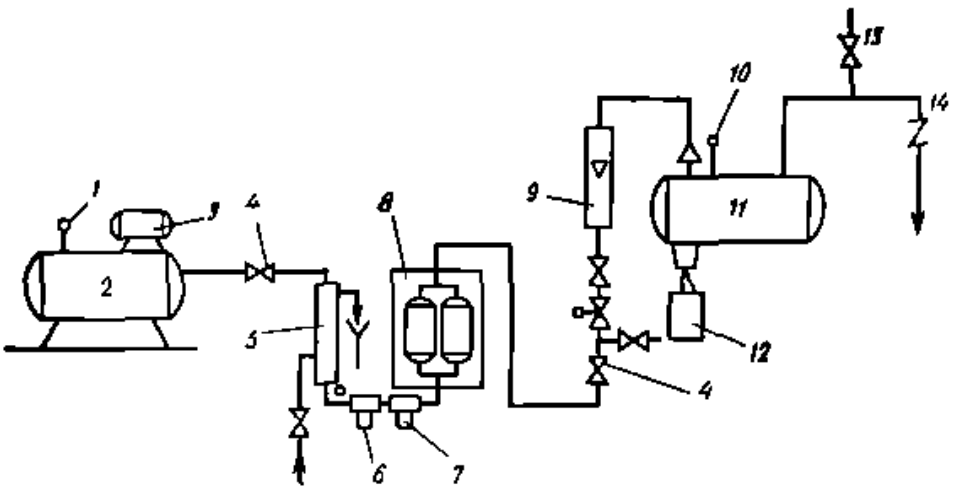


Рис. 6.2 Технологическая схема озонаторной установки с обезвоживанием при высоком давлении

1 — манометр *2* — баллон сжатого воздуха *3* — компрессор *4* — регулировочный вентиль *5* — водяной теплообменник *6* — воздушный фильтр *7* — масляный фильтр *8* влагопоглотительный фильтр *9* — расходомер *10* — термостат *11* — озонатор *12* — трансформатор *13* — патрубок для отбора проб озонированного воздуха *14* — обратный клапан

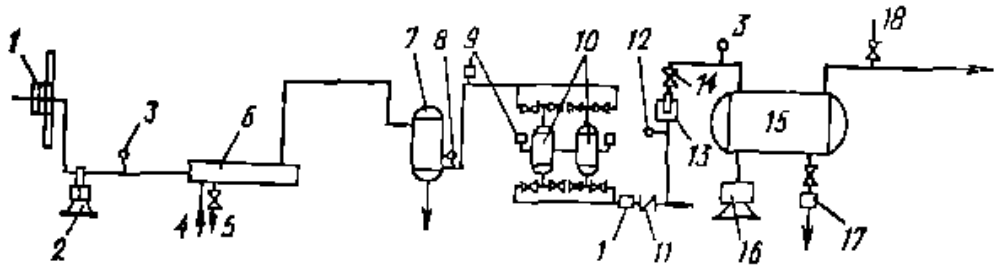


Рис 6.3 Технологическая схема озонаторной установки с обезвоживанием в две стадии при низком давлении

1 — воздушный фильтр *2* — воздуходувка *3* — манометр *4* и *5* — трубопроводы для подачи и отвода охлаждающей воды *6* водяной теплообменник *7* — фреоновая холодильная установка *8* термостат *9* — термометры *10* — влагопоглотительные фильтры *11* — обратный клапан *12* — влагозаполнитель *13* — электрический воздушный расходомер *14* — регулировочные вентили *15* — озонатор *16* — повышающий трансформатор *17* — расходомер охлаждающей воды *18* штуцер для отбора проб озонированного воздуха

требуется 50—60 м³ воздуха Воздух следует забирать из незагрязненной зоны на высоте не менее 4 м над коньком крыши здания Для очистки и сушки воздуха применяют адсорбционные установки типа АГ 50 или УОВ В установках по озону более 6 кг/ч применяют двухступенчатую сушку воздуха

Давление воздуха перед озонатором должно составлять (при расположении озонатора от места ввода озона на расстоянии до 20 м и скорости озоно воздушной смеси в трубопроводах не более 10 м/с)

для смесителей барботажных	784—882	ГПа
то же эжекторных	98—196	»
» , механических	98—196	»

Синтез озона осуществляется в электрических генераторах озонаторах В СССР выпускаются озонаторы производительностью до 6 кг/ч Кроме того генераторы озонаторы поставляют французские фирмы «Трелигаз», «Дегремон» и чехословацкое народное предприятие «Kralovopolska strojirna»

Обработку сточной воды озоном производят в камерах контакта где обеспечивается интенсивное перемешивание воды Барботажные камеры в зависимости от расхода обрабатываемой воды и требуемой продолжительности озонирования выполняются в виде колонн или прямоугольных закрытых резервуаров (одного или нескольких) Резервуары большого объема делят на несколько секций вертикальными перегородками

Обеззараживание озоном целесообразно предусматривать после доочистки воды на микрофильтрах или на фильтрах Дозу озона в этом случае следует принимать равной 6—10 мг/л при продолжительности контакта 8—10 мин После биологической очистки (до содержания взвешенных веществ 10—12 мг/л и $БПК_{полн} \geqslant 15$ мг/л) требуемая доза озона равна 15—30 мг/л, а продолжительность контакта —0 3—0 5 ч

§ 26 Примеры расчетов

Пример 5 1 Рассчитать хлораторную установку и сооружения для смешения и контакта воды с хлором для очистной станции на полную биологическую очистку производительностью $Q_{ср\ сут} = 20\,000$ м³/сут

Решение Средний секундный расход воды на очистную станцию

$$q_{ср} = Q_{ср\ сут}/(24 \cdot 3600) = 20\,000/86\,400 = 0,231 \text{ м}^3/\text{с}$$

Общий коэффициент неравномерности $K_{об\ макс} = 1\,57$ [6] Тогда максимальный часовой расход

$$Q_{макс\ ч} = Q_{ср\ сут} K_{об\ макс}/24 = 2000 \cdot 1\,57/24 = 1308 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Принимаем дозу хлора для дезинфекции вод $Д_{хл} = 3$ г/м³ Расход хлора за 1 ч при максимальном расходе

$$q_{хл} = Д_{хл} Q_{макс\ ч}/1000 = 3 \cdot 1308/1000 = 3\,92 \text{ кг/ч}$$

Расход хлора в сутки

$$q_{хл} = Д_{хл} Q_{ср\ сут}/1000 = 3 \cdot 20\,000/1000 = 60 \text{ кг/сут}$$

В хлораторной предусматривается установка двух хлораторов ЛОНИИ 100К. Один хлоратор рабочий, а другой — резервный.

Определим, сколько баллонов-испарителей необходимо иметь для обеспечения полученной производительности в 1 ч

$$n_{бал} = q_{хч}/S_{бал} = 3,92/0,7 = 6,$$

где $S_{бал}=0,7$ кг/ч — выход из одного баллона (см. табл. 5.1).

Принимаем баллоны вместимостью 40 л, содержащие 50 кг жидкого хлора [2].

Проектом предусматриваются две самостоятельные установки для испарения хлора из баллонов и его дозирования. Одна из них является резервной.

В соответствии с действующими нормами [6] для размещения оборудования и хлора в баллонах предусматривается строительство здания, состоящего из двух помещений: хлордозаторной и расходного склада хлора. Хлордозаторная оборудуется двумя выходами: один — через тамбур и второй — непосредственно наружу (со всеми дверями, открывающимися наружу). Расходный склад хлора изолируют от хлордозаторной огнестойкой стеной без проемов.

Баллоны-испарители хранятся в расходном складе хлора. Для контроля за расходованием хлора на складе устанавливают двое циферблатных весов марки РП-500 Г13(м) [2], на которых размещается по шесть баллонов. Каждые весы с баллонами являются частью двух самостоятельных установок для испарения и дозирования хлора, работающих периодически.

Всего за 1 сут будет использоваться 60 : 50 = 1,2 баллона. Таким образом, в момент начала работы установки, когда на весах будет установлено 12 баллонов, запас хлора будет достаточен для работы в течение 12 : 1,2 = 10 сут. При выработке газа из шести баллонов на одних весах запас хлора будет достаточен для работы в течение 6 : 1,2 = 5 сут.

В хлордозаторной помещаем два хлоратора ЛОНИИ 100К и два баллона (грязевика) вместимостью 50 л. Каждый хлоратор, баллон (грязевик) и один весы с баллонами-испарителями, расположенные на расходном складе, образуют самостоятельную технологическую схему для испарения и дозирования хлора, работающую периодически.

Хлордозаторная обеспечивается подводом воды питьевого качества с давлением не менее 0,4 МПа и расходом

$$Q = q_{хл}\, q_0 = 3,92 \cdot 0,4 = 1,57 \text{ м}^3/\text{ч},$$

где $q_0=0,4$ м^3/кг — норма водопотребления, м^3 на 1 кг хлора.

Хлорная вода для дезинфекции сточной воды подается перед смесителем. Принимаем смеситель типа «лоток Паршалля» с горловиной шириной 300 мм.

Для обеспечения контакта хлора со сточной водой запроектируем контактные резервуары по типу горизонтальных отстойников. Объем резервуаров

$$V_{к.р} = Q_{макс\,ч}\, T/60 = 1308 \cdot 30/60 = 654 \text{ м}^3,$$

где $T=30$ мин — продолжительность контакта хлора со сточной водой [6].

При скорости движения сточных вод в контактных резервуарах $v=10$ мм/м [6] длина резервуара

$$L = vT = 10 \cdot 30 \cdot 60/1000 = 18 \text{ м}.$$

Площадь поперечного сечения

$$\omega = V_{н\,р}/L = 654/18 = 36{,}3\ м^2.$$

При глубине $H = 2{,}8$ м и ширине каждой секции $b = 6$ м число секций

$$n = \omega/(bH) = 36{,}3/(6\ 2{,}8) = 2{,}16.$$

Фактическая продолжительность контакта воды с хлором в час максимального притока воды

$$T = V_{к\,р}/Q_{макс\,ч} = nbHL/Q_{макс\,ч} = 2\ 6\ 2{,}8\ 18/1308 =$$

$$= 0{,}46\ ч = 28\ мин.$$

С учетом времени движения воды в отводящих лотках фактическая продолжительность контакта воды с хлором составит около 30 мин

Принимаем контактные резервуары, разработанные ЦНИИЭП инженерного оборудования. Они имеют ребристое днище в лотках которого расположены смывные трубопроводы с насадками, а по продольным стенам смонтированы аэраторы и перфорированные трубы. Осадок удаляют один раз в 5—7 сут. При отключении секции осадок взмучивается технической водой, поступающей из насадков, и возвращается в начало очистных сооружений. Для поддержания осадка во взвешенном состоянии смесь в резервуаре барботируют

Пример 62. Рассчитать озонаторную установку и контактную камеру для дезинфекции сточных вод, прошедших доочистку на фильтрах. Расход сточных вод $Q_{ср\,сут} = 12\,000$ м³/сут.

Решение. Средний секундный расход воды на очистную станцию составит

$$q_{ср} = Q_{ср\,сут}/(24\ 3600) = 12\,000/86\,400 = 0{,}139\ м^3/с$$

Общий коэффициент неравномерности $K_{об\,макс} = 1{,}59$ [6]. Максимальный часовой расход

$$Q_{макс\,ч} = Q_{ср\,сут}\,K_{об\,макс}/24 = 12\,000\ 1{,}59/24 = 795\ м^3/ч$$

Принимаем дозу озона $Д_{оз} = 10$ г/м³ и продолжительность контакта $T_{оз} = 10$ мин.

Максимальный расход озона

$$O_{оз} = Q_{макс\,ч}\,Д_{оз}/1000 = 795\ 10/1000 = 7{,}95\ кг/ч$$

Расход озона в сутки

$$O_{оз\,сут} = Q_{ср\,сут}\,Д_{оз}/1000 = 12\,000\ 10/1000 = 120\ кг/сут$$

Принимаем озонаторы типа ОП-315 с номинальной производительностью по озону $O_1 = 3{,}8$ кг/ч. При этом средний расход воздуха равен 300 м³/ч, расход охлаждающей воды $q_в = 30$ м³/ч. Требуемое число озонаторов

$$n_{оз} = O_{оз}/O_1 = 7{,}95/3{,}8 = 2{,}1$$

Принимаем два рабочих озонатора в предположении, что максимальная производительность одного озонатора может достигать 4 кг/ч. Кроме этого принимаем также один резервный озонатор (рекомендуется 10—20 % резервных озонаторов).

Требуемый расход воды на два работающих озонатора

$$q = q_в\,n/3600 = 30\ 2/3600 = 0{,}017\ м^3/с.$$

Определим размеры контактных (барботажных) камер для смешения озоно воздушной смеси с водой Принимаем высоту воды в камере $H_к = 4$ м Общая площадь камер должна равняться

$$F = Q_{макс\ ч} T_{оа}\ 60/(3600\ H_к) = 795\ 10\ 60/(3600\ 4) = 33,1\ м^2$$

Принимаем две секции размером в плане 4×4 14 м Для распределения озоно воздушной смеси у дна контактной камеры располагаются перфорированные (керамические пористые) трубы длиной $l = 500$ мм, внутренним диаметром 64 мм и наружным диаметром 92 мм Керамические пористые трубы присоединяются к четырем коллекторам к двум, располагаемым на расстоянии по 0,5 м от стен, и к двум — через 1 м один от другого Длина коллекторов 4,14 м Расстояние между керамическими трубами принимается равным 0,5 м

ГЛАВА 6. СООРУЖЕНИЯ ДЛЯ ОБРАБОТКИ ОСАДКОВ

§ 27. Метантенки

Одним из основных методов обезвреживания осадков городских сточных вод является анаэробное сбраживание, осуществляемое микроорганизмами, способными в ходе жизнедеятельности окислять органические вещества осадков Этот процесс происходит в метантенках расчет которых заключается в подсчете количества образующихся на станции осадков, обоснованном выборе режима сбраживания, определении требуемого объема сооружений и степени распада беззольного вещества осадков .

Количества сухого вещества осадка $O_{сух}$ и активного ила $И_{сух}$, образующихся на станции, т в 1 сут, рассчитывают по следующим формулам.

$$O_{сух} = \frac{C Э k}{1000\ 1000} Q, \qquad (6.1)$$

$$И_{сух} = \frac{0,8C\ (1 - Э) + aL_a - b}{1000 \cdot 1000} Q, \qquad (6\ 2)$$

где C — концентрация взвешенных веществ в воде, поступающей на первичные отстойники, мг/л, L_a — БПК$_{полн}$ поступающей в аэротенки сточной воды, мг/л, $Э$ — эффективность задержания взвешенных веществ в первичных отстойниках доли единицы Q — средний расход сточных вод м^3/сут k — коэффициент, учитывающий увеличение объема осадка за счет крупных фракций взвешенных веществ, не улавливаемых при отборе проб для анализов (равный 1,1—1 2), b — вынос активного ила из вторичных отстойников, мг/л, $a = 0,3 \div 0,5$ — коэффициент прироста активного ила

Количество беззольного вещества осадка $О_{без}$ и активного ила $И_{без}$, т в 1 сут вычисляют по формулам

$$О_{без} = \frac{О_{сух}(100 - В_г)(100 - З_{ос})}{100\ 100} \quad (6\ 3)$$

$$И_{без} = \frac{И_{сух}(100 - В_г)(100 - З_{ил})}{100\ 100}, \quad (6\ 4)$$

где $В_г$ $В_г$ — гигроскопическая влажность сырого осадка и активного ила %; $З_{ос}$ $З_{ил}$ — зольность сухого вещества осадка и ила %

Расход сырого осадка и избыточного активного ила м³/сут

$$V_{ос} = \frac{100О_{сух}}{(100 - W_{ос})\rho_{ос}}, \quad (6\ 5)$$

$$V_{ил} = \frac{100И_{сух}}{(100 - W_{ил})\rho_{ил}}, \quad (6\ 6)$$

где $W_{ос}$ — влажность сырого осадка %; $W_{ил}$ — влажность избыточного активного ила %; $\rho_{ос}$ $\rho_{ил}$ — плотности осадка и активного ила

Общий расход осадков на станции
по сухому веществу

$$М_{сух} = О_{сух} + И_{сух} \quad (6\ 7)$$

по беззольному веществу

$$М_{без} = О_{без} + И_{без} \quad (6\ 8)$$

по объему смеси фактической влажности

$$М_{общ} = V_{ос} + V_{ил} \quad (6\ 9)$$

Средние значения влажности смеси и зольности %

$$В_{см} = 100(1 - М_{сух}/М_{общ}) \quad (6\ 10)$$

$$З_{см} = 100\left[1 - \frac{М_{без}}{О_{сух}(100 - В_г)/100 + И_{сух}(100 - В_г)\ 100}\right] \quad (6\ 11)$$

Зная фактическую влажность смеси можно подсчитать требуемый объем метантенка м³

$$V = М_{общ}\ 100/Д, \quad (6\ 12)$$

где $Д$ — суточная доза загрузки осадка в метантенк % (табл 6 1)

Режим сбраживания (термофильный или мезофильный) выбирают с учетом методов последующей обработки осадков При этом обязательным является обеспечение санитарных требований Например если для подсушки сброженного осадка проектируются иловые площадки,

ТАБЛИЦА 61 СУТОЧНАЯ ДОЗА ЗАГРУЗКИ ОСАДКА В МЕТАТЕНК

Режим сбраживания	Доза загрузки $^{0}_{0}$ при влажности загружаемого осадка $^{0}_{0}$ не более				
	93	94	95	96	97
Мезофильный	7	8	8	9	10
Термофильный	14	16	17	18	19

следует принять термофильный режим или предусмотреть после мезофильного процесса дегельминтизацию осадка Если в схеме станции предполагается узел термической сушки, сбраживание целесообразно проводить в мезофильных условиях и т д Окончательное решение принимают на основании технико экономических расчетов

Если сточные воды, поступающие на станцию содержат значительное количество ПАВ, которые могут оказать отрицательное влияние на микрофлору метантенка дозу загрузки принятую по СНиП, следует проверить по формуле

$$Д = \frac{10q}{C(100 - B_{сн})} \qquad (6\ 13)$$

где C — содержание ПАВ в осадке мг/л сухого осадка принимаемое по табл 60 СНиП 2 04 03—85 в зависимости от концентрации ПАВ в исходной воде q — предельно допустимая загрузка г/м³ рабочего объема метантенка принимаемая в зависимости от характера присутствующих в воде ПАВ (табл. 6 2)

ТАБЛИЦА 62 СОДЕРЖАНИЕ ПОВЕРХНОСТНО АКТИВНЫХ ВЕЩЕСТВ В ОСАДКЕ И АКТИВНОМ ИЛЕ

Исходная концентрация ПАВ в сточной воде мг/л	Содержание ПАВ мг/л сухого вещества		Исходная концентрация ПАВ в сточной воде мг/л	Содержание ПАВ мг/л сухого вещества	
	в осадке из первичных отстойников	в избыточном активном иле		в осадке из первичных отстойников	в избыточном активном иле
5	5	5	20	17	7
11	9	5	25	20	12
15	13	7	30	24	12

Если при поверочном расчете оказалось, что $Д < Д$ объем метантенка рассчитывается по величине $Д'$ В других случаях корректировка не требуется Выход

газа y', м³ на 1 кг загруженного беззольного вещества (плотность газа принята равной 1),

$$y' = (a - nД)/100, \qquad (6\ 14)$$

где a — предел сбраживания осадка, %; n — экспериментальный коэффициент, зависящий от влажности осадка и температурного режима сбраживания, принимаемый по табл. 61 СНиП 2.04.03—85.

Для смеси осадка и активного ила предел распада

$$a_{см} = (a_о O_{без} + a_и И_{без})/М_{без}, \qquad (6\ 15)$$

где $a_о$, $a_и$ — пределы распада соответственно осадка и ила.

Эти показатели могут быть рассчитаны, если известно содержание жиров $ж$, белков $б$ и углеводов $у$ в 1 г сбраживаемого субстрата

$$a = (0{,}92ж + 0{,}62у + 0{,}34б)\ 100 \qquad (6\ 16)$$

В случае, когда данные по химическому составу осадков отсутствуют, можно принять $a_о = 53$ %, $a_и = 44$ %. Суммарный выход газа, м³/сут,

$$Г = y\ М_{без} \qquad (6\ 17)$$

При расчете и проектировании метантенков следует принимать типовые конструкции метантенков, а также использовать проекты, разработанные для московских станций аэрации Мосводоканалниипроектом (табл. 6.3).

ТАБЛИЦА 6.3. КОНСТРУКТИВНЫЕ РАЗМЕРЫ МЕТАНТЕНКОВ

Проект	Диаметр, м	Полезный объем одного резервуара, м³	Высота, м			Строительный объем, м³	
			верхнего конуса	цилиндрической части	нижнего конуса	здания обслуживания	блока газовой сети
902-2-227	12,5	1000	1,9	6,5	2,15	652	100
902-2-228	15	1600	2,35	7,5	2,6	2035	112
902-2-229	17,5	2500	2,5	8,5	3,05	2094	136
902-2-230	20	4000	2,9	10,6	3,5	2520	174
Ново-Курьяновской станции аэрации	18	6000	3,15	18	3,5	2700	170
Люберецкой станции аэрации	22,4	8000	4,45	16,3	3,7	2000	170

§ 28 Аэробные стабилизаторы

Метод аэробной стабилизации заключается в длительном аэрировании осадков в сооружениях типа аэротенков (стабилизаторах). Метод этот наиболее применим к избыточному илу, который из-за высокой влажности и значительного содержания белковых веществ сбраживается в метантенках менее интенсивно и с более низким газовыделением, чем осадки из первичных отстойников.

Аэробная стабилизация — это сложный биохимический процесс, в результате которого происходит распад (окисление) основной части органических беззольных веществ (ОВ) осадка. Оставшееся органическое вещество осадка является стабильным — неспособным к последующему разложению (загниванию).

На основании исследований по аэробной стабилизации осадков, проведенных во ВНИИ ВОДГЕО и НИИ коммунального водоснабжения и очистки воды АКХ им. К. Д. Памфилова, сформулированы основные закономерности процесса аэробной стабилизации и предложены уравнения для инженерных расчетов.

Так как в практике при расчете сооружений по анаэробному сбраживанию осадков (метантенков) принят термин беззольное вещество, то и последующем органическое вещество (ОВ) будем называть беззольным (БЗ) веществом.

Эффективность процесса аэробной стабилизации зависит от продолжительности процесса, температуры, интенсивности аэрации, а также от состава и свойств окисляемого осадка.

Массу органических беззольных веществ осадка S, поступающего на стабилизацию, можно условно разделить на две части: активную (распадающуюся) S_a и инертную S_i. Относительный распад БЗ в процессе стабилизации

$$a = (S_0 - S_t)/S_0 \qquad (6\ 18)$$

где S_0 — начальное содержание БЗ, г/л; S_t — содержание БЗ в конце периода t, г/л.

Относительный распад a не может превысить некоторой величины A — предела распада

$$A = S_{a_0}/S_0 \qquad (6\ 19)$$

где S_{a_0} — начальное содержание активной части, г/л.

Скорость распада активной части БЗ описывается уравнением первого порядка

$$\frac{dS_{a_t}}{dt} = -kS_{a_t}, \qquad (6\ 20)$$

где k — константа скорости распада, S_{a_t} — содержание активной части в конце периода t г/т

Количество требуемого кислорода $Q_к$ пропорционально количеству распавшегося БЗ

$$Q_к = v(S_0 - S_t), \qquad (6\ 21)$$

где v — стехиометрический коэффициент кг кислорода на 1 кг ОВ осадка

Удельное количество кислорода, кг O_2/кг ОВ

$$q = Q_к/S_0, \qquad (6\ 22)$$

$$q = va \qquad (6\ 23)$$

Из условий реакции первого порядка [см. уравнение (6 20)] следует, что скорость распада пропорциональна количеству оставляемого в осадке БЗ, т. е. она уменьшается с увеличением распада, при $a \to A$ необходимый для стабилизации период времени становится бесконечно большим.

Стабильным можно считать осадок, у которого отношение активной части к инертной не превышает 18—20 %, т. е.

$$S_a/S_I = (A - a)/(1 - a) \leqslant 0{,}18\text{—}0{,}2$$

Основными параметрами для инженерных расчетов являются требуемая продолжительность стабилизации t и удельный расход кислорода q, которые в основном зависят от температуры и возраста ила. Такие факторы как концентрация активного ила и концентрация растворенного кислорода (при условии, что последняя не ниже 1 мг/л) не влияют на t и q.

Период стабилизации в стабилизаторе (реакторе вытеснителе)

$$t_{выт} = [(8\text{—}10) + 0{,}02(20 - T_c)(\tau + 5)]/1{,}08^{20 - T_c}, \qquad (6{,}24)$$

где T_c, T_c — расчетная температура в аэротенке и стабилизаторе, °С, τ — возраст ила, сут

Удельный расход кислорода, кг O_2/кг ОВ,

$$q = (0{,}96 + 0{,}016\tau)/(1 + 0{,}108\tau) \qquad (6\ 25)$$

Возрастом ила или периодом его обмена называют среднюю продолжительность пребывания его в системе

аэрационных сооружений. Возраст ила определяется как частное от деления массы (по сухому веществу) активного ила, находящегося в аэрационной системе (аэротенках, каналах, вторичных отстойниках), на массу активного ила, удаляемого из системы в течение суток.

Для определения необходимого количества воздуха следует использовать формулу для расчета удельного количества воздуха в аэротенках, несколько модифицировав его применительно к аэробной стабилизации:

$$D = \frac{qS_0\ 1000}{k_1 k_2 n_1 n_2 (C_p - C)}, \qquad (6\ 26)$$

где D — удельный расход воздуха, м³/м³ илосой смеси; S_0 — концентрация БЗ, поступающей на стабилизацию ила, кг/м³; C — концентрация кислорода в стабилизаторе, 1—2 мг/л; значения остальных коэффициентов аналогичны приведенным в СНиП 2.04.03—85.

По формулам (6.24) и (6.25) рассчитываются параметры процесса при известных возрасте ила τ, концентрации его беззольного вещества S, расчетных температурах в аэротенке T_1 и стабилизаторе T_c. При стабилизации смеси осадка из первичных отстойников (сырого осадка) и активного ила параметры t и q можно рассчитывать по формулам

$$t_c = t_{ил} + 2B, \qquad (6\ 27)$$

$$q_c = q_{ил}\left(1 + 0{,}4B\sqrt{\tau}\right) \qquad (6\ 28)$$

где t_c, $t_{ил}$ — период стабилизации смеси и активного ила, сут, вычисляемый по формуле (6.24); q_c, $q_{ил}$ — удельное количество кислорода для смеси и для ила, кг О₂/кг БЗ, вычисляемое по формуле (6.25); B — отношение БЗ осадка к БЗ смеси.

Продолжительность аэрации по СНиП 2.04.03-85 следует принимать для неуплотненного активного ила 3—5 сут, для смеси осадка первичных отстойников и неуплотненного ила 6—7 сут, для смеси осадка и уплотненного активного ила 10—12 сут (при температуре 20 °С). Аэробная стабилизация осадка может осуществляться при температуре 8—35 °С. Расход воздуха на аэробную стабилизацию следует принимать 1—2 м³/ч на 1 м³ вместимости стабилизатора. При этом интенсивность аэрации должна быть не менее 6 м³/(м³ ч).

Уплотнение аэробно стабилизированного осадка предусматривается либо в отдельно стоящих илоуплотнителях, либо в специально выделенной зоне внутри стабилизатора. Иловая вода из уплотнителей направляется в аэротенки.

Гипрокоммунводоканалпроектом разработаны типовые проекты станций биологической очистки сточных вод производительностью от 200 до 50 000 м³/сут аэробной стабилизации осадка. ЦНИИЭП инженерного оборудования разработал типовые проекты аналогичных станций производительностью 700—1400 м³/сут ВНИИ ВОДГЕО разрабатывается новый модифицированный метод аэробной стабилизации, обеспечивающий стабильность и лучшие водоотдающие свойства осадка при некотором сокращении продолжительности процесса

§ 29. Вертикальный и радиальный илоуплотнители

Расчет илоуплотнителя ведут на максимальный часовой приток избыточного активного ила в м³/ч

$$q_{max} = \frac{P_{max} Q}{24C}, \qquad (6\ 29)$$

где Q — расчетный расход сточных вод, м³/сут, C — концентрация уплотняемого избыточного активного ила, г/м³, P_{max} — содержание избыточного активного ила, г/м³, $P_{max} = K_м P$ (здесь P — прирост ила, принимается в зависимости от степени очистки сточной воды [10], $K_м$ — коэффициент месячной неравномерности прироста ила, равный 1,15—1,2)

Высота проточной части илоуплотнителя в м

$$h = 3{,}6vt, \qquad (6\ 30)$$

где v — скорость движения жидкости, мм/с, t — продолжительность уплотнения

При этом концентрация избыточного активного ила, продолжительность отстаивания, скорость движения жидкости в отстойной зоне принимаются по СНиП 2.04.03—85

Полезная площадь поперечного сечения илоуплотнителя

$$F_{пол} = q_ж/(3{,}6v), \qquad (6\ 31)$$

где $q_ж$ — максимальный расход жидкости, м³/ч, отделяемой в процессе уплотнения ила

$$q_ж = q_{max}(W_1 - W_2)/(100 - W_2), \qquad (6.32)$$

где W_1, W_2 — влажность поступающего и уплотненного ила, %

Площадь поперечного сечения центральной трубы

$$f_{тр} = q_{max}/(3600v_{тр}), \qquad (6\ 33)$$

где $v_{тр}$ — скорость движения жидкости в вертикальной трубе, равная 0,1 м/с

Общая площадь илоуплотнителя, м²,

$$F_{общ} = F_{рас} + f_{тр} \qquad (6\ 34)$$

а диаметр одного илоуплотнителя, м,

$$D = \sqrt{4F_{общ}/(\pi n)}, \qquad (6\ 35)$$

где n — число илоуплотнителей, минимальное число илоуплотнителей n принимают равным двум (оба рабочие)

Объем иловой части илоуплотнителя

$$V_{ил} = q_{max}\frac{100 - W_1}{100 - W_2}\frac{t_{ил}}{n}, \qquad (6\ 36)$$

где $t_{ил}$ — продолжительность пребывания ила в иловой части при выгрузке его 1 раз в смену принимаемая равной 8 ч

Если, согласно расчетам необходимо применение более четырех вертикальных илоуплотнителей диаметром $D=9$ м то целесообразным является применение илоуплотнителей радиального типа Полезная площадь поперечного сечения радиального илоуплотнителя, м²,

$$F_{пол} = q_{max}/q_0, \qquad (6\ 37)$$

где q_0 — расчетная нагрузка на площадь зеркала уплотнителя м³/(м² ч), принимаемая в зависимости от концентрации поступающего на уплотнение активного ила $q_0=0{,}5$ при $C=2-3$ г/л и $q_0=0{,}3$ при $C=5-8$ г/л

Диаметр илоуплотнителей определяется по формуле (6 35) Высота рабочей зоны илоуплотнителя

$$H = q_0 t, \qquad (6\ 38)$$

где t — продолжительность уплотнения принимаемая равной $t=5-8$ ч при $C=2-3$ г/л и $t=10$ ч при $C=5-7$ г/л

Общая высота илоуплотнителя

$$H_{общ} = H + h + h_б, \qquad (6\ 39)$$

где H — высота рабочей зоны м h — высота зоны залегания ила равная 0 3 м при илоскребе и 0 7 м при иловсосе, $h_б$ — высота бортов над уровнем воды м

§ 30 Флотационный илоуплотнитель

В последние годы все большее распространение находит флотационное уплотнение активного ила позволяющее уменьшить продолжительность уплотнения по сравнению с гравитационным и достичь большего уплотнения Чаще всего применяют метод напорной флотации

Украинским институтом инженеров водного хозяйства (УИИВХ) и ВНИИ ВОДГЕО разработаны и внедре

ны конструкции радиальных флотационных илоуплотнителей Расчет флотационного илоуплотнителя заключается в определении числа и размеров сооружений, а также необходимого расхода воздуха

При расчете процесса флотации с рециркуляцией иловой воды и непосредственным насыщением ила воздухом используют следующие зависимости:

$$W_p = hB_p V_n (f_n p - 1)/(C_a V), \quad (6\ 40)$$

$$W_p = hB_p (f_n p - 1)/C_a, \quad (6\ 41)$$

где W_p — необходимое содержание воздуха в иловой смеси, принимаемое не менее 0,03 м³/м³, h — рабочая глубина флотатора, ч, B_p — количество растворенного воздуха, освободившегося при снижении давления из 1 л жидкости, см³, V_n — объем рециркуляционного потока, насыщенного воздухом, м³, V — объем ила, м³, f_n — степень насыщения ила воздухом в зависимости от давления и температуры, доли единицы, p — давление воздуха, МПа, C_a — начальная концентрация активного ила, кг/м³

При расчете радиальных флотационных илоуплотнителей следует принимать: давление при насыщении жидкости воздухом 0,2—0,4 МПа, количество воздуха, подаваемого на 1 м³ жидкости, 0,05—0,06 м³, отношение объема рабочей жидкости к объему уплотняемого ила 2 : 1—3 : 1, продолжительность пребывания смеси рабочей жидкости и уплотняемого активного ила во флотационном уплотнителе 0,7—1 ч; скорости истечения рабочей жидкости и ила из дырчатых отверстий распределительных труб соответственно 1,8—2,3 и 0,7—1 м/с, конечная влажность уплотненного ила 94,5—95 %, концентрация взвешенных веществ в подиловой воде 20—30 г/м³

Растворимость воздуха в иле или в воде определяют по номограмме

§ 31 Вакуум фильтры, центрифуги и установки по термической сушке осадков

Механическое обезвоживание осадков сточных вод на вакуум-фильтрах в настоящее время находит применение на станциях средней и большой производительности Наибольшее распространение имеют барабанные вакум-фильтры непрерывного действия типа БОУ для обезвоживания сырого осадка и активного ила на вакуум-фильтрах со сходящим полотном типа БОУ Осадки сточных вод перед механическим обезвоживанием, как правило, подвергают предварительной обработке — уп-

лотнению промывке (для сброженного осадка) коагулированию химическими реагентами Что касается предварительной обработки осадков производственных сточных вод то такая необходимость устанавливается экспериментально

Средняя влажность смеси сырого осадка и активного ила, выгружаемой из метантенка и направляемой на вакуум фильтры,

$$W_{см} = 100 - \frac{Q_о C_о + Q_и C_и}{Q_о + Q_и}, \qquad (6\ 42)$$

где $Q_о$ $Q_и$ — расходы сырого осадка и активного ила м³/сут $C_о$ $C_и$ — количество сухого вещества соответственно в осадке и иле %

Удельное сопротивление и щелочность смеси осадка и активного ила

$$R_{см} = \frac{r_и Q_о C_о + r_и Q_и C_и}{(Q_о + Q_и) C_{см}} \qquad (6\ 43)$$

$$Щ_{см} = \frac{Q_о Щ_о + Q_и Щ_и}{Q_о + Q_и} \qquad (6\ 44)$$

где $r_о$ $r_и$ — удельные сопротивления осадка и ила см/г $C_{см}$ — количество сухого вещества в смеси % $Щ_о$ $Щ_и$ — соответственно щелочность сырого осадка и активного ила мг экв/л

Перед подачей смеси осадка и ила в нее вводят коагулянты Обычно применяют хлорное железо и известь Дозы коагулянтов при подготовке осадков к обезвоживанию на вакуум фильтрах

$$Д = k\left(\sqrt{R} + \sqrt{W\ 0{,}001 Щ/C}\right) \qquad (6\ 45)$$

где k — коэффициент зависящий от вида и химического состава коагулянта и от вида осадка при коагуляции осадка хлорным железом в сочетании с известью $k = 0{,}2$ (для сброженного осадка) доза хлорного железа 30—40 % от дозы извести $R = r\ 10^{-10}$ — удельное сопротивление осадка см/г W — влажность осадка % C — количество сухого вещества осадка % $Щ$ — щелочность осадка до коагуляции мг/л

Производительность вакуум фильтра по сухому веществу осадка

$$П = 0{,}24 \frac{100 - W_к}{W_п - W_и} \sqrt{\frac{pmp\,(100 - W_и)}{\eta T R}} \qquad (6\ 46)$$

где $W_п$ $W_к$ — влажность исходного осадка и кека % p — плотность исходного осадка т/м³ m — доля времени действия вакуума от общего цикла работы фильтра % p — рабочий вакуум Па η — вязкость фильтрата Па с T — период вращения барабана мин

Центрифугирование Работа центрифуг типа ОГШ характеризуется таким показателем как эффективность

задержания сухого вещества

$$Э = \frac{C_п (C_{ос} - C_ф)}{C_{ос} (C_к - C_ф)} 100, \qquad (6\ 47)$$

где $C_{ос}$ $C_к$ $C_ф$ — концентрации сухого вещества исходного осадка кека и фугата %

Эффективность задержания сухого вещества и влажность кека могут также определяться по СНиП 2 04 03—85

Производительность центрифуг по обезвоженному осадку

$$П_к = \frac{10 П_{исх} (100 - W_{исх}) ρ Э}{100 - W_к} \qquad (6\ 48)$$

где $П_{исх}$ — производительность центрифуги по исходному осадку м³/ч $W_{исх}$ — влажность исходного осадка % $W_к$ — влажность кека % $ρ$ — плотность исходного осадка ($ρ = 1$ т/м³)

При подаче фугата после центрифугирования перед первичными отстойниками увеличение концентрации взвешенных веществ в сточной жидкости учитывается формулой

$$C_{п ф} = C_1 + \frac{C_1 m (1 - k)}{1 - m (1 - k)}, \qquad (6\ 49)$$

где C — концентрация взвешенных веществ в поступающей сточной жидкости г/л k — коэффициент выноса взвешенных веществ из отстойников ($k = 1 - Э_{ос}/100$ здесь $Э_{ос}$ — эффект осветления %) m — коэффициент выноса взвешенных веществ из центрифуги ($m = 1 - Э/100$ здесь $Э$ — эффективность центрифугирования по сухому веществу %)

Сушка осадка под вакуумом Смесь сырого осадка и уплотненного активного ила подается на вакуум сушильные установки Процесс сушки происходит под вакуумом, создаваемым конденсацией вторичного пара в барометрическом конденсаторе и с помощью вакуум насоса В рубашку сушильного аппарата подается пар из котельной с температурой 140—150 °С Вследствие вакуума в аппарате кипение осадка и выпаривание влаги происходят при температуре 65—70 °С Вакуум сушильные установки применяют однокорпусные и двухкорпусные (с использованием вторичного пара) В течение одного цикла сушки в непрерывном режиме обрабатывается тройной рабочий объем аппарата (1/2 геометрического объема)

Количество испаряемой воды

$$W = Q \left(1 - \frac{100 - W_1}{100 - W_2}\right), \qquad (6\ 50)$$

где Q — расход смеси осадка и ила л/сут W W_2 — начальная и конечная влажности осадка %

Объем осадка, обрабатываемого за 1 цикл сушки

$$Q_{ц} = 3W_{а}/2 \qquad (6\ 51)$$

где $W_а$ — рабочий объем аппарата м³

Количество воды, выпариваемой в аппарате за 1 цикл,

$$W_{ц} = Q_{ц}\left(1 - \frac{100 - W_1}{100 - W_2}\right) \qquad (6\ 52)$$

Требуемое количество циклов для испарения суточного объема воды

$$n_{ц} = W/q_{ц} \qquad (6\ 53)$$

Продолжительность цикла сушки одного сушильного аппарата

$$\tau = W_{ц}/P \qquad (6\ 54)$$

где P — производительность аппарата по испаренной влаге кг/ч

Количество циклов на один аппарат в сутки

$$n_1 = 24/\tau \qquad (6\ 55)$$

Число сушилок

$$n = n_{ц}/n_1 \qquad (6\ 56)$$

Расход пара

$$D = 1{,}4W/24, \qquad (6\ 57)$$

где 1,4 — коэффициент учитывающий количество пара необходимое для нагревания осадка до температуры кипения, и потери в окружающую среду

§ 32 Расчет сооружений по обработке осадков сточных вод по различным технологическим схемам

ЦНИИЭП инженерного оборудования разработан ряд схем обработки осадков и проведены расчеты сооружений Рассмотрим эти расчеты

Изменение объема осадка в результате изменения его влажности

$$V_2/V_1 = (100 - W_1)/(100 - W_2) \qquad (6\ 58)$$

где V_1 V_2 — объем осадка при влажности соответственно W_1 и W_2

Формула справедлива для осадков влажностью 75—100 %

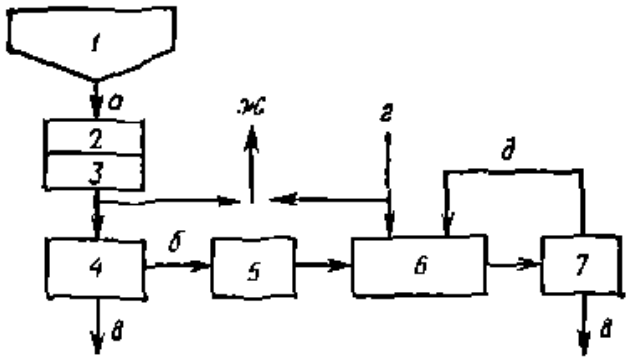


Рис 6 1 Схема обработки осадков центрифугированием и аэробной минерализацией

— первичный отстойник 2 — решетка дробилка 3 5 — баки накопители 6 — аэробный минерализатор 4 7 — центрифуги

Концентрация сухого вещества в осадке г/м³,

$$C_{сух} = 1 - W/100, \qquad (6\ 59)$$

где W — влажность осадка %

Схема обработки осадков сточных вод центрифугированием и аэробной минерализацией Технологической схемой предусмотрено раздельное центрифугирование сырого осадка и смеси неуплотненного избыточного активного ила и фугата сырого осадка, минерализованной в аэробных условиях

Осадок *а* из первичных отстойников пропускается через решетку дробилку и направляется в бак накопитель *3*, из которого он подается на шнековую центрифугу *4* Образующийся кек *в* вывозят на компостирование, а фугат *б* через бак накопитель *5* направляется в аэробный минерализатор (рис 6 1), куда также подается избыточный активный ил *г* и фугат *д* от центрифугирования в центрифуге *7* сброженной смеси Образующийся в центрифугах *4* и *7* кек вывозятся автотранспортом на накопительные площадки откуда его направляют на компостирование Для расчета сооружений рассматриваемой схемы принимаем исходные данные выход осадка из первичных отстойников $Q_1 = 39$ м³/сут при влажности 93,5 %, выход избыточного активного ила $Q_2 = 650$ м³/сут при влажности 99 6 % Определяем количество осадка по сухому веществу с учетом формулы (6 59)

доля осадков первичных отстойников $P_1 = 39(1 - 93\ 5/100) = 2{,}5$ т/сут,

доля избыточного активного ила $P_2 = 650\ (1 - 99\ 6/100) = 2\ 6$ т/сут

При расчетном расходе осадка 39 м³/сут предполагаем установку одной рабочей решетки дробилки РД 200 производительностью по сточной воде 60 м³/ч Произво-

дительность дробилки по осадку условно принимаем в 5 раз меньше, чем по сточной воде Продолжительность работы РД 200

$$T = \frac{39}{60/5} = 3{,}25 \text{ ч/сут}$$

Значит, выбранная дробилка будет недогружена однако дробилки меньшей производительности не выпускают, поэтому устанавливаем одну рабочую дробилку РД 200 и одну резервную

При том же расходе 39 м³/сут предполагаем установку одной рабочей центрифуги ОГШ 50К 4 производительностью по данному осадку 9 м³/ч Продолжительность работы центрифуги

$$T = 39/9 = 4{,}3 \text{ ч/сут}$$

Выбранная центрифуга имеет чересчур большую производительность, однако она принимается к установке для идентификации с центрифугами для обработки минерализованной смеси избыточного активного ила и фугата (см далее)

Расход обезвоженного осадка (кека) определяют следующим образом

по массе сухого вещества

$$P_3 = P_1 \Э_1 / 100,$$

где $\Э_1$ — эффективность задержания сухого вещества,

по объему

$$Q_3 = \frac{P_3}{\rho_1 (1 - W_1/100)},$$

где ρ — плотность кека (0 85 т/м³), W_1 — влажность кека %

Согласно СНиП 2 04 03—85, $\Э = 55$ %, $W = 70$ % Тогда

$$P_3 = 2{,}5 \cdot 55 \cdot 10) = 1 \cdot 4 \text{ т/сут}$$

$$Q_3 = \frac{1{,}4}{0 \cdot 85 (1 - 70/100)} = 5{,}5 \text{ м}^3\text{/сут}$$

Расход фугата по массе сухого вещества $P_4 = P_1 - P_3 = 2 \cdot 5 - 1{,}4 = 1{,}1$ т/сут, по объему $Q_4 = Q_1 - Q_3 = 39 - 5 \cdot 5 = 33{,}5$ м³/сут

В аэробном минерализаторе расход первоначально поступающей смеси по сухому веществу

$$P_5 = P_2 + P_4 = 2{,}6 + 1{,}1 = 3{,}7 \text{ т/сут}$$

Расход аэробно сброженной смеси в минерализаторе при зольности $З = 27$ % и распаде беззольного вещества $a = 30$ %

$$P_6 = P_5\left[1 - \frac{0{,}5a}{100}\left(1 - \frac{З}{100}\right)\right] =$$

$$= 3{,}7\left[1 - \frac{0{,}5 \cdot 30}{100}\left(1 - \frac{27}{100}\right)\right] = 3{,}3 \text{ т/сут}$$

Расход уплотненной аэробно сброженной смеси, подаваемой на центрифугирование

по сухому веществу при эффективности центрифугирования $Э_2 = 30$ %

$$P_7 = P_6 / Э_6 = 3{,}3 \cdot 100/30 = 11 \text{ т/сут},$$

по объему при концентрации уплотненной смеси $C_2 = 30$ г/л

$$Q_5 = P_7 \cdot 1000 / C_2 = 11 \cdot 1000/30 = 367 \text{ м}^3\text{/сут}$$

Расход аэробно сброженной смеси, поступающей в уплотнитель, при концентрации сухого вещества в зоне аэрации $C_3 = 12$ г/л

$$Q_6 = P_7 \cdot 1000/C_3 = 11 \cdot 1000/12 = 917 \text{ м}^3\text{/сут}$$

Расход иловой воды, отводимой из осадкоуплотнителя,

$$Q_7 = Q_6 - Q_5 = 917 - 367 = 550 \text{ м}^3\text{/сут}$$

Расход обезвоженного осадка при $W_4 = 70$ % и плотности $\rho_2 = 0{,}9$ т/м^3

$$Q_8 = \frac{P_6}{\rho_2(1 - W_4/100)} = \frac{3{,}3}{0{,}9(1 - 70/100)} = 12{,}2 \text{ м}^3\text{/сут}.$$

Расход фугата по объему

$$Q_{10} = Q_5 - Q_8 = 367 - 12{,}2 = 354{,}8 \text{ м}^3\text{/сут}$$

Расход иловой воды, отводимой через отстойную зону,

$$Q_9 = Q_3 + Q_4 + Q_{10} - Q_6 = 550 + 33{,}5 + 344{,}8 - 917 = 335 \text{ м}^3\text{/сут}$$

Объем зоны аэрации при периоде аэрации $t_1 = 12$ сут (см СНиП 2.04.03—85)

$$V_1 = P_6 \cdot 1000 t_1 / C_3 = 3{,}7 \cdot 1000 \cdot 12/12 = 3700 \text{ м}^3$$

Объем зоны отстаивания при продолжительности отстаивания $t_2 = 2$ ч

$$V_2 = Q_9 t_2/24 = 33{,}5 \cdot 2/24 = 2{,}8 \text{ м}^3.$$

Объем осадкоуплотнителя при периоде уплотнении $t_3 = 4$ ч

$$V_3 = Q_6 t_3/24 = 917\ 4/24 = 153\ м^3.$$

Расход воздуха на аэрацию смеси в минерализаторе, м³/ч, при удельном расходе воздуха $q = 1{,}5$ м³/(м³ ч)

$$Q_{возд} = qV = 1{,}5\ 3700 = 5550\ м^3/ч$$

Для центрифугирования аэробно сброженной смеси при расчетном расходе смеси $Q_5 = 367$ м³/сут предполагаем установку двух рабочих центрифуг ОГШ 50К 4, имеющих при работе с данной смесью производительность $q_2 = 12$ м³/ч Продолжительность работы центрифуг

$$T = Q_6/(q_6\ 2) = 367/(12\ 2) = 15{,}3\ ч$$

Устанавливаем также одну резервную центрифугу ОГШ-50К-4, которая может работать и в качестве центрифуги для обезвоживания осадка из первичных отстойников

Расход обезвоженного осадка по сухому веществу $P_6 = 3{,}3$ т/сут, по влажности $W_4 = 70$ % и плотности $\rho_4 = 0{,}9$ т/м³

При определении площадей складирования обезвоженного осадка (площадки компостирования) необходимо знать расход обезвоженного осадка

$$Q_{11} = Q_3 + Q_4 = 5{,}5 + 12{,}2 = 17{,}7\ м^3/сут$$

При складировании в течение 6 мес (180 сут) потребуется объем

$$V_4 = 17{,}7\ 180 = 3200\ м^3$$

Необходимая площадь для компостирования при принятой высоте слоя насыпки $h = 1{,}5$ м и коэффициенте использования площадки $k = 0{,}5$

$$F = V_4/(hk) = 3200/(1{,}5\ 0{,}5) = 4266\ м^2 \approx 0{,}43\ га$$

Годовое количество осадка, подаваемого на аварийные иловые площадки,

$$Q_{12} = (Q_1 + Q_2)\ 365\ м^3/год,$$

где $Q_2^{'}$ — уплотненный (до 98,2 %-ной влажности) избыточный активный ил

С учетом формулы (6 58) получим:

$$Q_2/Q_2 = (100 - W_2)/(100 - W_1) = Q_2^{'}/650 =$$
$$= (100 - 99{,}6)/(100 - 98{,}2),$$

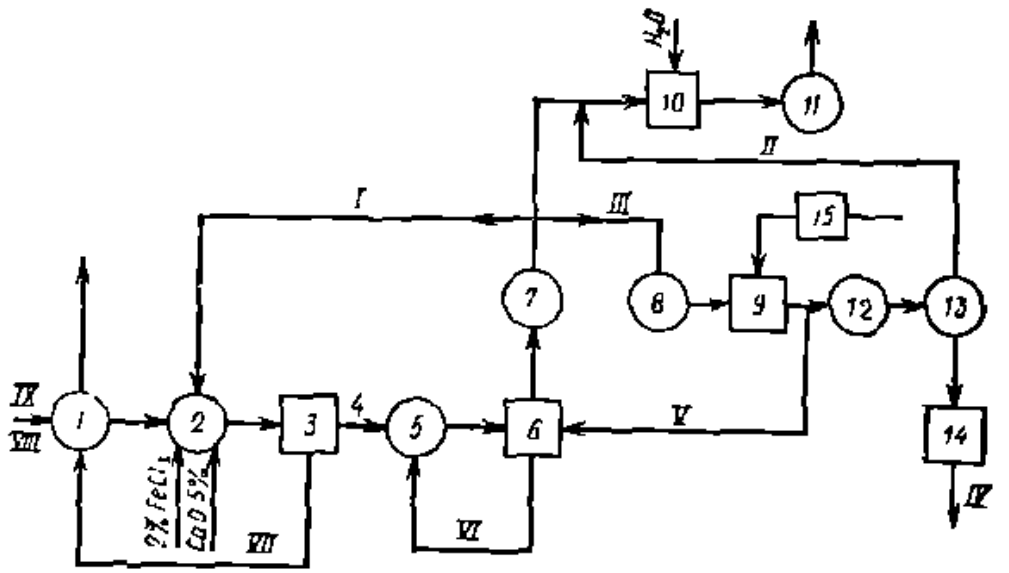


Рис 6 2 Механическое обезвоживание сырого осадка и уплотненного активного ила с последующей термической сушкой и сжиганием

1 — резервуар смеситель *2* — бак смеситель *3* — вакуум фильтр *4* — ленточный транспортер *5* — двухвалковый смеситель *6* — сушилка *7* — батарейный циклон *8* — питатель *9* — циклонная печь *10* — пылеуловитель *11* — дымосос *12* — ловушка *13* — циклон золоуловитель *14* — бункер *15* — воздухоподувка *I* — высушенный осадок *II* — газы в скруббер *III* — осадок в печь *IV* — зола *V* — газы на сушку *VI* — ретур *VII* — фильтрат *VIII* — активный ил *IX* — сырой осадок

откуда $Q_2 = 147$ м³/сут, и следовательно,

$$Q_{13} = (39 + 147)\,365 = 68\,000 \text{ м}^3/\text{год}$$

Согласно СНиП 2 04 03—85, при устройстве иловых площадок на естественном основании принимаем нагрузку $q = 0\,8$ м³/(м² год) Полезная площадь

$$F_{пол} = Q_{13}/q = 68\,000/0,8 = 85\,000 \text{ м}^2 = 8\,5 \text{ га}.$$

Механическое обезвоживание сырого осадка и уплотненного активного ила с последующей сушкой и сжиганием Осадок первичных отстойников и избыточный активный ил (рис 6 2) подаются в резервуар — смеситель осадков, выполненный в виде радиального отстойника а оттуда — в бак смеситель В смеситель наряду с исходным осадком подают хлорное железо $Д_{FeCl_3} = 2\%$ по сухому веществу, известь по CaO $Д_{изв} = 5\%$ и термически высушенный осадок $Д_{сух} = 50\%$ массы осадка с реагентами по сухому веществу Скоагулированный осадок из бака смесителя самотеком поступает в корыто вакуум-фильтра типа БОУ=40

Обезвоженный осадок с помощью ленточного транспортера подается в двухвалковый смеситель кека с ре-

туром, а затем в питатель сушилки со встречными струями (ретур — осадок высушенный в сушилке) Осадок из внешнего конуса сушилки подается в разгонную трубу сушильной камеры противоположную той трубе куда поступает смесь кека с ретуром Отходящие из сушилки газы вместе с высушенным осадком направляются в батарейный циклон типа ЦН Часть уловленного в циклоне осадка поступает в бак смеситель, а остальной осадок — в питатель

Для сжигания осадка применяют вертикальную циклонную печь под давлением с выводом летучей золы через ловушку устанавливаемую на выходе из печи Зола отделяется от дымовых газов с помощью циклона золоуловителя и поступает в бункер зоны откуда вывозится автоцементовозом к потребителям или на свалку Дымовые газы из печи по двум стальным газоходам подаются в сушилку со встречными струями Отработанные сушильные газы и дымовые газы из циклона золоуловителя поступают на окончательное обеспыливание в мокрый пылеуловитель типа КМП и затем дымососом выбрасываются в атмосферу Для обеспечения процесса горения осадка в циклонной печи в нее подается сжатый воздух от воздуходувки Часть воздуха используется для пневмотранспорта высушенного осадка и золы

Механическое обезвоживание с применением вакуум фильтров дает возможность снизить влажность осадка до 75—85 % в зависимости от его характеристики При расчете вакуум фильтра его производительность определяется по СНиП 2 04 03—85 или по формуле кг/(м² ч),

$$П = 0{,}24\left(\frac{100 - W_к}{W_н - W_к}\right)\sqrt{\frac{\gamma m p\,(100 - W_н)}{\eta T R}},$$

где m — период вакуумирования по отношению к периоду полного цикла %; $W_н$, $W_к$ — начальная влажность поступающего осадка и конечная влажность обезвоженного осадка %; p — вакуумметрическое давление МПа; $\eta = 1$ Па с — вязкость фильтрата

Период одного оборота барабана вакуум фильтра, с,

$$T = t/m$$

где t — продолжительность фильтрации с

Сопротивление фильтрации см/г,

$$R = r\ 10^{-10}$$

Удельное сопротивление r находится экспериментально

Суточный расход сухого вещества, кг/сут,

$$Q_{сух} = Q_{упл}(100 - W_н)\,100$$

где $Q_{упл}$ — объем уплотненного осадка м³/сут $W_н$ — влажность уплотненного осадка %

Необходимая площадь фильтрации м²,

$$F = Q_{сух}/(TL),$$

где T — продолжительность работы фильтра ч

Объем снимаемого кека с вакуум фильтра м³ *в 1 сут*

$$Q_к = Q_{упл}\frac{100 - W_н}{100 - W_к}$$

В качестве примера определим необходимую площадь фильтрующей поверхности вакуум фильтра F для обезвоживания смеси сырого осадка и уплотненного активного ила Влажность смеси $W = 96$ % количество смеси $Q_{см} = 500$ т в 1 сут

Количество смеси в пересчете на сухое вещество

$$Q_{см\ сух} = 500(100 - 96)/100 = 20\,000 \text{ кг}$$

Увеличение массы сухого осадка за счет вводимых реагентов составляет 5 % т е $Q_{сух} = 20\,000 + 0{,}05 \times 20\,000 = 21\,000$ кг Принимаем производительность вакуум фильтра согласно СНиП 2.04.03—85 $L = 25$ кг/(м² × ч) Тогда площадь фильтрования при трехсменной работе составит $F = 21\,000/(24 \cdot 25) = 35$ м²

Оборудование для термической сушки осадков рассчитывают по количеству испаряемой влаги Количество влаги в кеке, подаваемом на сушку т

$$B_1 = Q_{сух} W_н/(100 - W_н)$$

где $Q_{сух}$ — количество кека по сухому веществу т $W_к$ — влажность кека %

Количество влаги осадка после термической сушки т,

$$B_2 = Q_{сух} W_с/(100 - W_с)$$

где $W_с$ — влажность осадка после термической сушки %

Количество испаряемой влаги

$$\Delta B = B_1 - B_2$$

Продолжительность работы сушилки

$$t = \Delta B/q_t$$

где q — производительность т/ч

Например при расходе кека по сухому веществу $Q = 21$ т/сут с влажностью $W_к = 75$ % $B_1 = 21 \cdot 75/(100 -$

—75) = 63 т/сут После термической сушки его до влажности $W_c = 25\ \%$ $B_2 = 21\ 25/(100—25) = 7$ т/сут Тогда $\Delta B = 63—7 = 56$ т/сут и следовательно продолжительность работы сушилки (при ее производительности по испаряемой влаге $q_0 — 5$ т/сут) $t — 56/5 \approx 11$ ч

§ 33 Расчет сооружений по обработке осадка Ново Люберецкой и Люберецкой станции аэрации

Мосводоканалниипроектом произведен расчет сооружений по обработке осадка Ново Люберецкой и Люберецкой станций аэрации Общая мощность сооружений по обработке осадков этих станций в перспективе будет составлять около 18 000 м³/сут что соответствует мощности названных станций по очистке сточных вод около 3 млн м³/сут

На существующей Люберецкой станции аэрации и строящихся сооружениях комплексной обработки осадков сточных вод Люберецкой и Люблинской станций аэрации принят метод обработки осадков сточных вод предусматривающий следующие технологические операции анаэробное сбраживание в метантенках с термофильным режимом промывка и уплотнение сброженного осадка обезвоживание осадка на барабанных вакуум фильтрах термическая сушка обезвоженного осадка в барабанных сушилках В качестве аварийного резерва приняты иловые площадки Основным приемом утилизации обработанных осадков сточных вод предполагается использование их в качестве органических удобрений в сельском хозяйстве

В соответствии с принятой технологической схемой в составе цеха обработки осадка проектируются следующие отделения метантенков промывки и уплотнения вакуум фильтрации термической сушки расфасовки осадка бункеров реагентного хозяйства В составе цеха предусматривается комплекс необходимых сооружений и оборудования обеспечивающий полную обработку всего количества образующегося на станциях осадка и избыточного активного ила Конечная продукция цеха — высушенный и затаренный в мешки осадок предназначенный для использования в качестве удобрения в сельском хозяйстве

В качестве аварийных иловых площадок будут использованы существующие площадки Люберецкой стан

ции аэрации, общая площадь которых составляет 18,5 га, что обеспечивает четырехмесячное хранение осадка, поступающего с обеих станций

Отделение метантенков. Проектом приняты две группы метантенков по 4 единицы, сблокированные со зданием управления в едином блоке Диаметр метантенков 18 м, высота 22,2 м полезный объем 4840 м³ Среднесуточное количество осадков, поступающих на метантенки, 7380 м³ в 1 сут Влажность осадков 96 % Количество сухого вещества в осадках 295,5 т в 1 сут, в том числе беззольного вещества 210,2 т в 1 сут, зольность осадков 28,7 %

Доза загрузки метантенков по фактическому объему осадков

$$Д = Q_{сут\ ос}\ 100/(Vn) = 7380\ 100/(4840\ 4) = 19,1\%,$$

где $Q_{сут\ ос}$ — среднесуточное количество осадков, поступающих в метантенк, V — объем одного метантенка м³, $л$ — число метантенков

Определенная доля загрузки соответствует СНиП 2 04 03—85 Однако, учитывая наличие в сточных водах ПАВ, ухудшающих процесс сбраживания осадка, проведена проверка дозы загрузки по формуле (110) этих СНиП На основании произведенной проверки корректировки объема метантенков не требуется

Максимально возможное сбраживание беззольного вещества загружаемого в метантенки осадка в зависимости от химического состава осадка будет составлять.

сырого осадка

$$a = (0,92ж + 0,62у + 0,34б)\ 100 = (0,92 \cdot 0,314 + + 0,627 \cdot 0,187 + 0,34\ 0,257)\ 100 = 49,2\%,$$

где $ж$, $б$, $у$ — содержание жиров, белков и углеводов, г на 1 г беззольного вещества осадков, принятое равным соответственно 0,314, 0 187 и 0,257 г/г,

избыточного ила

$$a = (0,92ж + 0,62у + 0,34б)\ 100 = (0,92 \cdot 0,215 + 0,62\ 0,08 + + 0,34\ 0,373)\ 100 = 37,9\%,$$

где $ж$ $б$, $у$ — соответственно равны 0,215, 0 08 и 0 373 г/г

Количество смеси сырого осадка и избыточного активного ила по среднеарифметическому соотношению смешиваемых компонентов составляет 44,1 % Распад беззольного вещества загружаемого осадка по расчетам равен 83 т/сут. При таком распаде выход беззольного

вещества из метантенков составит 127,2 т/сут, при этом полное количество осадка по сухому веществу будет составлять 212,5 т Влажность сброженного осадка 97,1 %

Выход газа из метантенков при плотности, равной 1,07 кг/м³,

$$Г = Q_{сут\ без}/1,07 = 83\,000/1,07 = 77\,603\ м^3/сут,$$

где $Q_{сут\ без}$ — суточный распад беззольного вещества, кг

Влажность газа при выходе из газового колпака метантенков по данным эксплуатации составляет 92—97 % Максимальный суточный выход газа из метантенков с учетом коэффициента сезонной неравномерности, равного 1 5, будет составлять 116000 м³/сут

Отделение промывки и уплотнения В состав отделения входят расходомерная камера, камеры смешения, промывки, распределения, уплотнители сброженного осадка, жиросборники, камеры задвижек, насосная станция Для расчета сооружений по обработке сброженного осадка продолжительность выгрузки его из метантенков принимается 21 ч в 1 сут

Объем камер промывки осадка определяют в соответствии с принятыми нормами (СНиП 2 04 03—85)

$$1_к = \frac{V_{см} t_{пр}}{t_п\ 60} = \frac{29\,520 \cdot 20}{21 \cdot 60} = 470\ м^3$$

где $V_{см}$ — объем промывной смеси 7380 4=29 520 м³

Камеры промывки приняты по типу вертикальной песколовки с круговым движением воды, круглые в плане цилиндрическая часть которых набирается из железобетонных колец D=6 м а коническая часть имеет угол откоса 45° Объем одной камеры промывки составляет 100 м³ Принято пять камер промывки

Для лучшего смешивания осадка с водой проектом предусматривается подача сжатого воздуха по системе дырчатых труб уложенных по кольцу Сжатый воздух подается в количестве 0,5 м³ на 1 м³ промываемой смеси Среднесуточный расход воздуха Q=0,5 29 520= =14 760 м³/сут, или 11,7 м³/мин

Промытый осадок уплотняется в илоуплотнителях радиального типа D=33 м и с полным гидравлическим объемом 4437 м³ Период уплотнения принят в соответствии с действующими нормами t=18 ч считая на полный *гидравлический объем сооружений* Объем уплотнителей

$$V = V_{см}\, t/24 = 29\,520\ \ 18/24 = 22\,140\ \text{м}^3$$

Тогда число уплотнителей должно быть

$$n = V/V_1 = 22\,140/4437 = 5$$

Общее количество уплотненного осадка влажностью 95 %

$$Q_{уп\,1} = Q_{сух}\ \ 100/(100 - B) = 212{,}5\ \ 100/(100 - 95) = 4250\ \text{м}^3/\text{сут}$$

На один илоуплотнитель приходится 850 м³/сут или 35 4 м³/ч

Отделения вакуум-фильтрации, термической сушки и расфасовки Технологический расчет вакуум фильтров произведен в соответствии со СНиП 2 04 03—85 В основу расчета положены следующие основные исходные данные расход уплотненного промытого осадка влажностью 95 % 4250 м³/сут расход сухого вещества осадка $Q_{сух} = 212\,5$ т/сут влажность кека 79 % производительность вакуум фильтров $q = 22$ кг/(м² ч) продолжительность непрерывной работы $t = 22$ ч

Общая требуемая площадь фильтрации вакуум фильтров

$$S = Q_{сух}\ \ 1000/(tq) = 212\ 5\ \ 1000/(22\ \ 22) = 439\ \text{м}^3$$

К установке приняты барабанные вакуум фильтры БОУ 40 37 Число рабочих фильтров

$$n = S/S_1 = 439/40 = 11,$$

где S_1 — фильтрующая поверхность одного вакуум фильтра

В качестве резервных приняты три фильтра Всего устанавливается 14 агрегатов В соответствии с нормой расхода сжатого воздуха 0 1 м³/мин на 1 м² площади фильтра общий его требуемый расход при 11 рабочих фильтрах

$$Q_{возд} = 0{,}1 S_1\, n = 0{,}1\ \ 40\ \ 11 = 44\ \text{м}^3/\text{мин}$$

Подача воздуха осуществляется воздуходувками Норма расхода отсасываемого воздуха от вакуум фильтров принята 0 5 м³/мин с 1 м² фильтра При 11 рабочих фильтрах и площади каждого из них 40 м² общий расход воздуха при нормальных условиях

$$V_0 = 0\ 5 S_1\, n = 0\ 5\ \ 40\ \ 11 = 220\ \text{м}^3/\text{мин}$$

Расход воздуха при рабочих условиях

$$V = \frac{p_0 V_0 T}{T_0 p} = \frac{0\ 103\ \ 220\ \ 293}{273\ \ 0{,}05} = 487{,}8\ \text{м}^3/\text{мин}$$

где p_0 — давление воздуха при нормальных условиях ($p=0{,}0$ МПа — давление воздуха при рабочих условиях) $T=293$ К — температура воздуха (по Кельвину) при рабочих условиях $T_0=273$ К — температура воздуха (по Кельвину) при нормальных условиях

К установке принимаются вакуум насосы ВВН 50 имеющие производительность по разреженному газу при 70 % ном вакууме 50 м³/мин Исходя из этого число вакуум насосов будет $V/50=487{,}8/50=9{,}8\approx 10$ К установке принимаются 10 рабочих машин и 4 резервные

Термическая сушка осадков производится на сушильных установках состоящих из сушильных аппаратов и вспомогательного оборудования к которому относят топки питатели циклоны душевые устройства а также транспортеры и бункера

Установка со встречными струями СВС производительностью 3 5—5 т/ч по *испаренной влаге предназначена* для комплексной обработки осадков городских сточных вод обезвоженных механическим путем Основные технологические показатели работы установки со встречными струями характеризуются следующими данными Количество высушенного осадка влажностью 30 % в 1 сут

$$q=\frac{Q_{oc}\,(100-B)}{100-B_1}=\frac{1153{,}6\,(100-79)}{100-30}=346\ \text{т}$$

где $Q_{oc}=1153{,}6$ м³/сут — количество обезвоженного осадка влажностью 79 % B — влажность обезвоженного осадка B — влажность высушенного осадка

Количество испаренной влаги в 1 сут

$$W=Q_{oc}\,q=1153{,}6\,346\approx 807{,}6\ \text{т}$$

Число установок со встречными струями производительностью 5 т/ч по испаряемой влаге равно $W/(24\times\times 5)\approx 7$ (где 24 — период работы установки ч)

Проектом предусматривается установка сушилок со встречными струями типа СВС разработанных НИИхиммашем и Энергобумпромом Необходимый расход воздуха в этих сушилках (при плотности 4 кг/м³ испаряемой влаги) составляет $V=134\,600$ м³/ч

Принятая проектом технология расфасовки и упаковки сухого осадка в мягкую тару предусматривает следующую схему высушенный осадок цеха термической сушки с помощью транспортера с погружными скребками подается на цепной элеватор ЦГ 400 От элеватора

сухой осадок может направляться в двух направлениях на расфасовку или на открытый склад При подаче на расфасовку осадок поступает в два приемных бункера расфасовочных машин расположенных под транспортером Производительность расфасовочной машины примерно 200 мешков в 1 ч вместимостью 50 кг каждый Суточная производительность одной машины 0 8 200× ×50 24/1000=192 т/сут где 0 8 — коэффициент использования рабочего времени 200 — число мешков заполняемых в 1 ч 50 кг — масса мешка 24 — продолжительность работы в Исходя из суточной производительности цеха расфасовки 346 т/сут сухого осадка определяем число машин 346/192=2

К установке приняты четыре расфасовочные машины из которых две рабочие и две резервные

Отделение реагентного хозяйства В составе отделения имеются насосная станция и резервуары для приема хранения и приготовления растворов хлорного железа известкового молока и ингибированной кислоты

Коагулирование осадка производится хлорным железом и известью Дозы реагентов — хлорного железа и извести согласно СНиП 2 04 03—85 составляют соответственно 4 и 10 % массы сухого вещества осадка считая на активную часть реагента Количество сухого вещества осадка равно 212 5 т в 1 сут

Суточный расход $FeCl_3$ считая по его активной части Q_c , 0 04=212 5 0 04=8 5 т/сут

Расход потребляемого $FeCl_3$ (товарного) при 35 % ном содержании чистого безводного продукта 8 5 100/35=24 3 т/сут

Коагулирование осадка производится 10 % ным раствором хлорного железа количество которого 8 5× ×100/10=85 т/сут

Для хранения и приготовления 10 % ного раствора $FeCl_3$ предусмотрены два резервуара вместимостью по 250 м³ каждый

Суточный расход извести считая по ее активной части 21 2 5 100/1000=21 25 т/сут

Так как в привозимом растворе известкового молока содержится 55 % чистого продукта то расход потребляемой извести 21 25 100/55=38 6 т/сут

Известковое молоко 30 % ной концентрации доставляют автоцистернами Расход 30 % ного раствора известкового молока 38 6 100/30=128 6 т/сут Принято шесть

резервуаров вместимостью 90 м³ каждый обеспечивающих четырехдневный запас известкового молока

Коагулирование осадка производится 10 %-ным раствором известкового молока требуемый расход которого составит 21 25 100/10=212 5 т/сут

Для приготовления 10 %-ного раствора известкового молока предусмотрены два резервуара объемом по 30 м³ каждый

Для промывки ткани вакуум-фильтров применяют раствор ингибированной кислоты При норме расхода 50 л кислоты 30 %-ной концентрации на 1 м² фильтрующей ткани расход 30 %-ного раствора ингибированной кислоты составит 50 40 11=22 000 л/сут=22 м³/сут

Промывку предусматривают 10 %-ным раствором ингибированной кислоты необходимый расход раствора 22 30/10=66 м³/сут

§ 34 Примеры расчетов

Пример 6 1 Выполнить расчет метантенков для станции полной биологической очистки производительностью 50 000 м³/сут если в поступающей на станцию воде концентрация взвешенных веществ составляет 200 мг/л $БПК_{полн}$=180 мг/л эффект осветления в первичных отстойниках 50 % Проектом предусмотрено механическое обезвоживание сброженного осадка с последующей термической сушкой

Решение По формуле (6 1) определяем расход осадка по сухому веществу

$$M_{сут} = \frac{200\ 0\ 5\ 1\ 1}{1000\ 1000}\ 50\ 000 \quad 5\ 5\ т/сут$$

В процессе осветления воды в первичных отстойниках происходит снижение концентрации загрязнений фиксируемых БПК примерно на 15—25 % Принимая среднее из приведенных значений 20 % определяем БПК в воде поступающей в аэротенки

$$L_a \quad 180\,(1 - 0\ 2) = 144\ мг/л$$

Вынос активного ила из вторичного отстойника принимаем равным 15 мг/л Тогда по формуле (6 2)

$$M_{сут} = \frac{0\ 8\ 200\,(1 - 0\ 5) + 0\ 3\ 144 - 15}{1000\ 1000}\ 50\ 000 \quad 5\ 41\ т/сут$$

Для расчета расхода осадка и ила по беззольному веществу принимаем зольность осадка $З_{ос}$ 30 % зольности активного ила $З_{ил}$=25 % и гигроскопической влажности осадка и ила B и $B_г$ равной 5 % применяем формулы (6 3) и (6 4)

$$O_{без} = \frac{5\ 5\,(100 - 5)\,(100 - 30)}{100\ 100} = 3\ 66\ т/сут$$

$$И_{без} = \frac{5,11\ (100 - 5)\ (100 - 25)}{100 \cdot 100} = 3,85\ т/сут.$$

При удалении осадка из отстойников плунжерными насосами влажность его можно принять равной 94 %, влажность уплотненного активного ила — 97 %, плотность осадка и активного ила можно считать равной 1. Тогда по формулам (6.5) и (6.6),

$$V_{ос} = \frac{100 \cdot 5,5}{(100 - 94)\ 1} = 91,7\ м^3/сут,$$

$$V_{ил} = \frac{100\ 5,41}{(100 - 97)\ 1} = 180,3\ м^3/сут.$$

По формулам (6.7)—(6.9) определим суммарные расходы осадка и ила

$$М_{сух} = 5,5 + 5,41 = 10,91\ т/сут;$$

$$М_{общ} = 91,7 + 180,3 = 272\ м^3/сут;$$

$$М_{без} = 3,66 + 3,85 = 7,51\ м^3/сут$$

Подсчитаем по формулам (6.10) и (6.11) среднее значение влажности и зольности

$$В_{см} = 100\ (1 - 10,91/272) = 96\%,$$

$$З_{ил} = 100\left[1 - \frac{7,51}{5,5\ (100 - 5)/100 + 5,41\ (100 - 5)/100}\right] = 28\%.$$

При выборе режима сбраживания следует иметь в виду, что термофильный процесс заканчивается примерно в 2 раза быстрее мезофильного и обеспечивает полную дегельминтизацию осадка, но требует дополнительного расхода топлива на подогрев метантенков. В то же время осадок, сброженный в термофильных условиях, труднее отдает воду для его промывки. Учитывая, что проектом предусматривается механическое обезвоживание сброженной смеси с последующей термической сушкой осадка, принимаем мезофильный режим сбраживания, что позволит полностью обеспечить процесс теплом, получаемым от сжигания газов брожения, и повысить нагрузку на вакуум-фильтры.

При влажности исходной смеси 96 % доза загрузки для мезофильного режима составит 9 % (СНиП 2.04.03—85), тогда требуемый объем метантенков

$$V = М_{общ} \cdot 100/Д = 272 \cdot 100/9 = 3022\ м^3.$$

Принимаем три типовых метантенка $d = 12,5$ м, полезным объемом одного резервуара 1000 м³. Суммарный объем метантенков при этом окажется несколько больше требуемого, в связи с чем фактическая доза загрузки $Д$ понизится

$$Д = 272 \cdot 100/3000 = 9,1\%.$$

Подсчитаем предел распада смеси по формуле (6.15)

$$а_{см} = (53\ 3,66 + 44 \cdot 3,85)/7,51 = 49,9\%$$

Для подсчета выхода газа с 1 кг органического вещества осадка принимаем коэффициент $n = 0,56$ (при $В_{см} = 96\ \%$ и $t = 33\ °С$) (см

СНиП 2.04.03—85). Тогда по формуле (6.17)

$$y' = (49{,}9 - 0{,}56\ 9{,}1)/100 = 0{,}448\ м^3/кг$$

Суммарный выход газа

$$Г = y\ M_{без}\ 1000 = 0{,}448\ 7{,}51\ 1000 = 3364\ м^3/сут$$

Для выравнивания давления газа в газовой сети предусматриваем мокрые газгольдеры вместимость которых $V_г$ рассчитывается на 2—4 ч выход газа

$$V_г = 3364\ 3/24 = 420{,}5\ м^3$$

Принимаем два типовых газгольдера объемом 300 м³ каждый. Далее следует определить качество сброженной смеси т. е. рассчитать ее влажность и зольность. В процессе сбраживания происходит распад беззольных веществ приводящий к уменьшению массы сухого вещества и увеличению влажности осадка. Суммарный объем смеси после сбраживания практически не изменяется. Величина y выраженная в процентах представляет собой степень распада беззольного вещества подсчитанную по выходу газа. В рассматриваемом примере $y = 44{,}8\ \%$. Зная степень распада можно легко подсчитать массу беззольного вещества в сброженной смеси

$$M_{без} = 7{,}51\ (100 - 44{,}8)/100 = 4{,}14\ т/сут$$

Разность $M_{тз} - M_{без}$ представляет собой зольную часть не подвергающуюся изменениям в процессе сбраживания. Масса сухого вещества в сброженной смеси $M_{сух}$ поэтому выразится суммой

$$M_{сух} = (10{,}91 - 7{,}51) + 4{,}14 = 7{,}44\ т/сут$$

Зная $M_{сух}$ и $M_{без}$ и принимая гигроскопическую влажность сброженной смеси 6 % можно определить ее зольность

$$З_{см} = 100 - \frac{4\ 14\ 100\ 100}{7\ 44\ (100 - 6)} = 42\%$$

Определим влажность сброженной смеси $B_{см}$ из соотношения

$$B_{см} = 100 - \frac{M_{сух}}{M_{общ}}\ 100 = 100 - \frac{7\ 44}{272}\ 100 = 97{,}3\%$$

Таким образом сбраживание приводит к увеличению влажности и зольности бродящей массы.

Пример 6.2. Для условий примера 6.1 проверить правильность расчетной дозы загрузки метантенков если известно что концентрация алкилбензолсульфонатов с прямой алкильной цепью в поступающей сточной воде составляет 20 мг/л.

Решение. Определим концентрацию ПАВ в сыром осадке и активном иле пользуясь данными табл. 60 СНиП 2.04.03—85. При концентрации ПАВ в воде 20 мг/л содержание их в сыром осадке составит 17 мг/г или 17 кг/т а в активном иле — 7 кг/т сухого вещества. Содержание ПАВ в смеси осадка и ила поступающей в метантенки вычисляем по формуле

$$C = (17\ 5\ 5 + 7\ 6{,}41)/10{,}91 = 12\ мг/г$$

Предельно допустимую нагрузку по ПАВ на 1 м³ объема метантенка принимаем равной 40 г (см СНиП 2.04.03—85) Допустимую дозу загрузки метантенков рассчитываем по формуле (6.13)

$$Д' = \frac{10 \cdot 40}{12\,(100 - 96)} = 8{,}3\ \%$$

Таким образом, расчеты показали, что при данной концентрации ПАВ доза загрузки метантенков должна быть понижена до 8,3 % (вместо 10 %) Следовательно, следует произвести корректировку объема метантенков

$$V = (272 \cdot 100)/8{,}3 = 3277\ м^3$$

Принимаем четыре типовых метантенка $d = 12{,}5$ м и объемом 1000 м³ каждый

Таким образом, наличие ПАВ в сбраживаемой смеси приводит к увеличению требуемых объемов метантенков

Пример 6.3 Для условий примера 6.1 рассчитать вариант аэробной стабилизации неуплотненного активного ила и смеси сырого осадка и неуплотненного активного ила

В сутки на станции образуются следующие количества осадков и ила — по сухому веществу, т $О_{сух} = 5{,}5$ $И_{сух} = 5{,}41$, $М_{сух} = 10{,}91$, по беззольному веществу, т $О_{без} = 3{,}66$, $И_{без} = 3{,}85$, $М_{без} = 7{,}51$, по объему фактической влажности $V_{ос} = 91{,}7$ м³, $V_{ил} = 180{,}3\,(100 - 97)/(100 - 99{,}5) = 1082$ м³ $М_{общ} + V_{ос} + V_{ил} = 1173{,}7$ м³

Поскольку подвергать аэробной стабилизации целесообразнее неуплотненный активный ил, общий объем ила по сравнению с примером 6.1 ($V_{ил} = 180{,}3$ м³ при влажности его 97 %) значительно возрастет и при влажности неуплотненного ила 99,5 % составит, как это было показано выше $V_{ил} = 1082$ м³

Температуру сточных вод и аэротенка и активного ила в стабилизаторе принимаем $T_а = 18$ °С и $T_с = 15$ °С

Для условий данного примера подсчитано что время обработки воды в аэротенках $t_а = 5{,}4$ ч при дозе ила $a_а = 2$ г/л Содержание взвешенных веществ в сточной жидкости, поступающей в аэротенки, $В_{вз} = 100$ мг/л Возраст ила в этом случае может быть подсчитан по формуле

$$т = \frac{t_а\, a_а \cdot 1000}{B_{вз} \cdot 24} = \frac{5{,}4 \cdot 2 \cdot 1000}{100 \cdot 24} = 4{,}5\ сут.$$

Решение Время стабилизации неуплотненного активного ила в стабилизаторе подсчитываем по формуле (6.24)

$$t_{ст} = [8 + 0{,}02\,(20 - 18)\,(4{,}5 + 5)]\,1{,}08^{18-15} = 12{,}32\ сут.$$

Удельный расход кислорода q определим по формуле (6.25):

$$q = (0{,}96 + 0{,}016 \cdot 4{,}5)/(4 + 0{,}108 \cdot 4{,}5) = 0{,}76\ кг\ О_2/кг\ ОВ.$$

Требуемый объем аэробного стабилизатора

$$V = V_{ил}\, t_{ил} = 1082 \cdot 12{,}32 = 13\,340\ м^3.$$

В качестве стабилизаторов применяем типовые аэробные стабилизаторы, разработанные ЦНИИЭП инженерного оборудования

Для определения количества воздуха $Д$ принимаем $k_1 = 1{,}47$, $k_2 = 2{,}68$ $C_1 - C = 9{,}1$, коэффициенты n_1 и n_2 — по СНиП 2.04.03—85.

Кроме того необходимо знать концентрацию беззольного вещества S_0 в поступающем на стабилизацию неуплотненном активном иле. При содержании беззольного вещества $H_{без}=3{,}85$ т/сут и общем количестве ила $V_{ил}=1082$ м³ значение S_0 неуплотненного активного ила составит

$$S_0 = \frac{H_{без}}{V_{ил}} = 3\ 85\ 1000/4082 = 3\ 6\ кг\ м^3$$

Зная все необходимые величины по формуле (6 26) находим

$$Д = \frac{0\ 76\ 3\ 6\ 1000}{1{,}47\ 2{,}68\ 1{,}1\ 0{,}85\ 9\ 1} = 81{,}62\ м^3/м$$

При расчете продолжительности аэробной стабилизации смеси сырого осадка и неуплотненного активного ила необходимо определить отношение БЗ осадка к БЗ смеси $B=3\,66/7\,51=0\,49$. Тогда по формуле (6 27)

$$t_0 = 12{,}32 + 2\ 0{,}49 = 12{,}32 + 0{,}93 = 13\ 3\ сут$$

Удельное количество кислорода q_0 определяем по формуле (6 28)

$$q_0 = 0{,}76\left(1 + 0{,}4\ 0{,}49\sqrt{4{,}5}\right) = 1{,}07\ кг\ O_2/кг\ БЗ$$

Требуемый объем аэробного стабилизатора V_0 составит

$$V_0 = M_{общ}\, t_0 = 1173{,}7\ 13{,}3 = 15\,600\ м^3$$

В качестве стабилизаторов применяем типовые аэробные стабилизаторы разработанные ЦНИИЭП инженерного оборудования.

Необходимое удельное количество воздуха находим по формуле (6.26). Концентрация беззольного вещества смеси сырого осадка и неуплотненного активного ила составит

$$S_0 = M_{без}/M_{общ} = 7{,}51\ 1000/1173\ 7 = 6{,}4\ кг/м^3$$

Тогда по формуле (6 26)

$$Д = \frac{1\ 07\ 6\ 4\ 1000}{1{,}47\ 2{,}92\ 1{,}1\ 0{,}85\ 9{,}4} = 180\ м^3/м^3$$

Значения коэффициентов $k=1{,}47$ $k_2=2\,92$, $C_0-C=9\,4$ взяты в соответствии с принятым типом аэрации используемым в качестве аэробного стабилизатора. Коэффициенты n_1 и n_2 — по СНиП 2 04 03–85. Сооружения аэробной стабилизации рассчитываются по параметрам приведенным в СНиП 2 04 03—85 (рис. 6 3).

Уплотненный активный ил или смесь его с осадком первичных отстойников нерационально подвергать аэробной стабилизации так как это приводит к резкому увеличению удельного сопротивления осадка.

Уплотнение (отстаивание) аэробно стабилизированных осадков должно производиться в течение 1 5—2 ч в специально выделенной отстойной зоне внутри аэрационного сооружения или в отдельных уплотнителях (отстойниках). Влажность осадка после уплотнения составляет 95—96 %. Иловая вода направляется в начало очистных сооружений или в аэрационные сооружения. БПК иловой воды можно принимать около 100 мг/л.

Дальнейшую обработку стабилизированных осадков следует

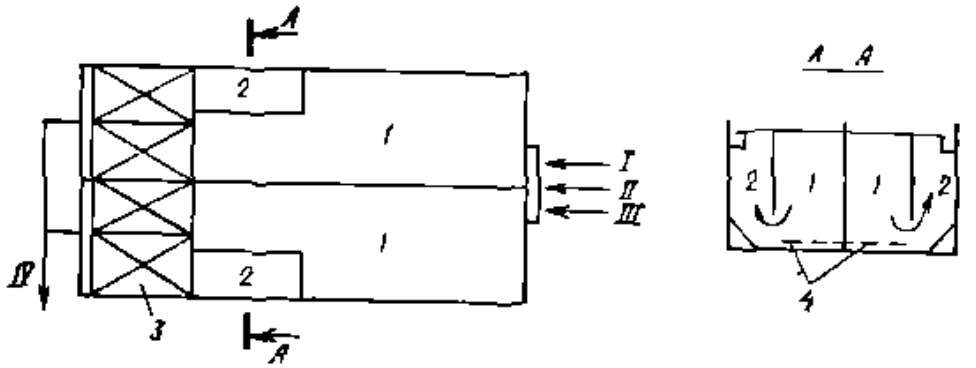


Рис 6 3 Аэробный минерализатор

1 — зона аэрации, *2* — отстойная часть, *3* — уплотнитель *4* — система аэрации, *I* — избыточный активный ил *II* — фугат от центрифугирования осадка из первичного отстойника *III* — фугат от центрифугирования аэробно минерализованной смеси, *IV* — отвод аэробно минерализованной смеси

предусматривать такую же, как и для осадков, сброженных в метантенке в мезофильных условиях Водоотдача аэробно стабилизированных осадков больше чем анаэробно сброженных Нагрузку на иловые площадки по сравнению с осадком, сброженным в метантенках в мезофильных условиях, можно увеличить в 1,5 раза

При аэробной стабилизации происходит гибель бактерий коли более чем на 95 %, но яйца гельминтов при этом не погибают, поэтому осадки после аэробной стабилизации необходимо обеззараживать

Пример 6 4* Сравнить условия работы двух метантенков объемом 1000 м³ каждый по дозам загрузки, если в один метантенк подается осадок из первичных отстойников в количестве 60 м³ в 1 сут, а во второй — уплотненный активный ил в количестве 120 м³ в 1 сут Влажность осадка 93 %, активного ила 97 %, зольность осадка 30 %, активного ила 26 %

Решение Из условия задачи очевидно, что доза $Д$, %, метантенка, работающего на иле, в 2 раза выше, чем метантенка, загружаемого осадком Нетрудно подсчитать, что доза загрузки метантенка, в который подается осадок, равна 6 %, а доза загрузки метантенка, работающего на иле, — 12 % Это означает, что длительность пребывания двух видов осадков T в метантенках также различается в 2 раза Осадок сбраживается в течение 16,7 сут, а активный ил — в течение 8,3 сут ($T=100/Д$, %)

В метантенк, загружаемый осадком, подается за сутки 0,06 м³ осадка на 1 м³ объема сооружения При влажности осадка 93 % содержание сухого вещества в нем составляет 70 кг/м³ (при плотности осадка, равной 1 кг/л), а беззольного вещества — 70 % массы сухого вещества, или 49 кг/м³ Следовательно, в метантенк загружается беззольного вещества

$$Д_{без} = 0,06\ 492^{1},\ =94 \text{ кг/(м сут)}$$

Аналогичные рассуждения для второго случая дают $Д_{без}=2,66$ кг/(м³ сут)

Из полученных результатов видно, что метантенки работают

* Примеры 6 4—6 11 составлены канд техн наук доц Т А Карюхиной.

в различных условиях как по продолжительности пребывания в них осадков, так и по нагрузке беззольного вещества на единицу объема метантенка

Чтобы определить, к какому результату приведут столь различные условия работы метантенков следует воспользоваться уравнениями А А Карпинского, по которым можно подсчитать ожидаемый процент распада беззольного вещества $P_{без}$ и выхода газа $Г_{без}$

При сбраживании осадка из первичных отстойников в мезофильных условиях уравнения имеют вид $P_{без}=66{,}7Д_{без}^{-0{,}7}$ и $Г_{без}=582Д_{без}^{-0{,}7}$

Для активного ила соответственно имеем $P_{без}=40{,}4Д_{без}^{-0{,}19}$ и $Г_{без}=365Д_{без}^{-0{,}43}$

Подставив в эти уравнения найденные величины $Д_{без}$, получаем что ожидаемый распад осадка составит 50 % с выходом газа 430 л с 1 кг загружаемого беззольного вещества, а ожидаемый распад ила — 27,5 % с выходом газа 241 л на 1 кг загрузки, или соответственно 872 и 878 л/кг распавшегося беззольного вещества

Таким образом, можно видеть что результаты работы метантенков ожидаются различными по глубине сбраживания двух видов осадков, но почти с одинаковым выходом газа с 1 кг распавшегося беззольного вещества

Пример 6 5. Подсчитать теоретически возможный выход газа при сбраживании осадка из первичных отстойников и активного ила если анализом определен состав компонентов, приведенный в табл 6 4

ТАБЛИЦА 6 4 К ПРИМЕРУ 6 5

Компоненты	Концентрация, %, в пересчете на беззольное вещество	
	осадка из первичных отстойников	активного ила
Жироподобные вещества	35,6	32 3
Азот общий	1 9	7,9
Углеводы		
альфа	10,2	1,6
гемп	6,6	5

Решение Теоретически возможный выход газа можно подсчитать если известно содержание в осадках жиро , углеводо и белоподобных веществ В прямом выражении здесь показано только содержание жироподобных веществ Для подсчета белковоподобных веществ исходят из предположения, что в них общий азот составляет 16 % по массе Поскольку в других группах веществ содержание азота мало то для подсчета количества белковоподобных веществ нужно умножить концентрацию азота на 6 25 (100 16=6,25) Таким образом, величина *б* (белки) для осадка составляет 4,9 6,25= =30 6 %

В составе углеводов показано наличие легкогидролизуемой фракции (гемиуглеводов) и трудногидролизуемой (альфа углеводов) В реакциях брожения участвуют обе фракции, поэтому при подсчете величины y наличие углеводов учитывается суммой обеих фракций В осадке содержание углеводоподобных равно 16,8 %, а в иле — 6,6 %

При подсчете теоретически возможного выхода газа (или предела сбраживания) содержание жиров, белков и углеводов соответственно $ж$, $б$, $у$ следует выразить в граммах на 1 г беззольного вещества осадков Таким образом для осадка из первичных отстойников по формуле (6 16) имеем

$$a = 0{,}92\ 0{,}356 + 0{,}62\ 0{,}168 + 0{,}34 \cdot 0{,}306 = 0{,}536\ г/г,$$

а для активного ила

$$a = 0{,}92\ 0{,}323 + 0{,}62\ 0{,}065 + 0{,}34\ 0\ 494 = 0{,}505\ г/г.$$

Оценивая данные анализа и результаты подсчета, можно видеть, что химический состав осадка из первичных отстойников заметно отличается от состава активного ила меньшим содержанием белковоподобных веществ и большим углеводоподобных Это закономерно, так как в иле находится огромное число микроорганизмов, обусловливающих повышенное содержание в нем белковоподобных веществ и углеводоподобных (растительные остатки, бумага, раздробленное тряпье и т п), которые в значительной мере улавливаются в первичных отстойниках

Можно также отметить, что в беззольном веществе осадка содержание газообразующих компонентов (т е сумма $ж+б+у$) составляет 83 %, а ила — 88 2 % Следовательно в первом случае на лигнино гумусовый комплекс веществ не образующих газа при брожении, приходится 17 %, а во втором — 11 8 %

Пример 6.5 Сравнить полученные результаты если предел сбраживания по данным химического анализа осадков из первичных отстойников равен 58 а для ила — 46 % В первом метантенке сбраживается только осадок из первичных отстойников а во втором — смесь осадка и ила в соотношении к беззольному веществу 0,5 1 Распад беззольного вещества, подсчитанный по выходу газа, в первом метантенке составляет 44 %, а во втором — 36 %

Решение Сравнить результаты применительно к условиям данной задачи — это значит определить глубину или степень сбраживания осадков в двух метантенках аналогично тому, как оценивается например, степень очистки сточной воды, т е в процентах по отношению к начальному (или максимально возможному) количеству

В первом метантенке где сбраживается только осадок получена степень его обработки равная 75 % теоретически возможной (44 58) 100 = 75 %

Во втором метантенке сбраживается смесь осадка и ила Предел сбраживания смеси $a_{см}$ определяется как среднеарифметическое

$$a_{см} = (58\ 0{,}5) + (46\ 1)/(0{,}5 + 1) = 48\%$$

Степень обработки смеси (или глубина сбраживания) равна (36 48) 100 = 75 %

Таким образом оба метантенка обеспечивают одинаковую степень обработки осадков хотя количество газов образующихся в двух сооружениях, может оказаться заметно различным

Пример 6.7 Определить удельный расход промывной воды q, если удельное сопротивление r подаваемого на вакуум фильтрацию сброженного осадка составляет $2 \cdot 10^{14}$ см/г, а на брожение смеси ила и осадка — $3 \cdot 10^{10}$ см/г.

Решение. Удельный расход промывной воды для осадка

$$q = \lg (r \cdot 10^{-10}) - 1{,}8 = \lg (2 \cdot 10^{14} \cdot 10^{-10}) - 1{,}8 = 2{,}5 \text{ м}^3/\text{м}^3,$$

а для смеси ила и осадка

$$q = \lg (3 \cdot 10^{14} \cdot 10^{-10}) - 1{,}8 = 4{,}5 \text{ м}^3/\text{м}^3$$

Пример 6.8 Рассчитать какое количество реагентов потребуется для обработки осадков способом вакуум фильтрации. Для этой цели используют $FeCl_3$ и $Ca(OH)_2$ с активностью этих веществ соответственно 95 и 40 %. Установлено что необходимая доза Fe_2O_3 составляет 3,5 %, CaO — 12 %.

Решение. Пересчитаем дозу с Fe_2O_3 на $FeCl_3$, а с CaO на $Ca(OH)_2$.

Определим необходимую дозу $FeCl_3$. В молекуле Fe_2O_3 имеются два атома железа на долю которых приходится 70 % молекулярной массы Fe_2O_3. Если доза Fe_2O_3=3,5 % то на долю железа приходится 3,5·0,7=2,45 %. В $FeCl_3$ на 56 г железа приходится 162,5 г соли или на 1 ч. железа по массе — 2,9 ч. соли. При потребности в железе 2,45 % потребность в соли $FeCl_3$ составит 2,45·2,9=7,1 %. Поскольку исследуемое вещество имеет активность 95 % то для обеспечения нужного количества активного реагента потребуется соли 7,1:0,95=7,5 %.

Определим необходимую дозу $Ca(OH)_2$. В составе этого вещества на долю CaO приходится по массе 73,7 % или что то же на 1 ч. CaO требуется 1,36 ч. $Ca(OH)_2$. При дозе CaO равной 12 % требуемая доза $Ca(OH)_2$ следовательно составит 12·1,36 =16,3 %. Поскольку активная известь составляет всего 40 % то для обеспечения достаточной дозы по активному продукту необходимая доза $Ca(OH)_2$ будет 16,3:0,4=40,8 %.

Окончательно получим что для обработки 1 кг сухого вещества осадков нужно взять 75 г хлорного железа и 408 г гашеной извести.

Пример 6.9 Проанализировать данные о работе вакуум фильтра БОУ 40 если за 2500 ч его эксплуатации на промывку было подано 80 000 м³ осадков влажностью 96,8 %. Получено после промывки 42 000 м³ осадков влажностью 95 % а обезвоженного осадка — 12 650 м³ влажностью 80 %. Использованы реагенты хлорное железо с дозой 4 % и гашеная известь с дозой 25 % по товарным продуктам. Удельный расход промывной воды составляет 4 м³/м³.

Решение. На промывку подано сухого вещества 80 000·3,2/100 =2560 т. После промывки и уплотнения сухого вещества получено 12 000·5/100=2100 т. Потеря сухого вещества осадка со сливной водой 2560—2100=460 т.

В уплотнитель было подано смеси по объему 80 000·4= =320 000 м³.

Если удалено в виде осадка 42 000 м³ то объем сливной воды составит 320 000—42 000 =278 000 м³.

Концентрация взвешенных веществ в сливной воде (460 000)/ /278 000=1654 мг/л.

По сухому веществу подано реагентов хлорного железа 2100·0,04=84 т гашеной извести 2100·0,25=525 всего 84+525= =609 т.

Значительная часть добавляемых реагентов оказывается в воде в нерастворенном виде. Это — образующийся гидроксид железа практически нерастворимый в воде до 80 % добавляемой извести и связи с ее малой растворимостью и до 5—10 % инородных веществ. Учет всех этих компонентов прямым способом может быть выполнен лишь ориентировочно по такой подсчет показывает что 70—80 % массы реагентов добавляется к сухому веществу осадков.

После фильтрации получено сухого вещества (12 650 20)/100 = =2530 т. Поскольку в осадке сухого вещества было 2100 т то дополнительные 430 т могут быть отнесены за счет реагентов.

Производительность вакуум фильтра по сухому веществу при площади поверхности фильтра 10 м² (с учетом реагентов) составит (2530 1000)/(2500 40) = 25 3 кг/(ч м²), а без учета реагентов — 21 кг/(ч м²).

Пример 6 10. Рассчитать какая часть ила по объему удаляется в виде фугата и определить качество фугата если на центрифугирование подается ил с влажностью 96 8 %. Влажность обезвоженного ила 80 %, эффективность задержания взвешенных веществ 28 %.

Решение. В 1 м³ исходного ила было 32 кг сухого вещества (влажность ила 96 8 %). В виде обезвоженного ила получено сухого вещества 32 0 28—8 96 кг/м³. Объем этого ила при его влажности 80 %, т е содержании сухого вещества 200 кг/м³ составляет 8 96/200 = 0 0488 м³/м³.

Если с 1 м³ обрабатываемого ила получается 0 0488 м³ обезвоженного продукта то фугата получится 0 9552 м³/м³ что составляет 95 5 % первоначального объема ила. В полученном фугате имеется сухого вещества 32—8 96—23 04 кг/м³. Концентрация фугата по взвешенным веществам составят 23 04/0 9552 = 24 1 кг/м³ или 24 1 г/л. При концентрации сухого вещества в фугате 24 1 г/л его влажность составляет 97 6 %.

В результате центрифугирования получилось по объему более 95 % фугата от расхода отработанного ила с качеством практически близким к исходному илу. Влажность фугата всего на 0 8 % выше влажности ила поданного на центрифугирование.

В схеме сооружений должна быть предусмотрена система обработки или использования фугата.

Пример 6 11. Определить влажность осадка после удаления иловой воды если на иловые площадки с поверхностным отводом воды подан осадок влажностью 97 4 %. После отстаивания удалена иловая вода в объеме 50 % первоначального объема осадков с концентрацией взвешенных веществ в ней 1 г/л. Расчет следует выполнить применительно к 1 т осадка.

Решение. При влажности осадка 97 4 % содержание сухого вещества составляет 26 г/л. После удаления отстоявшейся воды объем осадка уменьшился в 2 раза т е стал равным 0 5 л. Удалено иловой воды также 0 5 л с содержанием в ней сухого вещества 0 5 г. Следовательно в 0 5 л осадка осталось сухого вещества 25 5 г а в пересчете на 1 л — 51 г/л. При концентрации сухого вещества 51 г/л влажность осадка составит 94 9 %.

Пример 6 12. Расчетный расход очистных сооружений полной биологической очистки $Q = 20\,000$ м³/сут очищенная вода имеет $БПК_{п} = 20$ мг/л. Рассчитать илоуплотнители для уплотнения избыточного активного ила.

Решение Для данных условий прирост активного ила составит $P = 200$ г/м³ [10, табл 4 59] При $k_{max} = 1\,2$

$$P_{max} = 1,2\ 200 = 240\ \text{г/м}^3$$

Максимальный приток избыточного активного ила

$$q_{max} = 240\ 20\,000/(20\,000\ 24) = 10\ \text{м}^3/\text{г}$$

Предполагаем что будут применены два илоуплотнителя вертикального типа Согласно табл 58 СНиП 2 04 03—85 и табл 4 60 [10] принимаем продолжительность уплотнения $t = 10$ ч скорость $v = 0\,07$ мм/с влажность исходного ила $W_1 = 99\,2$ % уплотненного $W_2 = 98$ % Высота проточной части $h = 3\,6\ 0{,}07\ 10 = 2\,52$ м

Максимальный расход жидкости, отделяемой при уплотнении ила,

$$q_{ж} = 10\,(99{,}2 - 98)/(100 - 98) = 6\ \text{м}^3/\text{ч}$$

Полезная площадь илоуплотнителя

$$F_{пол} = 6/(3{,}6\ 0\ 07) = 23\ 81\ \text{м}^2$$

Площадь поперечного сечения центральной трубы $f_{тр} = 10/(3600 \times 0\,1) = 0\,0277\ \text{м}^2 \approx 0\,03\ \text{м}^3$ Общая площадь илоуплотнителя $F_{общ} = 23\,81 + 0\,03 = 23\,84\ \text{м}^2$ Диаметр одного илоуплотнителя

$$D = \sqrt{\frac{4\ 23\ 84}{3\ 14\ 2}} = 3\ 9\ \text{м}$$

Принимаем к установке два илоуплотнителя Объем иловой части илоуплотнителя

$$V_{ил} = 10\,\frac{100 - 99\ 2}{100 - 98}\,\frac{10}{2} = 20\ \text{м}^3$$

Пример 6 13 Расчетный расход очистных сооружений полной биологической очистки $Q = 250\,000$ м³/сут очищенная сточная вода имеет БПК$_{полн}$ = 25 мг/л Рассчитать илоуплотнители

Решение Прирост активного ила $P = 220$ г/м³ [10 табл 4 59] тогда принимая $k_{max} = 1{,}3$

$$P_{max} = 1,3P = 1,3\ 220 = 260\ \text{г/м}^3$$

Максимальный приток избыточного активного ила при $C = 20$ г/л

$$q_{max} = 260\ 250\,000/(24\ 20\,000) = 135\ \text{м}^3/\text{ч}$$

Предполагаем что будут использованы два радиальных илоуплотнителя

Согласно СНиП 2 04 03—85 при $C = 20$ г/л принимаем расчетную нагрузку на площадь зеркала уплотнителя $q_r = 0\,3$ м³/(м² ч) [10] Полезная площадь поперечного сечения радиальных илоуплотнителей

$$F_{пол} = 135/0{,}3 = 450\ \text{м}^2$$

Диаметр радиального илоуплотнителя определяется так же как и у вертикального илоуплотнителя

$$D = \sqrt{\frac{4\ 450}{3{,}14\ 2}} = 16\ 9\ \text{м}.$$

Принимаем к установке два типовых радиальных илоуплотнителя диаметром $D=18$ м (один рабочий и один резервный)

Необходимая высота рабочей зоны илоуплотнителя при продолжительности уплотнения 9 ч [10] составит $H=0,3\ v=2,7$ м

Общая высота илоуплотнителя при использовании илоскребов $H_{общ}=2,7+0,3+0,1=3,1$ м

Пример 6.14. Рассчитать сушилку с фонтанирующим слоем. Расход уплотненной смеси осадков $Q_1=5,5$ м³/сут при влажности $B_1=92$ % и количестве секций $n_s=13$. При расчете сушилки используем результаты исследований данного аппарата влажность сухого осадка $B_2=8$ %, напряжение по влаге в объеме сушилки $A_v=100$ кг/(м³·ч), напряжение по влаге на площадь неподвижного слоя (сухого осадка) 615 кг/(м²·ч), удельное количество затрачиваемой теплоты $q_t=4590$ кДж/кг

Решение. Расход сухого осадка

$$Q_{с.о}=Q_1(100-B_1)/(100-B_2)=5,5(100-92)/(100-8)=$$
$$=0,478 \text{ т/сут}$$

Расход испаряемой влаги

$$Q_{и.в}=Q_1-Q_{с.о}=5,5-0,478=5,02 \text{ т/сут}$$

При равномерной в течение суток подаче уплотненного осадка в сушилку его расход будет

$$Q_{у.о}=5,5\cdot 1000/24=229 \text{ кг/ч}.$$

Расход испаряемой воды

$$Q'_{и.в}=5,02\cdot 1000/24=209 \text{ кг/ч}.$$

Объем сушилки

$$V_с=Q_{и.в}/A_v=209/100=2,09 \text{ м}^3.$$

Площадь плотного слоя сухого осадка

$$F_{п.о}=V_с/A_v=2,09\ 100/615=0,34 \text{ м}^2.$$

Диаметр сушилки

$$d_с=\sqrt{0,34\cdot 4/3,14}=0,658 \text{ м}$$

Высоту плотного слоя сухого осадка $h_{п.с}$ рекомендуется принимать 0,2 м. Наклон образующей конического днища к горизонту 70°. Обозначая диаметр нижнего основания усеченного конуса сушилки $d_д$, запишем $d_2-d_1=2x$, $x=h_{п.с}/\operatorname{tg}70^\circ$, $x=0,2/2,747=0,081$, тогда

$$d_д=0,658-2\cdot 0,081=0,496 \text{ м}.$$

Площадь нижнего основания

$$F_д=3,14\ 0,496^2/4=0,193 \text{ м}^2$$

Диаметр трубы отбора сухого осадка $d_т=0,25$ м, т. е. площадь сечения этой трубы $F_{тр}=0,049$ м². Площадь нижнего основания — площадь газораспределительной решетки

$$F_р=F_д-F_{тр}=0,193-0,049=0,144 \text{ м}^2$$

Принимаем живое сечение решетки равным 0,5. Тогда

$$F_{ж.р}=0,144/0,5=0,072 \text{ м}^2.$$

Расход теплоносителя

$$Q_{\text{тп}} = Q_{\text{и в}} n_{\text{д}} = 209\ 13 = 2717\ \text{кг/ч},$$

или принимая плотность теплоносителя 1 205 кг/м³

$$Q_{\text{тп}} = 2717/1{,}205 = 2255\ \text{м}^3/\text{ч}\ (0\ 626\ \text{м}^3/\text{с})$$

Скорость движения теплоносителя при проходе через решетку

$$v = Q_{\text{тп}}/F_{\text{ж с}} = 0{,}626/0{,}072 = 8{,}69\ \text{м/с}$$

В качестве теплоносителя используют дымовые газы котельной разбавленные воздухом до температуры 400 °С Для преодоления сопротивлений в газовых коммуникациях устанавливают последовательно два дымососа Д 8

Диаметр цилиндрической части сушилки принимаем $d_{\text{ц}} = 1\ 3$ м Площадь цилиндра

$$F_{\text{ц}} = \pi d_{\text{ц}}^2/4 = 3{,}14\ 1{,}3^2/4 = 1{,}327\ \text{м}^2$$

Высота усеченного конуса днища

$$H_{\text{у ц}} = (d_{\text{у}} - d_{\text{ц}}) \operatorname{tg} 70\ /2 = (1{,}3 - 0{,}496)\ 2\ 747/2 = 1\ 1\ \text{м}$$

Объем усеченного конуса

$$V_{\text{у к}} = \frac{\pi H_{\text{у ц}}}{3}\left[\left(\frac{d_{\text{ц}}}{2}\right)^2 + \left(\frac{d_{\text{ц}}}{2}\right)^2 + \left(\frac{d_{\text{ц}} d_{\text{ц}}}{2\ 2}\right)\right] =$$

$$= \frac{3\ 14\ 1\ 1}{3}\left[\left(\frac{1{,}3}{2}\right)^2 + \left(\frac{0\ 496}{2}\right)^2 + \frac{1{,}3\ 0\ 496}{2\ 2}\right] = 0{,}742\ \text{м}^3.$$

Высота цилиндрической части сушилки

$$H = (V_{\text{с}} - V_{\text{у к}})/F_{\text{ц}} = (2{,}09 - 0{,}742)/1\ 327 \approx 1{,}02$$

Принимаем одну рабочую и одну резервную сушилки

Пример 6 15. Рассчитать экспериментальную установку тепловой обработки осадков сточных вод производительностью 120 м³/сут принимая температуру обработки осадков 200 °С продолжительность обработки осадков в реакторе 1 5 ч рабочее давление в реакторе 1 6 МПа период уплотнения обработанного осадка 3 ч производительность вакуум фильтра при обезвоживании обработанного уплотненного осадка 30 кг/(м² ч)

Решение Обработка осадка принимается в такой последовательности Осадок из первичных отстойников (рис 6 4) пропускают через дробилку и вместе с активным илом подают в приемный резервуар насосной станции *3* Затем через теплообменник смесь осадка и ила поступает на обработку в реактор куда одновременно подается пар от источника теплоснабжения Обработанный осадок из реактора проходит через теплообменник и редукционный клапан в уплотнитель осадка *5* Уплотненный осадок подается в накопитель осадка и насосной станцией *10* направляется на обезвоживание которое производится на вакуум фильтре или на иловой площадке Кек снимаемый с вакуум фильтра подается в бункер или на склад осадка Вода выделившаяся в процессе уплотнения отводится на сооружения биологической очистки Из реактора образующиеся газы отводятся в систему газоудаления

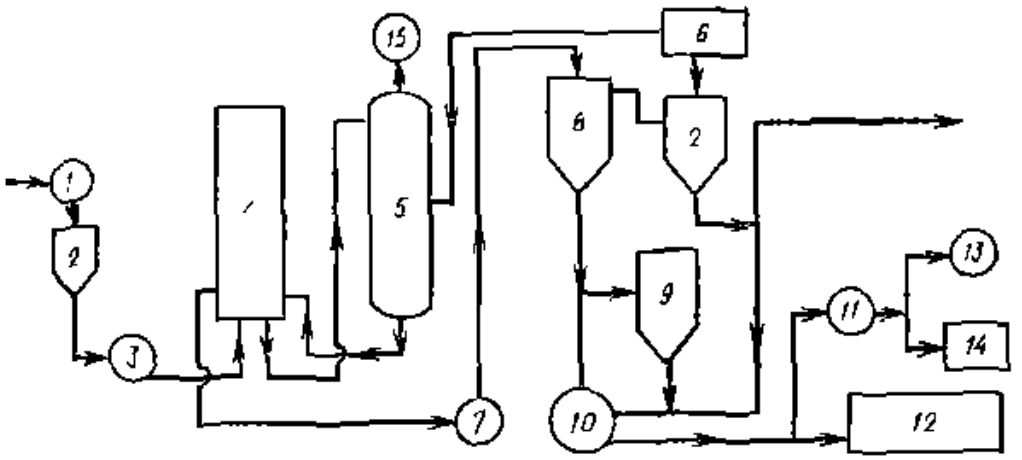


Рис 6 4 Схема установки тепловой обработки осадков сточных вод
1 — дробилка *2* — приемный резервуар *3* *10* — насос ные станции *4* — тепло обменник *5* — реактор *6* — котельная *7* — редукционный клапан *8* — уплотнитель осадка *9* — накопитель осадка *11* — вакуум фильтр *12* — иловые площадки *13* — бункер *14* — склад осадка *15* — система газоудаления

Осадок из первичных отстойников и избыточный активный ил подаются по самостоятельным трубопроводам Расчетный расход смеси осадка и ила равен 5 м³/ч при исходной влажности сырого осадка 94 % и избыточного активного ила 97 % Объем приемного резервуара принимается равным 9 м³ из учета 1 5 ч хранения осадка

Для теплового расчета теплообменного аппарата предназначенного для предварительного нагревания осадков поступающих в реактор принимают следующие параметры $T_1 = 200$ °С — температура теплоносителя на входе в теплообменник $t = 12$ °С — температура осадков на входе в теплообменник $T_2 = 50$ °С — температура теплоносителя на выходе из теплообменника $t_2 = 150$ °С — температура осадков на выходе из теплообменника $p = 1\,8$ МПа — рабочее давление в теплообменнике По технологическим соображениям принимается противоточная схема движения греющего и нагреваемого осадков — труба в трубе диаметр внутренней трубы 80 мм наружной — 150 мм

Площадь поверхности нагрева теплообменного аппарата м²

$$F = Q\,(\Delta t_{ср}\,k),$$

где Q — теплопроизводительность аппарата Дж/ч k — коэффициент теплопередачи, Дж/(ч м²), $\Delta t_{ср}$ — средняя разность температур греющего и нагреваемого осадков град

Расход теплоты на нагревание осадков

$$Q = cG\,(t_2 - t_1) = 4{,}2\;5000\,(150 - 12) = 2\;9\;10^6 \text{ кДж}$$

где $G = 5000$ л — количество подогреваемого осадка в 1 ч c — теплоемкость осадка равная 4 2 кДж/(кг К)

Средняя разность температур

$$\Delta t_{ср} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{2{,}3 \lg \dfrac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} = \frac{(200 - 150) - (50 - 12)}{2{,}3 \lg \dfrac{200 - 150}{50 - 12}} = 44 \text{ С}$$

Если принять $k=2100$ кДж/(м² К) то необходимая площадь поверхности нагрева

$$F = 2\ 9\ 10^6/(2100\ 44) = 31\ 4\ м^2$$

Длина секции составляет 4 м при этом площадь поверхности нагрева одной секции равна 1 12 м² Число труб n 31 4/1 12=28

По условиям компоновки к установке принимается 30 секций при этом площадь поверхности нагрева равна 33 6 м²

Реактор предназначен для подогревания осадков при заданной температуре Продолжительность их обработки 1 5 ч Необходимый рабочий объем реактора равен 7 5 м³ Объем реактора с учетом использования части объема под выделившийся газ составляет 10 м³

К установке приняты два реактора КОСП 1СО (один рабочий и один резервный) диаметром 1400 мм рабочим объемом 10 м³ и рабочим давлением 1 8 МПа материал реактора — сталь марки 20

Уплотнитель предназначен для предварительного обезвоживания осадков подвергнутых тепловой обработке Уплотнение осадка производится в течение 3 ч При этом выделяется до 30 % воды от первоначального объема осадка Рабочий объем уплотнителя $V = 5\ 3 = 15$ м³ Принимаем диаметр уплотнителя 2 5 м площадь зеркала воды 4 9 м² рабочую глубину 3 1 м

На вакуум фильтр предназначенный для обезвоживания осадков подвергнутых тепловой обработке и уплотненную осадок подают с помощью плунжерного насоса по трубопроводу $d=150$ мм Расчетный расход уплотненного осадка подаваемого на один вакуум фильтр $Q_{расч}=2\ 5$ м³/ч при влажности его 94 % Период работы вакуум фильтра 16 ч в сутки На основании экспериментальных данных производительность принимается равной 30 кг/м² в 1 ч Рекомендуется принять к установке два вакуум фильтра БОУ 5 1 75

На иловую площадку подается осадок подвергнутый тепловой обработке В этот период вакуум фильтр не работает Осадок подается с помощью плунжерного насоса по трубопроводу диаметром 100 мм Расчетный объем осадка по технологическим соображениям принимается равным 60 м³/сут или 21 900 м³/год при исходной влажности уплотненного осадка 94 % Предполагается что половина осадка прошедшего тепловую обработку направляется на иловую площадку Лабораторными опытами установлено что осадок после тепловой обработки хорошо отдает влагу и поэтому годовая нагрузка на иловые площадки может быть принята 5 м³/(м² год) Тогда необходимая площадь иловых площадок составит 21 900 : 5 = 4300 м² Принимаем размер одной карты 43×10 м Общее число карт 10

Склад обезвоженного осадка предназначен для открытого хранения осадка подвергнутого тепловой обработке и механическому обезвоживанию Влажность кека снимаемого с вакуум фильтра 75 % При дальнейшей сушке в естественных условиях его влажность в течение 2 мес снижается до 20—25 %

При расчете теплообменника принята разность температур осадка поступающего в реактор и выходящего из него 50 °С Температура осадка в реакторе составляет примерно 200 °С при рабочем давлении 1 8 МПа С учетом потерь напора необходимое давление пара на выходе из котельной принимается равным 2 МПа Количество теплоты необходимое для нагревания поступающего в реактор осадка кДж/ч для 5 м³/ч осадка составляет $Q = 1\ 5000(200-150) = 1\ 046\ 500$ кДж/ч

При давлении пара 2 МПа энтальпия равна 2589 кДж/кг. Расход пара для нагревания 1 м³ осадка 1 046 500/2589=404 кг/ч С учетом 25 % теплопотерь расход пара будет равен 404 25/100= =101 кг, следовательно, расход пара на нагревание 5 м³/ч осадка составит 500 кг/ч Таким образом, суточное потребление пара на один реактор будет равняться 12 т

Пример 6 16 Рассчитать флотационный илоуплотнитель при следующих исходных данных расход ила $V=1000$ м³/сут, начальная концентрация активного ила $C_0=4{,}5$ кг/м³

Решение. При рециркуляции ила во флотаторе количество сухого вещества $И_{сут}=C_0V=4\,5\ 1000=450$ кг

Согласно рекомендациям принимаем давление воздуха $p=$ $=0\,4$ МПа, степень насыщения воздухом $f_в=0{,}6$, температура $t=$ $=15$ °С, рабочая глубина флотатора $h=1{,}4$ м, что соответствует гидростатическому давлению 0,09 МПа Рабочее давление воздуха $p_в=0\,4+0{,}09=0{,}49$ МПа

Объем растворимого воздуха $q_в$, освобождающегося при снижении давления с 0,49 до 0 1 МПа, определяем по номограмме (рис 6 5) $q_в=100-20=80$ см³/л Тогда $q_в=q_в f_в=80\ 0{,}6=48$ см³/л

Необходимое содержание воздуха в иловой смеси находим по формуле (6 41)

$$W_р=\frac{1\ 4\ 48\,(0{,}6\ 4{,}9-1)}{4{,}5\ 1000}=0{,}03\ м^3/м^3$$

Подставляя значение $W_р$ из уравнения (6 40), находим объем рециркуляционного потока, насыщенного воздухом

$$V_п=\frac{W_р VC_а}{hB_р\,(f_п p_в-1)}=\frac{0{,}03\ 1000\ 4\ 5}{1{,}4\ 48\,(0\ 6\ 4{,}9-1)}=1250\ м^3/сут.$$

Общий расход, поступающий во флотатор,

$$Q=V+V_п=1000+1250=2250\ м^3/сут,$$

или, при равномерном поступлении ила по часам суток 94 м³/ч

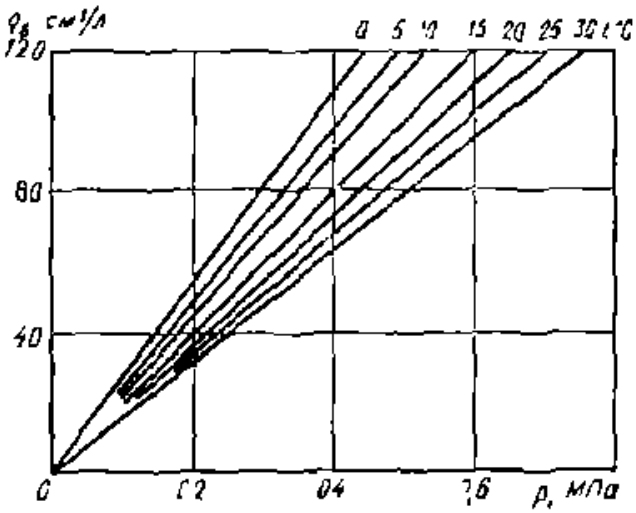


Рис 6 6 Растворимость воздуха в активном иле в зависимости от давления и температуры

Принимаем, что при 10 мин разрежения высота флотируемого слоя составляет 77 % а слои разреженного осадка — 23 %, тогда гидравлическая нагрузка

$$Q = 0{,}23\ 1{,}4/10 = 0{,}03332\ \text{м}^3/(\text{м}^2\ \text{мин}),\ \text{или}\ 1{,}93\ \text{м}^3/(\text{м}^2\ \text{ч})$$

Площадь флотатора

$$f = Q/Q = 94/1{,}93 = 49\ \text{м}^2$$

Объем флотируемого слоя

$$V_ф = Fh = 49\ 1{,}4 = 69\ \text{м}^3$$

При непосредственном насыщении ила воздухом (без рециркуляции ила) из формулы (6.41) определяем необходимое давление воздуха

$$0{,}03 = 1{,}4\ 48\ (0{,}6p_и - 1)/(4{,}5\ 1000) \qquad p_в = 0{,}57\ \text{МПа}$$

Площадь флотатора

$$F = V/(24Q\ ) = 1000/(24\ 1{,}93) = 22\ \text{м}^2$$

Сравнивая рассмотренные варианты можно отметить что по первому варианту необходимая площадь флотатора почти в 2 раза больше чем по второму (49 и 22 м) но необходимое давление насыщения воздухом во втором варианте выше (0.57 и 0.49 МПа)

Пример 6.17 Произвести расчет вакуум фильтров в барабанной сушилки для обезвоживания и сушки сброженной смеси осадка и активного ила Расход сырого осадка влажностью $W_1 = 93$ % из первичных отстойников $Q_1 = 250$ м³/сут расход избыточного активного ила влажностью $W_2 = 97$ % $Q_2 = 420$ м³/сут Удельное сопротивление осадка первичных отстойников 220 10^{10} см/г щелочность 25 мг экв/л удельное сопротивление уплотненного активного ила 2200 10^{10} см/г щелочность 12 мг экв/л

Решение Влажность смеси осадка и активного ила определяем по формуле (6.42)

$$W_{см} = 100 - \frac{Q_1(100 - W_1) + Q_2(100 - W_2)}{Q_1 + Q_2} =$$

$$= 100 - \frac{250\ 7 + 420\ 3}{250 + 420} = 95{,}5\ \%$$

Щелочность смеси находим по формуле (6.44)

$$Щ_{см} = \frac{250\ 25 + 420\ 12}{250 + 420} = 16{,}85\ \text{мг экв/л}$$

Удельное сопротивление смеси вычисляем по зависимости (6.43)

$$R_{см} = \frac{220\ 10^{-10}\ 250\ 7 + 2200\ 10^{-10}\ 420\ 3}{(250 + 420)\ (100 - 95{,}6)} = 1047\ 10^{-10}\ \text{см/г}$$

Дозу извести (по CaO) определяем по формуле (6.45)

$$Д = 0{,}25\left(\sqrt{1047\ 10^{10}} + \sqrt{\frac{95{,}5\ 0{,}01685}{100 - 95{,}5}}\right) = 9\ \%$$

Доза хлорного железа составляет 3 % массы сухого вещества

смеси. Количество сухого вещества обезвоженного осадка в 1 сут определяется по известной зависимости

$$P_1 = (Q_1 + Q_2)(100 - W_{см})/100 = (250 + 420)(100 - 95{,}5)/100 = 35{,}5 \text{ т}$$

Удельное сопротивление сконцентрированного осадка $r = 28$ см/г, а при вакууме 350 133 322 = 46662 Па $R = 28\ 46\,662/500 = 1976$ см/г. При этом удельном сопротивлении осадка продолжительность одного оборота барабана равна 3 мин.

Принимая влажность кека $W = 80$ % по формуле (6.40) определим производительность вакуум фильтра в 1 ч

$$П = 0{,}24 \frac{100 - 80}{95{,}5 - 80} \sqrt{\frac{1\ 80\ 350\ (100 - 95{,}5)}{1\ 3\ 19{,}6}} = 19{,}7 \text{ кг/м}^2$$

При работе вакуум фильтров 24 ч в сутки необходимая площадь поверхности фильтров составит 70,8 м². Принимаем три рабочих и один резервный вакуум фильтр типа БОУ с площадью поверхности фильтрования 20 м² каждый.

Количество осадка обезвоженного на вакуум фильтрах в 1 сут, составит

$$Q_{ос} = (Q_1 + Q_2)\left(\frac{100 - W_{см}}{100 - W_к}\right) = 670 \frac{100 - 99{,}5}{100 - 80} = 150 \text{ м}^3$$

Принимаем что в барабанной сушилке осадок подсушивается до влажности 30 %. Таким образом в сутки из осадка удаляется 107 м³ воды или 4,46 м³/ч. Нагрузка по испаряемой влаге на 1 м³ объема барабана составляет 60 кг/ч.

Удельный расход теплоты на 1 кг испаряемой влаги равен 1943 кДж. Тогда расход теплоты в сутки будет 107 000 4943 = = 449 10^5 кДж.

Количество термически высушенного осадка составит 150 — 107 = = 13 т в 1 сут.

Пример 6.18. Рассчитать центрифуги для обезвоживания сырого осадка первичных отстойников и избыточного активного ила из вторичных отстойников. По схеме фугат при обезвоживании осадка направляется в первичные отстойники а фугат при центрифугировании активного ила — в аэротенки. Производительность станции $Q = 30\,000$ м³/сут. Концентрация взвешенных веществ в сточной жидкости $C_1 = 200$ мг/л. Эффект осветления в первичных отстойниках 50 %. На 1 м³ сточных вод прирост активного ила составляет $C_a = = 100$ г/сут.

Решение. Определим коэффициент выноса взвешенных веществ из первичных отстойников

$$k = 1 - Э_{ос}/100 = 1 - 50/100 = 0{,}5$$

Принимая эффективность задержания сухого вещества в центрифуге 55 % определим коэффициент выноса $m = 1 - Э/100 = 1 - 55/ /100 = 0{,}45$.

Увеличение концентрации взвешенных веществ при возврате фугата перед первичными отстойниками определим по формуле (6.49).

$$C_{л.ф} = 200 + \frac{200\ 0{,}45\ (1 - 0{,}5)}{1 - 0{,}45\ (1 - 0{,}5)} = 258 \text{ г/м}^3.$$

Объем сырого осадка влажностью 95 %, задержанного в первичных отстойниках

$$l = \frac{C_{\text{п ф}} Q \Theta_{\text{гс}}\ 100}{1000\ 1000\ 100\ (100 - 95)} = \frac{258\ 30\,000\ 50\ 100}{1000\ 1000\ 100\ 5} = 77\ 4\ \text{м}^3/\text{сут}$$

Принимая эффективность задержания сухого вещества 55 % при центрифугировании осадка первичных отстойников и влажность кека 70 % определим его объем

$$V_{\text{к}} = \frac{77\ 4\ (100 - 95)\ 100\ 55}{100\ (100 - 70)\ 100} = 7{,}09\ \text{м}^3.$$

Плотность кека $\rho_{\text{к}} = 0\ 85$ поэтому масса кека

$$M = V_{\text{к}} \rho_{\text{к}} = 7{,}09\ 0{,}85 = 6{,}03\ \text{т}$$

Определим коэффициент прироста активного ила (прирост его массы)

$$K = C_{\text{п ф}}/C_1 = 258/200 = 1{,}29$$

$$M_{\text{и}} = \frac{C_{\text{и}} Q K}{1000\ 1000} = \frac{100\ 30\,000\ 1{,}29}{1000\ 1000} = 3{,}87\ \text{м}^3$$

Считая эффективность задержания сухого вещества активного ила на центрифугах 20 % и влажность кека 70 % получим массу ила и его объем подаваемый на центрифуги

$$M_1 = M_{\text{и}}\ 100/\Theta = 3{,}87\ 100/20 = 19{,}35\ \text{т}$$

$$V_1 = M_1\ 100/(100 - W_{\text{и}}) = 19{,}35\ 100/(100 - 97) = 645\ \text{м}^3$$

К установке принимаем центрифуги ОГШ 50К 4 имеющие производительность 14 м³/ч Тогда число рабочих центрифуг $n = 645/(14\ 24) = 2$ Кроме того имеются две резервные центрифуги

Пример 6 19 Рассчитать установку по сушке осадков городских сточных вод под вакуумом Производительность очистной станции 10 000 м³/сут На станции образуется ежесуточно 150 м³ сырого осадка и 250 м³ избыточного уплотненного активного ила Влажность сырого осадка 93 % а уплотненного ила $W_{\text{и}} = 97$ % Активный ил перед сушкой подается на центрифуги где его влажность снижается до $W_{\text{с}} = 93$ % Температура пара 160 °С Влажность осадка после сушки $W_2 = 35$ %

Решение Объем активного ила в 1 сут после центрифугирования

$$V_{\text{ил д}} = \frac{V_{\text{ил}}\ (100 - W_{\text{и}})}{100 - W_{\text{с}}} = \frac{251\ (100 - 97)}{100 - 93} = 107\ \text{м}^3$$

По формуле (6 50) определим объем испаряемой влаги в 1 сут

$$W = Q\left(1 - \frac{100 - W_1}{100 - W_2}\right) = (150 + 107)\left(1 - \frac{100 - 93}{100 - 35}\right) = 228{,}73\ \text{м}^3$$

На станции устанавливаем вакуум сушилку ВГСУ 3000 имеющую рабочий объем барабана 30 м³ и производительность по испаряемой влаге 3960 кг/ч Напомним что за 1 цикл в аппарате обрабатывается объем осадка равный трионому рабочему объему аппарата который равен половине его геометрического объема

По формуле (6 51) определим объем осадка обрабатываемого

за 1 цикл сушки

$$Q_{ц} = 3\ 30/2 = 45\ м^3$$

Количество воды испаряемой из осадка за 1 цикл подсчитываем по формуле (6.52)

$$W_{ц} = 45\,000\left(1 - \frac{100 - 93}{100 - 35}\right) = 40\,200\ кг.$$

По формуле (6.53) находим количество циклов необходимое для испарения воды из суточного расхода осадка

$$n_{ц} = 228\,730/40\,200 = 5,68$$

Продолжительность цикла вакуум сушки в одном аппарате определяем по формуле (6.54)

$$\tau = 40\,200/3900 = 10\ ч$$

Количество циклов работы аппарата в сутки

$$n_1 = 24/\tau = 24/10 = 2,4$$

Необходимое число сушилок

$$n = n_{ц}/n_1 = 5,68/2,4 = 2,37.$$

Принимаем три рабочих и один резервный аппараты
Необходимый расход пара

$$D_1 = 1,4\,W/T = 1,4\ 228\,730/24 = 13,3\ т/ч$$

Пример 6.20* Подсчитать распад по газу $P_г$ и по беззольному веществу $P_{без}$, если загружаемый в метантенк осадок имеет влажность 96 % зольность 25 % а сброженный — соответственно 97,5 и 38 % Удельный выход газа составляет 12 м³/м³, плотность газа — 1,02 кг/м³ (плотность подсчитана по результатам химического анализа брожения) Определить также какая часть распавшегося вещества переходит в газ и какая — в новую воду

Решение. Подсчитаем распад по беззольному веществу исходя из данных измерения влажности и зольности осадков в процессе брожения При подсчетах плотность осадков до и после брожения принимаем равной 1 кг/л

В исходном осадке количество сухого вещества было 10 кг, а беззольного $40(1-0,25)=30$ кг В сброженном осадке осталось сухого вещества 25 кг, а беззольного — 62 % сухого, или $25(1-0,38)=15,5$ кг

Поскольку в процессе брожения объем осадка не изменяется то количество распавшегося беззольного вещества можно определить по разности $30-15,5=14,5$ кг, откуда распад по убыли беззольного вещества оказывается равным

$$P = 14,5/30 = 0,483,\ или\ 48,3\ \%$$

Подсчитаем теперь распад по газу В процессе сбраживания выделилось 12 м³ газа с 1 м³ загружаемого осадка Масса выделившегося газа $12 \cdot 1,02 = 12,2$ кг Распад по газу т е отношение массы

---

* Примеры 6.20—6.25 составлены канд техн наук доц Т А Карюхиной

выделившегося газа к массе загруженного беззольного вещества $P_г = (12{,}2/30)\,100 = 40$ %.

Поскольку с 1 м³ загружаемого осадка распалось 14,5 кг беззольного вещества а в виде газа получено 12,2 кг то 2,3 кг распавшихся веществ перешло в иловую воду В процентном отношении это распределение составляет соответственно 83 и 17 %.

Если фиксируется соотношение $P_{газ} > P_г$, это свидетельствует о глубоко прошедшем процессе сбраживания, когда после выделения основной массы газа дальнейшее брожение сопровождается выделением продуктов распада практически только в иловую воду.

Пример 6.21. Оценить работу метантенков, если анализ иловой жидкости дал результаты по содержанию жирных кислот в одном метантенке 33 мг экв/л и щелочности 42 мг экв/л а в другом — соответственно 8 и 92 мг экв/л Газы брожения в первом метантенке имеют состав CH_4—25 %, H_2—29 % CO_2—45 %, N—1 % а во втором — соответственно 65 1, 33 и 1 %.

Решение В составе газов первого метантенка мало процентное содержание метана и в больших количествах присутствуют компоненты первой, кислой фазы брожения — диоксида углерода и водорода, в составе иловой воды этого метантенка содержание жирных кислот превышает предел для нормально работающего сооружения при одновременно низком запасе щелочности Все эти показатели однозначно свидетельствуют о подавлении щелочной фазы брожения и наличии явных признаков «закисания» метантенка.

Для второго метантенка показатели по составу воды и газа находятся в пределах нормы стабильно работающего сооружения.

Пример 6.22 Оценить эксплуатационные данные о работе метантенков, если доза загрузки равна 11 %, влажность загружаемой смеси осадка и ила — 95,5 %, зольность — 28 %, влажность сброженного осадка — 97 1 %, зольность сброженного осадка — 42 % Температура брожения 51,5 °С.

Соотношение загружаемого осадка и ила по беззольному веществу равно 1 1 Газы брожения имеют состав CH_4—65 % H_2—0 %, CO_2—34 % и N—1 % Выход газа составляет 13 м³/м³ В иловой жидкости среднее содержание низших жирных кислот (НЖК) равняется 7 5 мг экв/л и щелочности — 91 мг экв/л Концентрация азота аммонийных солей в иловой воде составляет 845 мг/л.

Решение Метантенки работают в термофильном режиме сбраживания при температуре бродящей массы 51,5 °С весьма близкой к оптимальной, которая принимается 53 °С Термофильно сброженные осадки полностью обезврежены в санитарном отношении Сооружения эксплуатируются в условиях очень низкой для термофильного режима дозы загрузки, составляющей всего 11 %, тогда как по нормам проектирования при исходной влажности осадков 95,5 % она может быть принята равной 19 %.

Определим глубину процесса распада органического вещества для чего выполним ряд предварительных расчетов

Доза $Д_{газ}$ составляет

$$Д_{газ} = 0{,}11\ 45\ (1 - 0{,}28) = 3{,}56\ \text{кг/(м}^3\ \text{сут)}.$$

В сброженном осадке осталось беззольного вещества

$$Д_{без} = 0\ 11\ 29\ 0\ 58 = 1{,}85\ \text{кг/)м}^3\ \text{сут)}$$

Распад по беззольному веществу

$$P_{без} = (Д_{без} - Д_{г.б})\,100/Д_{без} = (3{,}56—1{,}85)\,100/3{,}56 = 48\ 1\ \%$$

Найдем распад по выходу газа Плотность газов брожения, найденная по справочнику и подсчитанная как среднеарифметическая величина, составляет 1 15 кг/м³ При выходе газов 13 м³/м³ загружаемого осадка их вес будет 13 1 15=14 9 кг/м³ или в расчете на 1 м³ объема метантенка (что нужно для получения сравнимых величин) 14 9 0 11=1 64 кг/(м³ сут) Распад по газу $P_г$ = =1 64 100/3 56=46 2 %

Предел сбраживания загружаемой смеси (учитывается по выходу газа) при соотношении осадка и ила по беззольному веществу 1 1 $a_{см}$=(53 6 1+50 5 1)/2=52,1 %

Степень (или глубина) сбраживания осадков, учтенная по выходу газов, 46 2 100/52,1=89 %

Из полученных результатов можно сделать следующий вывод Метантенки работают с низкими дозами загрузки как по объему так и по беззольному веществу Вследствие этого получены высокие результаты по степени обработки осадков Распад по беззольному веществу несколько превышает величину $P_г$, что позволяет говорить практически закончившемся выделении газа (речь идет о таком газовыделении которое проходит со скоростями приемлемыми в техническом отношении) Глубина сбраживания осадка составляет 89 % т е до теоретически возможного выхода остается недополученным лишь 11 % количества газа Состав газов брожения и иловой воды свидетельствует о стабильно идущем процессе брожения

Интересно сравнить также результаты полученные в эксплуатации с данными СНиП 2 04 03—85 Согласно этим СНиП при влажности сырых осадков 93 5 % и $K_г$=0 27 ожидаемый распад беззольного вещества учитываемый по выходу газа должен составить

$$У = P_г = (a_{см} - K_г Д)/100 = 52,1 - 0,27 \cdot 11 = 49,03\%$$

В нашем случае в натуре мы получили $P_г$=46 2 %, т е результат близкий к тому который по требованиям СНиП следовало бы получить при $Д$=11 % Это означает что при той же степени сбраживания метантенки могли бы обработать осадка больше чем обработано т е что метантенки заметно недогружены .

Пример 6 23 Определить ожидаемую степень сбраживания осадков сточных вод в метантенках по рекомендациям СНиП 2 04 03 85

Решение Назовем степенью сбраживания (или глубиной распада) отношение ожидаемого распада беззольного вещества y к максимально возможному сбраживанию беззольного вещества a Напомним что по СНиП распад беззольного вещества учитывается по выходу газа Решим задачу для трех вариантов исходной влажности осадков загружаемых в метантенки,— 93 95 и 97 %

Применительно к осадкам городских сточных вод справедливо предположить что при исходной влажности загружаемой массы 93 % речь может идти об осадке из первичных отстойников при влажности 97 %—об активном иле и при исходной влажности 95 %— о смеси осадка из первичных отстойников и активного ила Для этого последнего варианта допустим что в загружаемой смеси соотношение масс беззольного вещества осадка и ила составляет 1 1 Тогда по рекомендациям СНиП предел сбраживания осадков можно принять для осадка из первичных отстойников 53 % для активного ила 44 % и для смеси осадка и ила при указанном соотношении количества беззольного вещества 48 5 %

Рассчитаем теперь степень сбраживания для первого случая при

загрузке в метантенк осадка из первичных отстойников для мезофильного режима По табл 59 и 61 СНиП принимаем суточную дозу загрузки по объему $Д=7$ % и коэффициент $n=1,05$ Следовательно распад беззольного вещества, учтенный по выходу газа, составит $y=a-nД=53-1,05\cdot7=45,65$ %, а степень сбраживания $y/a=45,65\cdot100/53=81,1$ %

Выполненные аналогично расчеты для остальных вариантов загрузки сведены в табл 6 5

ТАБЛИЦА 6 5 К ПРИМЕРУ 6 23

Режим сбраживания	Степень сбраживания $^0/_0$		
	осадка первичных отстойников	смеси осадка и ила	активного ила
Мезофильный	81,1	86,4	90
Термофильный	82,3	88,5	91,5

Анализируя результаты подсчетов, приведенных в таблице, можно сделать вывод о том, что ожидаемая степень обработки различных категорий осадков неодинакова при одном и том же режиме брожения и что ожидаемая степень обработки одного и того же осадка неодинакова для разных режимов сбраживания

На первый взгляд, разница в цифрах ожидаемой степени обработки осадков в мезофильных и термофильных условиях ничтожна (для всех случаев не превышает 2 %), однако даже такая незначительная разница в степени обработки осадка приводит к заметным изменениям в требуемых объемах метантенков Убедимся в этом путем дополнительных расчетов

Допустим, что при мезофильном режиме сбраживания требуется получить такую же степень обработки осадка из первичных отстойников, как и при термофильном, т е 82,3 % Решив задачу в обратном порядке, найдем, что доза загрузки в этом случае должна составлять 5,9 %, а не 7 %, как рекомендуется нормами для проектирования. Такое снижение дозы загрузки требует увеличения объемов метантенков на 16 % (1—5,9/7=0,16)

Допустим теперь, что такая глубокая обработка осадков — на 82,3 % теоретически возможной — не требуется и можно ограничиться в термофильном режиме степенью сбраживания на 81 1 % В этом случае допустимая объемная доза загрузки могла бы, по расчету, составить уже 25,9 % вместо 22 % по рекомендациям СНиП, что дает экономию в объеме метантенков на 18 %

Нетрудно видеть, что если к столь разительным результатам приводит изменение ожидаемой глубины обработки всего на 82,3—81.1=1,2 %, то требование одинаковой степени сбраживания для осадков разных категорий повлечет в еще более серьезным изменениям расчетных объемов метантенков

Пример 6 24. Проанализировать данные о работе вакуум-фильтра БОУ-40, если за 2500 ч его эксплуатации на промывку было подано 80 тыс м³ осадков влажностью 96,8 %, получено после промывки 42 тыс м³ осадков влажностью 95 % и получено обезвоженного осадка 12,65 тыс м³ влажностью 80 % Использованы реагенты хлорное железо с дозой 4 % и гашеная известь с дозой 25 %

по товарным продуктам Удельный расход промывной воды составил 3 м³/м³

Решение Выполним предварительные расчеты Сухого вещества подано на промывку 80 32=2560 т Получено сухого вещества после промывки и уплотнения 42 50=2100 т Потеря сухого вещества осадка со сливной водой составила 2560—2100=460 т

В уплотнитель было подано смеси по объему (при удельном расходе промывной воды 4 м³/м³) 80 4=320 тыс м³ Если удалено в виде осадка 42 тыс м³, то объем сливной воды составил 320——42=278 тыс м³ Концентрация взвешенных веществ в сливной воде 460/278=1654 т/тыс м³=1654 мг/л По сухому веществу подано реагентов хлорного железа 2100 0,04=84 т гашеной извести 2100 0 25=525 т, всего реагентов 84+525=609 т

Значительная часть добавляемых реагентов оказывается в воде в нерастворенном виде. Это — образующийся гидроксид железа, практически нерастворимый в воде до 80 % добавляемой извести, и силу малой ее растворимости и до 5—10 % инородных веществ Учет всех этих компонентов прямым способом может быть выполнен лишь ориентировочно но даже такой подсчет показывает что к сухому веществу осадков по массе добавляется реагентов до 70—80 % Более определенный ответ на этот вопрос можно получить иным путем при условии достаточно точно налаженного учета объемов осадков и проведения лабораторного контроля качества осадков Осадок влажностью 80 % еще не рассыпается он имеет вполгустую консистенцию для такого осадка можно рассчитать количество сухого вещества исходя из данных по объему и влажности осадка

Получено сухого вещества после фильтрации 12 65 200=2530 т Поскольку в осадке сухого вещества было 2100 т, то дополнительные 430 т могут быть отнесены за счет реагентов К сожалению, в отчетных данных не приведены показатели зольности осадков до и после фильтрации Столь значительная добавка реагентов должна была повысить зольность осадка на 3—5 %

Производительность вакуум фильтра по сухому веществу при площади поверхности фильтра 40 м² с учетом реагентов составит 2 530 000/(2500 40)=25,3 кг/(ч м²), а без учета реагентов — 21 кг/(ч м²)

Оценивая полученные результаты можно отметить, что при вакуум фильтрации получен осадок удовлетворительного качества по влажности Производительность аппарата находится в пределах рекомендуемых норм На обработку осадков затрачено большое количество реагентов в общей сложности порядка 30 % по массе от массы сухого вещества осадков Велика потеря сухого вещества осадков (до 20 %) при их промывке и уплотнении Сливная вода из илоуплотнителя имеет очень высокую концентрацию загрязнений и должна быть в силу этого дополнительно обработана Добавка этой воды в первичные отстойники заметно отражается на работе последних

При фильтрации образуется большой объем фильтрата В нашем примере объем фильтрата составляет более 31 тыс м³ с учетом воды растворов реагентов Поскольку фильтрат направляется в уплотнитель, то общее количество сливной воды будет больше чем это определено первичным расчетом При фильтрации изменяются физико химические свойства осадков, в них заметно увеличивается доля зольных элементов

Пример 6.25. На центрифугирование подается ил влажностью 96,8 %. Влажность обезвоженного ила 80 %, эффективность задержания взвешенных веществ 28 %. Рассчитать какая часть ила по объему удаляется в виде фугата. Определить качество фугата.

Решение. В 1 м³ исходного ила было сухого вещества 32 кг. В виде обезвоженного ила получено сухого вещества 32·0,28 = = 8,96 кг/м³. Объем этого ила при его влажности 80 %, т. е. при содержании сухого вещества 200 кг/м³ составляет 8,96/200 = = 0,0448 м³/м³.

Если с 1 м³ обрабатываемого ила получается 0,0448 м³ обезвоженного продукта, то фугата получится 0,9552 м³/м³, что составляет 95,5 % первоначального объема ила.

Получаемый фугат имеет сухого вещества 32—8,96 = 23,04 кг/м³. Концентрация фугата по взвешенным веществам оказывается 23,04/ /0,9552 = 24,1 кг/м³ (г/л). При концентрации сухого вещества в фугате 24,1 г/л его влажность равна 97,6 %.

В результате центрифугирования получилось более 95 % фугата по объему от объема обработанного ила с качеством, практически близким к исходному илу. Влажность фугата всего на 0,8 % ниже влажности ила, поданного на центрифугирование.

В схеме сооружений должна быть предусмотрена система обработки или использования фугата.

Пример 6.26. На иловые площадки с поверхностным отводом воды подан осадок влажностью 97,4 %. После отстаивания удалена иловая вода в объеме 50 % первоначального объема осадков с концентрацией взвешенных веществ в ней 1 г/л. Определить влажность осадка после удаления иловой воды.

Решение. Выполним расчеты применительно к 1 л осадка. При влажности 97,4 % содержание сухого вещества составляет 26 г/л. После удаления отстоявшейся воды объем осадка уменьшился в 2 раза, т. е. стал равным 0,5 л. Удалено иловой воды также 0,5 л с содержанием в ней сухого вещества 0,5 г. Следовательно, в 0,5 л осадка осталось сухого вещества 25,5 г, а в расчете на 1 л — 51 г/л. При концентрации сухого вещества 51 г/л влажность осадка составит 94,9 %.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1 **Калицун В И, Николаев В Н** Новые методы удаления и обработки осадка из песколовок — М Стройиздат 1976 — 80 с

2 **Канализация** населенных мест и промышленных предприятий/ Н Н Лихачев И Н Лаврик С А Хасьян и др Под общ ред В Н Самохина — 2 е изд — М Стройиздат 1981 — 639 с — (Справочник проектировщика)

3 **Лукиных А А Лукиных Н А** Таблицы для гидравлического расчета канализационных сетей и дюкеров по формуле акад Н Н Павловского — М Стройиздат 1974 — 160 с

4 **Оборудование** водопроводно канализационных сооружений/ Л С Москвитин Б А Москвитин Г М Мирончик Р Г Шапиро Под ред А С Москвитина — М Стройиздат, 1979 — 430 с — (Справочник монтажника)

5 **Правила** охраны поверхностных вод от загрязнения сточными водами — М Медгиз 1970 — 39 с

6 **СНиП** 2 01 03—85 Наружные сети и сооружения

7 **Справочник** по гидравлическим работам/Под ред П Г Киселева — 4 е изд — М Энергия 1972 — 312 с

8 **Яковлев С В, Воронов Ю В** Биологические фильтры — 2 е изд — М Стройиздат 1982 — 121 с

9 **Яковлев С В Калицун В И** Механическая очистка сточных вод — М Стройиздат 1977 — 200 с

10 **Яковлев С В Карелин Я А Жуков А И, Колобанов С К** Канализация Учеб для вузов — 5 е изд — М Стройиздат 1976 — 632 с

11 **Яковлев С В Карелин Я А Ласков Ю М Воронов Ю В** Очистка производственных сточных вод Учеб пособие для вузов — 2 е изд — М Стройиздат, 1980 — 336 с

ПРЕДМЕТНЫЙ УКАЗАТЕЛЬ

А

Абсорбция 171
Адсорбция 172
Аниониты 175 193
Аэраторы механические 98 136
— пневматические 94 117
Аэрация естественная 87
— искусственная 86
— механическая 88
— низконапорная 93
— пневматическая 88
— пневмомеханическая 88
Аэротенк 88 114
— вытеснитель 90 123
— многокамерный 89
— отстойник 134
— смеситель 90 116
— с продленной аэрацией 93
— — рассредоточенной подачей 90

Б

Биогенные элементы 4
Биофильтр большой высоты 103
— высоконагружаемый 103 152
— дисковый 103 158
— капельный 102 148
— с плоскостной загрузкой 103 156

В

Вакуум сушилка 215 245
Вакуум фильтры 210 221 235 241 249
Вертикальная турбулентная составляющая 23
Вещество беззольное 205 223
Вода иловая 207
Воздуходувки 98 123
Возраст ила 205 230
Выход газа 243 247

Д

Дезинфекция сточных вод озоном 196
— — — хлором 191
Доза загрузки 223
Дозатор 167 175

И

Известь гашеная 166 175
— негашеная 166 175
— хлорная 168 181
Ил активный 88 225
— возвратный 89 258
— избыточный 90 258
Иловые площадки 221 241 251
Илоуплотнитель вертикальные 208
— радиальные 209 223 237
— флотационные 209 242
Индекс илового 91
Иониты 175
Камера озонирования 182
— реакции 167 175
— флотационная 174 189
— хлопьеобразования 171 181
Канал окислительный циркуляционный 99 147
Катиониты 175 192
Коагуляция 170
Концентрация загрязнений 12
Коэффициент ингибирования 91
— объемного использования 24 35
— смешения 5 15
— усреднения 19
Кратность разбавления 6 15

М

Метантенки 205 221 224 247

Н

Нейтрализация 165 176
Нефтеловушки 32 77

О

Обезвоживание осадка 221
Обмен ионный 175
Озон 168 181 196
Озонатор 181
Окситенк 89 144
Оросители реактивные 108 151
— спринклерные 108 148
Осадок сырой 207
Осветлители 27 30 76 171 186
Отстойники вертикальные 27 32 71

— вторичные 27 35 73
— горизонтальные 27 58
— первичные 27
— радиальные 27 29 62
— с вращающимся сборно распределительным устройством
Очистка биологическая 80
— механическая
— полная 80
— физико-химическая 165
— химическая 165

П

Песколовки аэрируемые 22 24 53
— вертикальные 22
— горизонтальные 22 23 44
— тангенциальные 22 24 57
Пластина фильтровая 96 117
Площадка шламовая 168 179
Поля орошения 80 109
— фильтрации 80 108
Преаэраторы 27 34
Прирост активного ила 93 117
Пруды биологические 86 111

Р

Регенераторы 91
Регенерация 98
Рециркуляция 91
Решетки неподвижные 21 44
— подвижные 21

С

Сбраживание анаэробное 221
Сетки 37
Скорость окисления 91
Смеситель 171 183
Сорбент 172 188
Сорбция 171
Стабилизация аэробная 208 230
Степень очистки сточных вод 7 16
Сушилка барабанная 213

Т

Тепловая обработка осадков 239
Термическая сушка осадка 221 225

У

Уплотнение осадка 207 241
Усреднитель круглые 17
— прямоугольные 17 41
— с перемешивающим устройством 17 41
Установка ионообменная 192
— для дезинфекции 194
— озонаторная 196 200
— сорбционная 172 188

Ф

Фильтр 37 77
— насыпной 186
— нейтрализатор 165 180
Флокуляция 171
Флотатор 189
Флотация 173

Х

Хлор газообразный 194
— жидкий 194
Хлораторы 195

Ц

Центрифуги 211 214 244
Циклоны 166 181

Э

Электрофлотатор 190

ОГЛАВЛЕНИЕ

Предисловие . 3

Глава 1 СОСТАВ СТОЧНЫХ ВОД И РАСЧЕТ НЕОБХОДИМОЙ СТЕПЕНИ ИХ ОЧИСТКИ . 4

§ 1 Виды сточных вод и состав загрязнений 4
§ 2 Расчет разбавления в реках озерах и водохранилищах 5
§ 3 Расчет необходимой степени очистки сточных вод 7
§ 4 Примеры расчетов . 12

Глава 2 СООРУЖЕНИЯ ДЛЯ УСРЕДНЕНИЯ И МЕХАНИЧЕСКОЙ ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД 17

§ 5 Усреднители 17
§ 6 Решетки 21
§ 7 Песколовки 22
§ 8 Отстойники 26
§ 9 Фильтры микрофильтры и сетки 37
§ 10 Примеры расчетов 41

Глава 3 СООРУЖЕНИЯ ДЛЯ БИОЛОГИЧЕСКОЙ ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД 80

§ 11 Поля фильтрации и поля орошения 80
§ 12 Биологические пруды 86
§ 13 Аэротенки 88
§ 14 Циркуляционные окислительные каналы 99
§ 15 Биологические фильтры . 102
§ 16 Примеры расчетов 108

Глава 4 ХИМИЧЕСКАЯ И ФИЗИКО ХИМИЧЕСКАЯ ОЧИСТКА СТОЧНЫХ ВОД . 165

§ 17 Нейтрализация . 165
§ 18 Окисление . 168
§ 19 Коагуляция 170
§ 20 Сорбция 171
§ 21 Флотация 173
§ 22 Ионный обмен 175
§ 23 Примеры расчетов 176

Глава 5 ДЕЗИНФЕКЦИЯ СТОЧНЫХ ВОД . 194

§ 24 Дезинфекция сточных вод хлором 194
§ 25 Дезинфекция сточных вод озоном 196
§ 26 Примеры расчетов 198

Глава 6 СООРУЖЕНИЯ ДЛЯ ОБРАБОТКИ ОСАДКОВ 201

§ 27 Метантенки 201
§ 28 *Аэробные стабилизаторы* . 204
§ 29 Вертикальный и радиальный илоуплотнители 208
§ 30 Флотационный илоуплотнитель 209