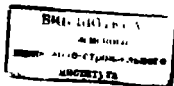




Рецензент — кафедра водоснабжения и канализации Горьковского инженерно-строительного института им. В. П. Чкалова (зав. кафедрой д-р техн. наук проф. В. В. Найденко)



Ласков Ю. М. и др.

- Л 26 Примеры расчетов канализационных сооружений. Учеб. пособие для вузов / Ю. М. Ласков, Ю. В. Воронов, В. И. Каллцун. — 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 июне 1985 г. намечен комплекс мероприятий направленных на защиту водоемов от загрязнения и истощения, на внедрение малоотходных технологических процессов и также на разработку новых методов и сооружений для очистки 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 разнообразие по тематике и сложности примеры охватывающие основные разделы дисциплины «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. И. Катцупом.

Авторы приносят свою благодарность заведующему кафедрой водоснабжения и канализации Горьковского инженерно-строительного института им. В. П. Чкалова д-ру техн. наук В. В. Найденову, 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 $\text{БПК}/\text{ХПК} > 0,5$, 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 $\text{БПК} : \text{N} : \text{P} = 100 : 5 : 1$. 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, цинк, плавиковую кислоту (ПВ) 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 компонентам 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

$$P = a \cdot 100/q. \quad (1.1)$$

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

$$P_{см} = \frac{P_{быт} Q_{быт} + \sum_i P_{пр} Q_{пр}}{Q_{быт} + \sum_i Q_{пр}}, \quad (1.2)$$

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

$$\alpha = \frac{1 - e^{-\alpha \sqrt[3]{L}}}{1 + (Q/q)e^{-\alpha \sqrt[3]{L}}}, \quad (1.3)$$

где Q — расход воды (при 95 % ной обеспеченности) 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

$$\alpha = \zeta \varphi \sqrt[3]{E/q}, \quad (1.4)$$

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 между этими сечениями по прямой E — коэффициент турбулентной диффузии который находят по формуле

$$E = v_{cp} H_{cp} / 200 \quad (1.5)$$

здесь v_{cp} — средняя скорость течения воды в реке на участке между выпуском и расчетным створом м/с H_{cp} — средняя глубина реки на том же участке м

Для определения кратности разбавления в расчетных створах следует применять формулу

$$n = (\alpha Q + q) / q \quad (1.6)$$

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

Для расчета разбавления сточных вод в озерах и водохранилищах можно пользоваться методами М. А. Руффея и Н. Н. Лапшева

Метод Н. Н. Лапшева применим для рассеивающих и сосредоточенных выпусков при скорости истечения сточных 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 разбавление наблюдающееся на расстоянии от места выпуска сточных вод в озеро или водохранилище определяют по формуле

$$n = A (0.2L/d_0)^{0.5} \quad (1.7)$$

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

Если известна скорость течения в озере или в водохранилище, то

$$P = v_n / (0.000015v_n + v_n) \quad (1.8)$$

где v_n — 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

$$S = \frac{0,325H}{360 + (a_n/a_0)10^4} + 0,875 \quad (19)$$

§ 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

$$m = P(aQ/q + 1) + b, \quad (1.10)$$

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% при 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 %

$$Э = (C - m) 100 / C, \quad (1.11)$$

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

$$L_{ст} = \frac{aQ}{0,4q} (O_p - 0,4L_p - O) = \frac{O}{0,4}, \quad (1.12)$$

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 реэрации. 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_{водн} учитывает самоочищение сточных вод в водоеме за счет биохимических процессов, а также разбавление сточных вод водами водоема. Допустимую БПК_{водн} сточ-

ной жидкости при выпуске ее в водоем определяют по формуле

$$L_{ст} = \frac{aQ}{q \cdot 10^{-k_{ст}t}} (L_{пл} - L_p \cdot 10^{-k_p t'}) + \frac{L_{пл}}{10^{-k_{ст}t}}, \quad (1.13)$$

где $k_{ст}$, k_p — константы скорости потребления кислорода сточной и речной водой, $L_{пл}$ — предельно допустимая БПК_{доп} в смеси речной и сточной воды в расчетном створе для водосхов. питьевого и культурно бытового водопользования I и II категории эта величина принимается соответственно равной 3 и 6 мг/л, L_p — БПК_{доп} в речной воде 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 данной участке $u_{ср}$ сут

Необходимую степень очистки Z определяют в %

$$Z = (L_p - L_{ст})100/L_p, \quad (1.14)$$

где L_p — БПК_{доп} в сточных водах 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

$$T_{ст} \leq nT_{доп} + T_{мин}, \quad (1.15)$$

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 $T_{ис}$ и при необходимости назначают 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 по мере течения 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

$$pH_{\Phi} = pK_1 + \lg \frac{P_p A [\text{HCO}_3^-] - P_{\Phi} B}{P_p A \text{CO}_2/44 + P_{\Phi} B} > 6,5,$$

где pH_{Φ} — активная реакция воды в расчетном створе при фактическом режиме, pK_1 — отрицательный логарифм первой константы диссоциации угольной кислоты, P_p, P_{Φ} — расчетная и фактическая кратность разбавления $A = 1 + 10^{pH_{\Phi} - pK_1}$, $B = [\text{HCO}_3^-] - [\text{CO}_2/44] \times 10^{pH_{\Phi} - 1}$, $[\text{HCO}_3^-]$ — концентрация бикарбонатов, мг экв/л CO_2 — концентрация свободной угольной кислоты, мг/л.

при сбросе щелочных сточных вод

$$pH_{\Phi} = pK_1 + \lg \frac{P_p A [\text{HCO}_3^-] - 0,273 P_{\Phi} B}{P_p A \text{CO}_2/44 - P_{\Phi} B} < 8,5,$$

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_k или щелочи $C_{\text{щ}}$ допустимого при спуске вод в во-

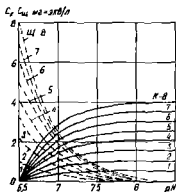


Рис. 11. Номограмма для расчета допустимого сброса в водоем кислых и щелочных вод

доем, необходимы данные о pH и щелочности природной воды. Для обеспечения точности вычисления содержаний C_k и $C_{\text{щ}}$ разработан графический метод расчета по номограммам (рис. 11), где сплошные кривые используются при нахождении C_k , а штриховые — при определе-

нии C_{Σ} 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

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

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 сточных вод с вредными и ядовитыми веществами 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 %

$$\sum_i \frac{C_{\text{ст}}^i}{C_{\text{доп}}^i} < 1, \quad (1.16)$$

где $C_{\text{ст}}^i$ — расчетная концентрация i -го вредного вещества в расчетном створе, $C_{\text{доп}}^i$ — предельно допустимая 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

$$C_{\text{ст}} < C_{\text{доп}}^i \left(1 - \sum_j \frac{C_{\text{ст}}^j}{C_{\text{доп}}^j} \right), \quad (1.17)$$

где $C_{\text{доп}}^i$ — предельно допустимая концентрация расчетного вещества

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

$$C_o \leq n (C_{\text{ст}}^i - C_n^i) + C_n^i. \quad (1.18)$$

где $C_{\text{ст}}^i$ — максимальная допустимая концентрация расчетного вещества вычисляемая по формуле (1.17) с учетом максимальной концентрации и ПДК всех компонентов относящихся к одной группе ЛПВ C_n^i — 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

$$\mathcal{E} = \left(1 - \frac{1 - \frac{n-1}{n} \sum_1^l \frac{C_n^i}{C_{\text{доп}}^i}}{\frac{1}{n} \sum_1^l \frac{C_{\text{ст}}^i}{C_{\text{доп}}^i}} \right) 100. \quad (1.19)$$

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 концентраций 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 пока-зателю

* Примеры 1.1—1.3 составлены канд. техн. наук доц. Т. А. Калужной

Получаем следующие концентрации загрязнений мг/л

Взвешенные вещества	260
БПК _{полн}	300
БПК ₅	216
Азот аммонийных солей	32
Фосфаты (в пересчете на P ₂ O 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 %

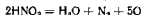
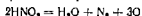
БПК_{полн} осветленной воды находят из нормы 40 г/сут на 1 чел. Количество аммонийного азота составляет 8 мг/л. При подсчете концентрации фосфора учитывают эффективность отстаивания в первичных отстойниках и кроме того производят пересчет с концентрации в единицах P₂O₅ на P т.е. $33,07 \cdot 0,437 = 1,01$ г/сут на 1 чел. где 0,437 — отношение двух атомных масс фосфора (32) 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, приняв 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 добавка биогенных элементов в бытовые воды не требуется. Результат расчета справедлив при любой норме водопотребления

Пример 13 В биохимически очищенной воде найдено 15 мг/л азота нитритов и 10 мг/л нитратов. Определить запас химически связанного кислорода обеспечивающего компенсацию остаточной БПК воды и следовательно стабильность очищенной воды

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



На 1 атом азота нитритов приходится 1,5 атома выделяемого кислорода или 171 мг O₂ на 1 мг N а на 1 атом азота нитратов — 2,5 атома кислорода или 286 мг O на 1 мг N. Следовательно за нас связанного кислорода в очищенной воде составляет $171 \cdot 1,5 + 286 \cdot 10 = 312$ 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 из городских очистных сооружений. В городе имеется два района с различной степенью благоустройства. Нормы водоотведения для первого района 150 л/(чел сут) и 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. Концентрация 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 $P_{1в} = 65 \cdot 1000 / 150 = 433$ мг/л, для второго $P_{2в} = 65 \cdot 1000 / 300 = 217$ мг/л,
по БПК_{полн} для первого района $P_{1БПК} = 75 \cdot 1000 / 150 = 500$ мг/л,
для второго $P_{2БПК} = 75 \cdot 1000 / 300 = 250$ мг/л.

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

$$P_{сч\text{ вв}} = \frac{433 \cdot 18\,000 + 217 \cdot 40\,000 + 150 \cdot 15\,000 + 100 \cdot 3000}{18\,000 + 40\,000 + 15\,000 + 3000 + 6000} + \frac{200 \cdot 6000}{18\,000 + 40\,000 + 15\,000 + 3000 + 6000} = 247 \text{ мг/л}$$

по БПК_{полн}

$$P_{сч\text{ БПК}} = \frac{500 \cdot 18\,000 + 250 \cdot 40\,000 + 250 \cdot 15\,000 + 1200 \cdot 3000}{18\,000 + 40\,000 + 15\,000 + 3000 + 6000} + \frac{100 \cdot 6000}{18\,000 + 40\,000 + 15\,000 + 3000 + 6000} = 329 \text{ мг/л}$$

Пример 16. По данным гидрометеорологической службы средний расход воды в реке при 95% пой 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 $H = 12$ м. Извилистость русла на участке слабо выражена, т.е. $\phi = 1$. 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 в расчетном створе.

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

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

Коэффициент учитывающий влияние гидравлических факторов смешения сточных вод вычисляем по формуле (14)

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

Далее находим коэффициент смешения сточных вод с водой водоема по формуле (13) принимая

$$\beta = e^{-\alpha \sqrt[3]{L}} = e^{-0,185 \sqrt[3]{390}} = 0,061$$

Тогда

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

Кратность разбавления в расчетном створе находим по формуле (16) $n = (0,23 \cdot 30 + 0,6)/0,6 = 12,5$

Пример 16 Найти разбавление сточных вод для глубинного сосредоточенного выпуска в проточное озеро если скорость течения $u_0 = 0,02$ 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 $u_0 = 2,5$ м/с

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

Определяя диаметр оголовка выпуска $d_0 = 0,4$ м установим фактическую скорость истечения $u_0 = 2,53$ м/с

Теперь вычислим по формуле (18) параметр P

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

Далее по формуле (19) находим

$$S = \frac{0,325 \cdot 30}{360 + (0,02/2,53) \cdot 10^6} + 0,875 = 0,884$$

Наименьшее разбавление на заданном расстоянии составит по формуле (17)

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

Пример 17 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 II категории водоемов питьевого и курортно 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 (110)

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

Необходимую степень очистки определяем по формуле (111)

$$\mathcal{E} = (200 - 34) 100/200 = 83 \%$$

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 $v_{cp}=0,64$ м/с средняя глубина реки $H_{cp}=1,2$ м выпуск сточных вод проектируется у берега следовательно, $\xi=1$ 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 $k_p=0,1$, БПК_{полн} речной воды до места выпуска сточных вод $L_p=1,8$ мг/л

Решение Коэффициент турбулентности диффузии находим по формуле (15)

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

Коэффициент учитывающий гидравлические факторы смешения, вычисляем по зависимости (14)

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

Коэффициент смешения — по формуле (13)

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

Продолжительность перемещения воды от места выпуска сточных вод до расчетного пункта

$$t = L/v_{cp} = \frac{100000 \cdot 3,5}{86400 \cdot 64} = 0,63 \text{ сут}$$

Допустимая БПК_{полн} сточных вод сбрасываемых в водоем, определяется по формуле (113)

$$L_{ст} = \frac{0,31 \cdot 20}{0,6 \cdot 10^{-0,18 \cdot 0,63}} (6 - 1,8 \cdot 10^{-0,1 \cdot 0,63}) + \frac{6}{10^{-0,16 \cdot 0,63}} = 51 \text{ мг/л}$$

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

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

Степень очистки может быть определена по формуле (I 11)

$$\mathcal{B}_{\text{ПК}} = (358 - 58) 100 / 358 = 83 \%$$

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

Решение По формуле (I 15) температура сточной воды сбрасываемой в водоем должна быть $T_{\text{ст}} < 25/3 + 19 < 94^\circ\text{C}$

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 поступающий 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 рекомендуются 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-

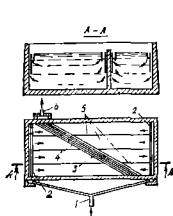


Рис 21 Прямоугольный усреднитель концентрации сточных вод

1 — водоподающий канал 2 — рас-
пределительный лоток 3 — глухая
диагональная перегородка 4 —
сборные лотки 5 — продольные
вертикальные перегородки 6 — во-
доотводящий канал

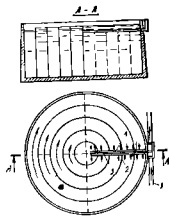


Рис 22 Круглый усреднитель концентрации сточных вод

1 — водоподающий канал 2 — рас-
пределительный лоток 3 — глухая
радиальная перегородка 4 — сбор-
ный лоток

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

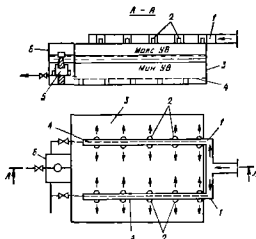


Рис 23 Усреднитель с перемещающим устройством

1 — подающие лотки 2 — попускные 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 усреднитель с механическим перемешиванием и отстойной частью.

Усреднители обычно размещают после отстойников и или 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.

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

$$V = Q t_{\text{з}} K / 2, \quad (2.1)$$

где Q — расход сточных вод, м³/ч; $t_{\text{з}}$ — длительность залпового сброса, ч; K — коэффициент усреднения

$$K = (C_{\text{макс}} - C_{\text{ср}}) / (C_{\text{доп}} - C_{\text{ср}}) \quad (2.2)$$

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

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

при $K < 5$

$$V = \frac{1.3 Q t_{\text{з}}}{\ln K / (K - 1)} \quad (2.3)$$

при $K \geq 5$

$$V = 1.3 Q t_{\text{з}} K \quad (2.4)$$

Объем усреднителя с перемешивающим устройством при циклических колебаниях вычисляют по формулам

при $K < 5$

$$V = 0.21 Q t_{\text{к}} \sqrt{K^2 - 1}, \quad (2.5)$$

при $K \geq 5$

$$V = 0.21 Q t_{\text{к}} K, \quad (2.6)$$

где $t_{\text{к}}$ — период циклических колебаний, 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 по следовательно для периодов времени (в ч)

$$\Delta t < 1/(5Q) \quad (2.7)$$

Число периодов времени должно быть не менее 50. Изменение концентрации загрязнений $г/м^3$ на выходе из усреднителя в каждый период времени определяется по формуле

$$\Delta C_{вых} = Q(C_{вх} - C_{вых}) \Delta t / V, \quad (2.8)$$

где $C_{вх}$, $C_{вых}$ — концентрация загрязнений на входе и выходе за предыдущий период времени, $г/м^3$.

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 загрязнений, 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 $\alpha = 60-70^\circ$ (рис. 24). Если количество улавливаемых загрязнений составляет 0.1 м^3 в 1 сут и более то очистка решеток должна быть механизирована.

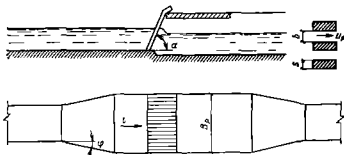


Рис. 24 Решетка с ручной очисткой

При расчете решетки вначале определяют общее число прозоров n по формуле

$$n = \frac{q_{\max}}{b h_1 u_p} k_2 \quad (2.9)$$

где $q_{\max}$ — максимальный расход сточных вод; h_1 — глубина воды перед решеткой; u_p — средняя скорость в прозорах решетки которую рекомендуется принимать равной около 1 м/с; k_2 — коэффициент учитывающий стеснение прозоров граблями и задерживаемыми загрязнениями и равный 1.05.

Общая ширина решеток

$$B_p = s(n-1) + b n \quad (2.10)$$

где s — толщина стержней решетки.

Затем принимается число решеток N и ширина каждой из них

$$B_i = B_p / N \quad (2.11)$$

Потери напора в решетках

$$h_m = \rho \zeta v^2 / (2g), \quad (2.12)$$

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

$$\zeta = \beta (s/b)^{4/3} \sin \alpha \quad (2.13)$$

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/м^3). 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 (комбинаторы), в которых уловленные решетками загрязнения дробятся под водой, без извлечения их на поверхность.

§ 7 Песколовки

Для улавливания из сточных вод песка и других мелкоперехватных нерастворенных загрязнений применяют песколовки подразделяемые на горизонтальные вертикальные и с вращательным движением жидкости, последние бывают тангенциальными и аэрируемыми.

Горизонтальные и аэрируемые песколовки используют при расходах более $10\,000 \text{ м}^3/\text{сут}$. Конструктивной разновидностью горизонтальных песколовков являются горизонтальные с круговым движением воды. Они имеют круглую форму в плане. Их рекомендуется применять при сравнительно небольших расходах — до $70\,000 \text{ м}^3/\text{сут}$. Тангенциальные песколовки также имеют круглую форму в плане и рекомендуются для применения при расходах до $50\,000 \text{ м}^3/\text{сут}$. Вертикальные песколовки велики по размеру в работе неэффективны,

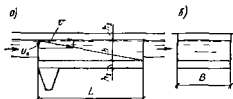
поэтому их используют в исключительных случаях и при соответствующем обосновании

При расчете горизонтальных песколовков (рис 2.5) вначале определяют площадь живого сечения одного отделения

$$\omega = q_{\text{макс}} / (v n), \quad (2.14)$$

где $q_{\text{макс}}$ — 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

$$L = k h_1 v / u_0, \quad (2.15)$$

где h_1 — глубина проточной части песколовки, k — коэффициент (табл. 2.1) учитывающий влияние турбулентности и других факторов на работу песколовков u_0 — гидравлическая крупность песка расчетного диаметра

ТАБЛИЦА 2.1 ЗНАЧЕНИЯ КОЭФФИЦИЕНТА k В ФОРМУЛЕ (2.15)

Диаметр частич песка	Гидравлическая крупность u_0 м/с	значения k для песколовков			
		горизонтальных	крупящихся при В/Н		
			1	1,5	2
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

$$k = u_0 / \sqrt{u_0^2 - \omega^2}, \quad (2.16)$$

где ω — вертикальная турбулентная составляющая

$$\omega = 0,05v \quad (2.17)$$

Для горизонтальных песколовков 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 песколовах, поэтому возникает необходимость в дополнительных устройствах, обеспечивающих поддержание в песколовах 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 песколовах постоянной скорости. Наиболее простой из них заключается в устройстве на выходном канале неподогретого водослива с широким порогом без допного выступа. Размеры водослива вычисляют по формулам

$$P = \frac{h_{\text{макс}} - k_d^{1/3} h_{\text{мин}}}{k_d^{1/3} - 1}, \quad (2.18)$$

$$b_{\text{см}} = \frac{q_{\text{макс}}}{m \sqrt{2g} (P + h_{\text{макс}})^{1.2}}, \quad (2.19)$$

где P — перепад между дном песколовки и порогом водослива $b_{\text{см}}$ — 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 $k_d = q_{\text{макс}}/q_{\text{мин}}$ m — коэффициент расхода водослива зависящий от условия 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

$$k = - \frac{26,4 \alpha \mu_0}{\lg(1 - 20 \alpha \mu_0)}, \quad (2.20)$$

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

$$F = q_{\text{макс}} / (n \eta_0), \quad (2.21)$$

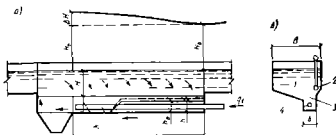


Рис 24 Аэрируемая песколовка оборудованная гидромеханической системой
а — продольный разрез б — поперечный разрез 1 — разбрызгиватель 2 — аэратор
3 — песочный толчок 4 — сифонный трубопровод

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

Кроме того можно рассчитывать эти песколовки и по формуле

$$F = q_{max} / (n u_0) \quad (2.22)$$

Из сравнения формул (2.21) и (2.22) следует, что нагрузка на песколовку q_0 численно равна гидравлической крупности песка расчетного диаметра u_0 выраженной в м/ч

При расчете тангенциальных песколовков следует принимать глубину равной половине диаметра сооружения, расчетный диаметр песка 0.2—0.25 мм

С учетом изложенного нагрузка на сооружение должна быть

$$\text{при } u_0 = 18.7 \text{ м/с}$$

$$q_0 = 18.7 \cdot 3600 / 1000 = 67 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{ч})$$

$$\text{при } u_0 = 24.2 \text{ м/с}$$

$$q_0 = 24.2 \cdot 3600 / 1000 = 87 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{ч})$$

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

Для выгрузки осадка из горизонтальных и аэрируемых песколовков 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 песколовков начали применять гидромеханические

кую систему представляющую собой смывной трубопровод со sprысками расположенный в песковом лотке (см рис 26) Восходящая скорость смывающей песок воды в лотке определяется по формуле

$$v = 10d_{\text{зп}}^{1/3} (0,7e + 0,17) / \mu^{0.54}, \quad (2.23)$$

где $d_{\text{зп}} \sim 100/\Sigma \frac{p_i}{d_{\text{и}}}$ — эквивалентный диаметр зерен песка см для осадка из песколовок следует принимать $d_{\text{зп}} = 0.05$ см [здесь p_i — процентное содержание (по массе) фракций песка со средним диаметром d] с $(h-h_0)/h_0$ — 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

$$q_1 = vb l, \quad (2.24)$$

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

$$H_0 = 5.6h_0 + 5.4v_{\text{тр}}^2/(2g) \quad (2.25)$$

где v_0 — скорость движения воды в начале смывного трубопровода

Диаметр выходного отверстия sprысков $d_{\text{спр}}$ рассчитывается по формуле

$$d_{\text{спр}} = \sqrt{\frac{4q_1}{\pi n_{\text{спр}} \sqrt{2gH_0}}}, \quad (2.26)$$

где n — число sprысков на смывном трубопроводе μ_p — коэффициент расхода sprысков ориентировочно равный 0.82

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 сооружениях 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 возмущения, создаваемого сборно-распределительным устройством).

В последние годы получили распространение так называемые толкослойные отстойники. Особенность их заключается в том, что отстойная зона разделяется почочными секциями и трубчатыми элементами на неглубокие стоки, 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 производительности 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 отделенной отстойной зоны.

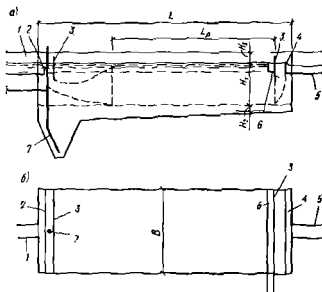


Рис. 17 Горизонтальный отстойник

а — разрез б — план 1 — подводный 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

$$B = \frac{q_{\max}}{nH_1v}, \quad (2.27)$$

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

Сложившую 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. 27). Длина рабочего участка может быть определена по формуле

$$L_p = Lk$$

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

Общую длину отстойника рекомендуется определять

по зависимости

$$L = \frac{0H_1}{h(u_0 - w)}, \quad (2.28)$$

где u_0 — условная гидравлическая крупность соответствующая за данному 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 $\mathcal{E} = f(t)$ для двух высот столба воды h_1 и h_2 ($h_1 \geq 200$ мм $h_2 - h_1 \geq 200$ мм) и вычисляют коэффициент пропорциональности n по формуле

$$n = (\lg t_1 - \lg t_2) / (\lg h_1 - \lg h_2), \quad (2.29)$$

где t_1 и t_2 — продолжительность отстаивания воды при котором 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

$$u = \frac{H_1}{t_1 (H_1/h_1)^n} \quad (2.30)$$

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

$$u_0 = \mu_d u / \mu_w \quad (2.31)$$

где μ и μ_w — динамическая вязкость воды почечная 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 2.1. ПРОДОЛЖИТЕЛЬНОСТЬ ОТСТАИВАНИЯ ВОДЫ
В ЗАВИСИМОСТИ ОТ ЭФФЕКТА ЕЕ ОСВЕЩЕНИЯ ПРИ $t=20^{\circ}\text{C}$

Эффект освещения воды, %	Продолжительности, отставания, 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	2500	1830
80	—	—	—	—

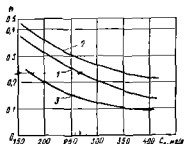


Рис. 2.6 Зависимость показателя степени n от концентрации C
1 — при $S=50\%$; 2 — при $S=60\%$; 3 — при $S=70\%$

ством определяется по формуле

$$D = \sqrt{\frac{4q_{\text{мл/с}}}{\pi k \lambda (t_0 - t)}} \quad (2.32)$$

Между отношением D/H_1 и v существует определенная связь. Многочисленные исследования показывают, что для радиальных отстойников обязательно соблюдение соотношения $D/H_1=6+12$. При средних рекомендуемых параметрах $D/H_1=10$; $H_1=3\text{ м}$, $t=1,25\text{ ч}=4500\text{ с}$. Тогда скорость на половине радиуса

$$v = D/(2t) = 10H_1/(2t) = (10 \cdot 3000)/(2 \cdot 4500) \approx 3,3\text{ мм/с}$$

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

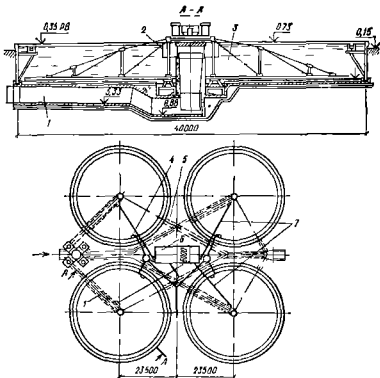


Рис 29 Первичный радиальный отстойник

1 — подмывающая труба 2 — почулогрузный дождик распределительного устройства 3 — флюскреб 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. 23. 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 , м/с	Уклон дна i	Угол наклона пола стел α , град
Горизонтальный	0,5	1,5—4	$(2-5)H$	5—10	0,005	—
Раднальный	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 исходяще восходящим потоком	0,65	2,7—3,8	—	$(2-3)v_0$	—	—
Тонкослойный						
противоточная	0,5—	0,025—	2—6	—	—	45—
прямоточная	0,7	0,2	—	—	—	60
перекрестная	0,8	0,025—	1,5	—	0,005	45—
		0,2				60

Диаметр вертикального отстойника также следует определять по формуле (2 32), а расчетные параметры принимать по табл 23 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

$$l_p = \frac{h_{яp}}{k \cos \alpha} \frac{v}{u_a}, \quad (2\ 33)$$

где $h_{яp}$ — расстояние между полками (ярусами)

Общая длина отстойника определяется с учетом размеров водораспределительного и водосборного устройства Расчетные параметры отстойников приведены в табл 23

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

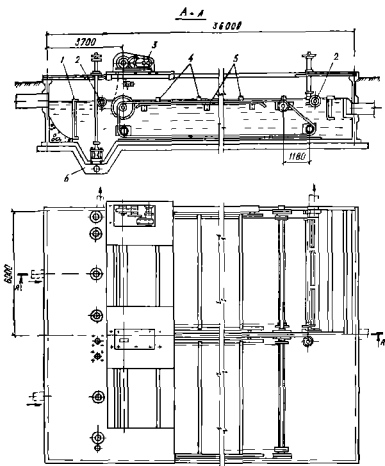


Рис 2 10 Нефтеловушка горизонтальная

1 — щелевая распределительная перегородка, 2 — нефтесборная труба, 3 — механизм передвижения скребков, 4 — скребки, 5 — кронштейн, 6 — донный илаки

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-

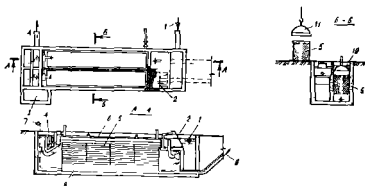


Рис. 211. Нефтеловушка с параллельными пластинами для тонкослойного отстаивания

1 — водоподводящая труба 2 — стенка 3 — колодец для сбора нефти 4 — отвод обработанной воды 5 — блоки на пластинах 6 — труба для сбора нефтепродуктов 7 — лебедка для монтажа труб 8 — осадочная часть нефтеловушки, 9 — отвод осадка, 10 — купольный свод

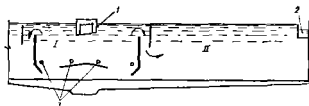


Рис. 212 Отстойник со встроенным аэризатором

1 — зона преаэрации II — отстойная зона, 1 — распределительное устройство; 2 — сборный даток 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, $L/h = 15 \div 20$, $B = 3 \div 6$ м; $v = 4 \div 6$ мм/с, а при расчете тонкослойных нефтеловушек: $v_0 = 0,15$ мм/с, $h_{др} = 50$ мм, $\alpha = 45^\circ$.

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 отстойник¹. Особенность этой конструкции заключается в том, что перепуск воды из преаэратора в отстойник производится в верхней части отстойника через кольцевое пространство между двумя концентрическими расположенными кожухами. Первый кожух обтекается потоком сверху, а второй — снизу. Упомянутые кожухи создают совершенное распределительное устройство обеспечивающее оптимальный гидравлический режим работы отстойника и исключаящий размыв осадка со дна (это явление наблюдается и в преаэраторах прежней конструкции).

При оптимальных параметрах работы преаэратора (продолжительности аэрации $t_a = 15-20$ мин интенсивности аэрации $I = 2-3 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ и добавке ита в очищаемую воду $C_{\text{и}} = 130-200 \text{ мг/л}$) 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 устраняемых после аэротенков рекомендуется рассчитывать по нагрузке, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ определяемой по формуле [6]

$$q = 4,5 \eta H_1^{0.9} / (0,12 a)^{0.25} \quad (2.34)$$

где η — коэффициент использования объема зоны отстаивания для радиальных отстойников равен 0,4 вертикальных — 0,35 горизонтальных — 0,45; H_1 — плывый индекс $\text{см}^3/\text{г}$; a — концентрация активного ила в аэротенке г/л; a_1 — концентрация ила в осветленной воде мг/л .

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

$$q = \eta a_0 \quad (2.35)$$

где a_0 — условная гидравлическая крупность биопленки, которая при полном биологическом очистке равна 1,4 мм/с .

При определении площади отстойников следует учитывать рециркуляционный расход.

Осветлители. Для осветления производственных стоков

¹ А. С. 483076 СССР МКНЗ 0253/02. Устройство для очистки сточных вод. В. И. Казимир, В. Н. Николаев, А. П. Варламин 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 картоно-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 м/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 — окислителях 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, конструкции которых аналогична конструкции осветлителей, применяемых для очистки природных вод¹. По предлагаемой

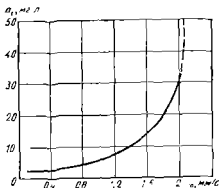


Рис. 2.13. Зависимость содержания взвешенных веществ в осветленной воде σ_1 в зависимости от восходящей скорости: при концентрации ила в поступающей воде 20—500 мг/л

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

¹ Кадичун В. И., Николаев В. Н., 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 взвешиваемые и каркасно засыпные фильтры.

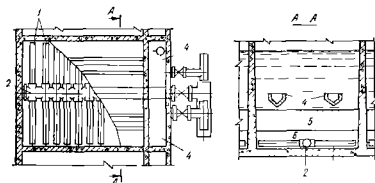


Рис. 2 14 Открытый скорый зернистый фильтр

1 — дренаж 2 — коллектор дренажа 3 — лотки для стока промывной воды 4 — каркас 5 — песчаный фильтрующий слой 6 — горизонтальный поддерживающий слой

Площадь фильтров m^2 вычисляется по формуле

$$F = \frac{Qk(1+m)}{T\nu_{\phi} - 3.6n(W_1 t_1 + W_2 t_2 + W_3 t_3) - \nu_{\phi} t_4} \quad (2.36)$$

где Q — производительность очистки сточных вод $m^3/сут$ k — коэффициент неравномерности T — продолжительность работы станции в течение суток ν_{ϕ} — скорость фильтрования $m/ч$ n — количество промывок каждого фильтра в сутки W_1 — интенсивность $л/(с \cdot m^2)$ первоначального взрыхления верхнего слоя загрузки продолжительностью t_1 ч W_2 — интенсивность подачи воды $л/(с \cdot m^2)$ с продолжительностью водовоздушной промывки t_2 ч (только при водовоздушной промывке) W_3 — интенсивность промывки $л/(с \cdot m^2)$ 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 фильтрации, м/ч, при работе		Интенсивность промывки, л/с м ²	Продолжительность промывки, мин	Эффект очистки, %	
	материал	высота слоя, м	нормальный	форсированный			по БПН до 110	по проекту для жестких веществ
Однослойный с несходящим 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	Гравитный шенель мелкая	1 2	16	18	Воздух — 16	3	40—50	65—75
					Воздух — 16 и вода — 10	4		
					Вода — 15	3		

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

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. Мица

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

При доочистке сточных вод, прошедших биологическую очистку, следует предусматривать

установку перед фильтрами барабанных сеток,

при необходимости, насыщение профильтрованной воды кислородом,

оборудование фильтров дренажем боьшого сопротивления с круглыми отверстиями

Для выделения из сточных вод мелкодиспергированных 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

$$F_{\Phi\Phi} = \frac{k_1 Q k}{k_2 T v_{\Phi}} \quad (2.38)$$

где k_1 — коэффициент, учитывающий увеличение производительности микрофильтров за счет очистки промышленной 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

$$F_c = Q k k_1 k_2 / v_c \quad (2.39)$$

где v_c — скорость движения воды в сетке; k_1 — коэффициент сжатия площади сетки проволокой и опорными рамками,

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

(здесь b — размер ячеек в свету d — диаметр проволоки сетки F — часть площади занимаемая рамами и шарлирами) K_2 — коэффициент загрязнения сетки равен 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 $t_n=0,5$ ч. Расход сточных вод постоянен $Q=80$ м³/ч. Концентрации загрязнений $C_{max}=450$ мг/л $C_{ap}=85$ мг/л. Допустимая концентрация загрязнений из условий нормативной 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)

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

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

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

В плане размеры сооружений принимаем $L \times B = 5,3 \times 8$ м. По ширине каждое отделение делим на четыре коридора шириной $b=2$ м. Для устранения стратификации в коридорах устанавливается по одному барботеру так как $b/H=2/1,5=1,33 < 2$.

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/л. 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

$$C_{cp} = \frac{\sum_{i=1}^{t_n} Q C_i}{\sum_{i=1}^{t_n} Q} = \frac{215 (50 + 150 + 450 + 2 \cdot 550 + 350 + 200)}{7 \cdot 215} =$$

$$= 328,6 \text{ г/м}^3$$

Коэффициент усреднения определяем по формуле (2.2)

$$K = (650 - 328,6) / (350 - 328,6) = 10,3$$

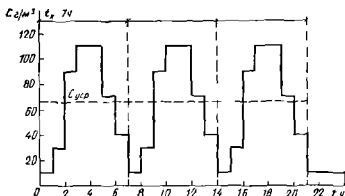


Рис 2.1. Изменение концентрации загрязнений в воде по часам суток

Объем усреднителя находим по выражению (2.6)

$$V = 0,21 \cdot 215 \cdot 7 \cdot 10 \cdot 3 = 3255 \text{ м}^3$$

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

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

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

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

Установку барботеров предусматриваем в четыре ряда при расстоянии 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 концентрация загрязнений по часам суток характеризуются данными приведенными в табл. 2.5. Допустимая концентрация загрязнений $C_{доп}=700 \text{ г/м}^3$. Концентрация взвешенных веществ в воде 295 мг/л .

Решение. Как видно из табл. 2.5 изменение концентраций загрязнений 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 загрязнений сверх допустимой наблюдается с 7 до 16 ч. Поэтому период усреднения принимаем равным 9 ч.

Ориентировочно объем усреднителя принимаем

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

Число типовых секций размером $25 \times 11,8 \times 5$ м и объемом

ТАБЛИЦА 26 ИСХОДНЫЕ И РАСЧЕТНЫЕ ДАННЫЕ ДЛЯ ПРОЕКТИРУЕМОГО УСРЕДНИТЕЛЯ

Исходные данные			Расчетные концентрации загрязнений г/м³ в усредненной воде за сутки					
часы сутки	приток, м³/ч	C г/м³	I с		2 с		3 с	
			$\Delta C_{\text{вых}}$	$C_{\text{вых}}$	$\Delta C_{\text{вых}}$	$C_{\text{вых}}$	$\Delta C_{\text{вых}}$	$C_{\text{вых}}$
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	625
14—15	750	800	13	718	22	638	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	593	—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

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

Скорость продольного давления воды в секции

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

здесь F — площадь живого сечения секции

Максимальный отрезок времени, через который следует определять концентрации загрязнений на выходе из усреднителя, найдем по формуле (27)

$$\Delta t = 5600 / (5 \cdot 750) = 1,49 \text{ ч.}$$

Принимаем $\Delta t = 1 \text{ ч}$

Расчет правильности принятого объема усреднителя начинаем с 11 ч, когда концентрация загрязнений в поступающей воде наибольшая (см табл. 25). Предполагаем, что в 12 ч в усредненной воде концентрация загрязнений равна допустимой (700 г/м^3). Иначе, если концентрация загрязнений в следующий час по формуле (28) будет

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

Концентрации загрязнений в выходящей воде

$$C_{\text{вых}12} = C_{\text{вых}11} + \Delta C_{\text{вых}12} = 700 + 13 = 713 \text{ г/м}^3.$$

Результаты расчетов в последующие часы приведены в табл. 25, из которой следует, что максимальная концентрация загрязнений в усредненной воде равна 698 г/м^3 (в 16 ч за третьи сутки), т.е. меньше допустимой концентрации, равной 700 г/м^3 . Следовательно, расчетный объем усреднителя $V = 5600 \text{ м}^3$ определен правильно.

Пример 24 Определить размеры решеток и количество улавливаемых загрязнений для очистной станции со средней производительностью $Q_{\text{ср, сут}} = 120\,000 \text{ м}^3/\text{сут}$

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 $K_{\text{нр, макс}} = 1,47$ [6], тогда

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

Этот расход является расчетным расходом для решеток.

Принимая глубину воды в камере решетки $h_1 = 1,5 \text{ м}$, среднюю скорость воды в прозорах между стержнями $v_p = 1 \text{ м/с}$ и ширину прозоров $b = 0,016 \text{ м}$, количество прозоров решетки определяем по формуле (29).

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

Принимаем толщину стержней решетки $s = 0,008 \text{ м}$. Ширину решеток находим по зависимости (210)

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

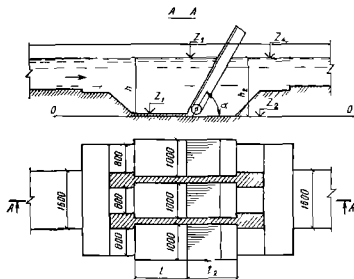


Рис. 2.16 Схема установки решетки (в примере 2.4)

Принимаем две решетки ширина каждой из которых по формуле (2.11) составит

$$B_1 = 2 \cdot 13/2 = 1 \cdot 065 \text{ м}$$

В соответствии с выполненными расчетами выбираем типовую решетку МГ10Т со следующими данными: размеры камеры перед решеткой $B \times H = 1000 \times 1000$ число прозоров $n = 39$ угол наклона решетки к горизонту $\alpha = 60^\circ$ Перепад между дном камеры до и после решетки $Z_1 - Z_2 = 0.1 \text{ м}$

Проверяем скорость воды в прозорах решетки. При принятых размерах она будет

$$v_p = \frac{qk_3}{Nbh_f n} = \frac{2 \cdot 04 \cdot 1 \cdot 05}{2 \cdot 0 \cdot 016 \cdot 1 \cdot 5 \cdot 39} = 1.14 \text{ м/с}$$

Вычисляем длину камеры решетки $l_p = l_1 + l_2 = 1.2 + 0.8 = 2 \text{ м}$ (величины l_1 и l_2 приняты конструктивно). Отметка уровня воды Z_2 $Z_2 = Z_1 + h_1 = 0.1 + 1.5 = 1.6$

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)

$$Z_1 + p_1/\gamma + v_1^2/(2g) = Z_2 + p_2/\gamma + v_2^2/(2g) + h_m,$$

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

С учетом принятых обозначений и условий получаем

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

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

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

Коэффициент местного сопротивления решетки находим по формуле (2.13)

$$\xi_{\text{реш}} = 2,42 (0,008/0,016)^{1/2} \sqrt{3/2} = 0,836$$

С учетом полученных данных уравнение Бернулли приобретает вид

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

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

Решаем это уравнение графически и в итоге получаем $h_2 = 1,55 \text{ м}$ и $Z_2 = 1,55$

Определим количество загрязнений улавливаемых решетками. Количество отбросов спускаемых с решеток, имеющих ширину прозоров $b = 16 \text{ мм}$ равно 8 т/год на 1 чет . Принимая норму водоотведения $n = 250 \text{ л/чел сут}$ определим приведенное число жителей

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

Объем улавливаемых загрязнений

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

При их плотности $\rho = 750 \text{ кг/м}^3$ масса загрязнений составляет $M = 10,52 \cdot 0,75 = 7,89 \text{ т}$ в 1 сут

Для измельчения задерживаемых загрязнений принимаем две дробилки молоткового типа Д-36 (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 $Q_{\text{ср сут}} = 15\,000 \text{ м}^3/\text{сут}$

Решение Учитывая что данные о поступлении произведенных стоковых вод отсутствуют расчетный расход определим в предположении что на станцию поступают только городские стоковые воды

Средний секундный расход

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

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

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

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

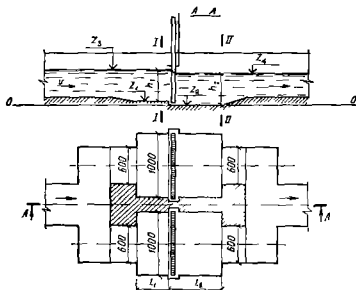


Рис 2.17 Схема установки решетки (в примере 2.5)

между стержнями $b=0,016$ м, число прозоров решетки находим по формуле (2.9)

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

Толщину стержней решетки принимаем $s=0,006$ м. Ширину решеток определяем по формуле (2.10)

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

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

Проверяем скорость воды в прозорах решетки

$$v_p = \frac{qb_1}{bh_1 n} = \frac{0,275 \cdot 1,05}{0,016 \cdot 0,5 \cdot 39} = 0,93 \text{ м/с}$$

Находим длину камеры решетки (конструктивно) $l_p = l + l = 1,0 + 0,8 = 1,8$ м. Отметка уровня воды $Z_1 = Z_2 + h_1 = 0,1 + 0,5 = 0,6$

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

$$Z_1 + p_1/\gamma + v_1^2/(2g) = Z_2 + p_2/\gamma + v_2^2/(2g) + h_m.$$

где h_m — местные потери напора, определяемые по формуле (2.12)
С учетом принятых обозначений и условия запишем

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

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

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

Коэффициент местного сопротивления определяем по формуле (2.13)

$$\zeta_{\text{сеп}} = 2,42 (0,006/0,016)^{4,3} = 0,655$$

Уравнение Бернулли приобретает вид

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

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

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

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

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

Объем улавливаемых отходов составит

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

При их плотности $\rho = 750 \text{ кг/м}^3$ масса загрязнений составляет $M = 1,64 \cdot 0,75 = 1,23 \text{ т в 1 сут}$

Для измельчения задерживаемых загрязнений применяем две дробилки типа Д-36 (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 $Q_{\text{г·сут}} = 80,000 \text{ м}^3/\text{сут}$

Решение. Средний секундный расход на очистную станцию составит

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

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

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

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 отделения

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

Принимаем ширину отделения $B = 2$ м. Тогда наполнение я песколовки при максимальном расходе будет

$$h_1 = \omega B = \frac{1,133}{2} = 0,57 \text{ м}$$

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

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

Осадок на песколовке удаляется с помощью гидромеханической системы. В пачале песколовки ниже уровня дна предусматривается устройство бункера диаметром $D_0 = 2$ м. Длина пескового лотка и смывного трубопровода будет $l = L - D_0 = 15,5 - 2 = 13,5$ 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 $\omega = N_{пр} \cdot 0,02 / 1000 = 32\,000 \cdot 0,02 / 1000 = 6,4$ м³/сут.

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

$$h_2 = \frac{\omega}{n/B} = \frac{6,4 \cdot 0,1}{4 \cdot 13,5} = 0,041 \text{ м}$$

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

$$h_3 = K_r h_2 (e + 1) = 1,5 \cdot 0,04 (0,1 + 1) \approx 0,07 \text{ м,}$$

где K_r — коэффициент запаса.

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

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

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

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

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

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

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

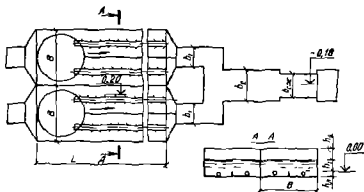


Рис. 2.18 Горизонтальная песколовка с гидрозмывом (группа из двух отделений)

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

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

Требуемый напор в начале смывного трубопровода определяем по формуле (2.25)

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

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

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

Диаметр отверстия sprысков определяем по формуле (2.26):

$$d_{спр} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,085}{3,14 \cdot 54 \cdot 0,82 \cdot \sqrt{2 \cdot 9,81 \cdot 3,14}}} = 0,016 \text{ м}$$

Выполним расчет водоотлива обеспечивающего поддержание в песколовке постоянной скорости $v = 0,3$ м/с при изменении расхода. Предусматриваем во одному водоотливу на каждую группу песколовок состоящую из двух отделений (см рис. 2.18). Коэффициент $K_{ос. мин} = 0,69$ [6]. Минимальный расход на песколовки будет $q_{мин} = -q_{сп} K_{ос. мин} = 0,926 \cdot 0,69 = 0,639$ м³/с, а минимальное наводнение

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

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)

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

Ширину водослива определяем по формуле (2 19) для двух отложений

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

Определим размеры отводящих каналов
Расход на одну песколовку

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

в 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]

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

$$q_2' = q_2 \cdot 1,4 = 0,68 \cdot 1,4 = 0,96 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Размеры отводящих каналов принимаем соответственно от одной и двух песколовки следующим

$$b_1 = 800 \text{ мм}, \quad l_1 = 0,0012;$$

$$b_2 = 1000 \text{ мм}, \quad l_2 = 0,0018.$$

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 по термам 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 $H_2 = H_1 - P = 1,48 - 0,18 = 1,3 \text{ м}$, канала от одной песколовки $H_1 = 1,21 \text{ м}$, канала от двух песколовки $H_2 = h_2' + 0,5 = 0,98 + 0,5 = 1,48 \text{ м}$

Пример 2.7. Рассчитать горизонтальные песколовки для очистной станции производительностью $Q_{\text{ср сут}} = 140\,000 \text{ м}^3/\text{сут}$

Решение Средний секундный расход на очистную станцию составит

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

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

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

Принимаем три рабочих отделения песколовки и одно резервное. Площадь живого сечения каждого отделения определяем по формуле (2.14)

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

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 и песколовки 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

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

При норме водоотведения $n = 300$ л/чел/сут) приведенное число жителей $N_{\text{пр}} = 140\,000 \cdot 1000 / 300 = 466\,667$ чел. Тогда объем осадка, участвующий за сутки, $V = N_{\text{пр}} \cdot 0,02 / 1000 = 466\,667 \cdot 0,02 / 1000 = 9,33 \text{ м}^3/\text{сут}$

Общая площадь рабочих песколовки в плане

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

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

$$h_0 = K_n V / F = 3 \cdot 9,33 / 232,8 = 0,12 \text{ м},$$

где $K_n = 3$ — 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 песколовки $b_2 = 1600$ мм. Для поддержания в песколовке постоянной скорости на выходном канале запроектируем водослив с широким порогом без дощатого выступа. Коэффициент $K_{\text{об мин}} = 0,6$ [6]. Минимальный расход на песколовку будет $q_{\text{мин}} = q_{\text{ср}} K_{\text{об мин}} = 1,62 \cdot 0,6 = 0,97 \text{ м}^3/\text{с}$, а минимальное наполнение

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

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)

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

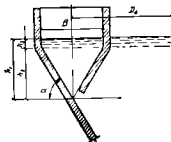


Рис. 2 19 Сечение песколовки с круговым движением воды

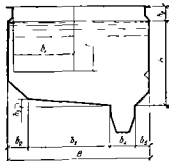


Рис. 2 20 Поперечное сечение аэрирующей песколовки

Ширину водослива находим по формуле (2 19)

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

Потерями напора от песколовки до водослива пренебрегаем

Пример 2.8. Рассчитать горизонтальные песколовки с круговым движением воды для очистной станции производительностью $Q_{\text{ср сут}} = 25\,000 \text{ м}^3/\text{сут}$

Решение Средний секундный расход на очистную станцию составляет

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

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

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

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

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

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

Пример 2.9. Определить производительность аэрирующей песколовки длиной $L = 21 \text{ м}$, поперечное сечение которой показано на рис. 2 20. Размеры песколовки $H = 3,5 \text{ м}$, $h_1 = 2,09 \text{ м}$, $h_2 = 0,6 \text{ м}$, $h_3 = 0,3 \text{ м}$, $B = 5,8 \text{ м}$, $b_1 = 2,5 \text{ м}$, $b_2 = 0,8 \text{ м}$, $b_3 = 3,4 \text{ м}$, $b_4 = 1 \text{ м}$, $b_5 = 0,6 \text{ м}$

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

$$u_0 = 18,7 \text{ мм/с}$$

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

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

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

Скорость движения воды в песколовке

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

Площадь живого сечения песколовки (см рис 2 20)

$$\begin{aligned} \omega &= BH - b_1/2 - b_2 h_3 - b_3 h_3/2 - b_5^2/2 = \\ &= 5,8 \cdot 3,5 - 0,8^2/2 - 0,8 \cdot 0,3 - 3,4 \cdot 0,3/2 - 0,6^2/2 = 19,05 \text{ м}^2 \end{aligned}$$

Производительность песколовки

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

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

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

Проверим скорость входа воды в песколовку

$$u_{вх} = Q_1/\omega_1 = \frac{2,19}{1,5 \cdot 2,09} = 0,42 \text{ м/с.}$$

где ω_1 — площадь живого сечения входного отверстия в песколовке

Подобные задачи решают при технологическом анализе работ очистных сооружений

Пример 2 10 Рассчитать аэрируемые песколовки для очистной станции производительностью $Q_{ср сут} = 20\,000 \text{ м}^3/\text{сут}$

Решение Средний секундный расход на очистную станцию будет равен

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

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

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

Припомним два отделения песколовки и скорость движения воды в них $u = 0,1 \text{ м/с}$

Площадь живого сечения отделения определяем по формуле (2 14)

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

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

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

При этом скорость

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

Принимаем минимальный диаметр частиц песка улавливаемых песколовкой, $d_p = 0,2$ мм для которых $w_0 = 187$ мм/с. Для принятых размеров песколовки (см табл. 2.1)

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

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 гидрозлепаторами располагаемыми в бункерах, которые устроены в начале песколовки и имеют округлую форму в плане диаметром (на уровне дна песколовки) $D_0 = 1,5$ м. Осадок смывается в бункер с помощью гидромеханической системы. Длина пескового лотка и смывного трубопровода $l = L - D_0 = 6,77 - 1,5 = 5,27$ м.

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

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

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

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

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

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

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

$$h_s = V_n / (lb) = 0,177 / (5,27 \cdot 0,5) = 0,07 \text{ м}$$

Глубина пескового лотка при $e = 0,1$

$$h_{гч} = K_{гч} h_s (e + 1) = 1,5 \cdot 0,07 (0,1 + 1) = 0,12 \text{ м}$$

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

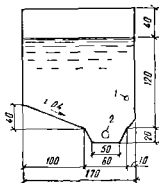


Рис. 2.21 Поперечное сечение аэрируемой песколовки с гидросмывом
1 — аэратор 2 — смывной трубопровод

ем размеры пескового лотья 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°C , при которой динамическая вязкость $\mu = 0.0084$ г/(см·с)

Восходящую скорость в лотке определяем по формуле (2.23)

$$v = 10 \cdot 0.05^{1.41} (0.7 \cdot 0.1 + 0.17) / 0.0084^{0.34} = 0.63 \text{ см/с}$$

Общий расход промывной воды в лотке по формуле (2.24) составит

$$q_l = 0.0063 \cdot 0.5 \cdot 5.27 = 0.0168 \text{ м}^3/\text{с}$$

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

$$d_{тр} = \sqrt{\frac{4q_l}{\pi v_{тр}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0.0168}{3.14 \cdot 3}} = 0.084 \text{ м}$$

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

$$v_{тр} = \frac{4q_l}{\pi d_{тр}^2} = \frac{4 \cdot 0.0168}{3.14 \cdot 0.1^2} = 2.11 \text{ м/с}$$

Напор в начале смывного трубопровода определяем по формуле (2.25)

$$H_0 = 5.6 \cdot 0.2 + 5.4 \cdot 2.11^2 / (2 \cdot 9.81) = 2.35 \text{ м}$$

При расстоянии между spryskami $Z = 0.5$ м число их на смывном трубопроводе составит

$$n = 2l/Z = 2 \cdot 5.27 / 0.5 = 21 \text{ шт}$$

Диаметр отверстия spryskov находим по формуле (2.26)

$$d_{spr} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0.0168}{3.14 \cdot 21 \cdot 0.82 \cdot \frac{2 \cdot 9.81 \cdot 2.35}{5.27}}} = 0.013 \text{ м}$$

Проверим работу бункера как тангенциальной песколовки на улавливание песка

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

$$Q_u = \frac{q_l [9.2 + 1.56(H + h_n)]}{\sqrt{1}} = \frac{0.0168 [9.2 + 1.56(1.2 + 0.2)]}{\sqrt{5.27}} = 0.082 \text{ м}^3/\text{с}$$

Расход поступающий в бункер, будет $Q_0 = q_l + Q_u = 0.0168 + 0.082 = 0.099 \text{ м}^3/\text{с}$

Площадь бункера (тангенциальной песколовки)

$$\Omega_0 = \pi D^2 / 4 = 3.14 \cdot 1.5^2 / 4 = 1.77 \text{ м}^2.$$

Нагрузка на 1 м² площади бункера составит

$$q_0 = Q_0 / \Omega_0 = 0,099 \cdot 3600 / 1,77 = 201 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{ч})$$

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 в работу.

Пример 2.11 Рассчитать тангенциальные песколовки для очистной станции производительностью $Q_{сут} = 8000 \text{ м}^3/\text{сут}$.

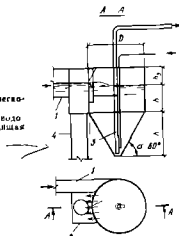
Решение. Средний секундный расход на очистную станцию составит

$$q_{ср} = Q_{сут} / (24 \cdot 3600) = 8000 / 86400 = 0,093 \text{ м}^3/\text{с}$$

Общий коэффициент неравномерности $A_{0,0 \text{ макс}} = 1,6$ [6]. Следовательно максимальный часовой расход будет $q_0 = 0,093 \cdot 3600 \cdot 1,6 = 535,7 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Рис. 2.22 Тангенциальная песколовка

1 — подводный лоток 2 — водо-слив 3 — эрл-фит 4 — отводная труба



Принимаем два отделения песколовки с нагрузкой на 1 м² площади $q_0 = 110 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$ и 1 ч [9]. Площадь каждого отделения тангенциальной песколовки вычисляем по формуле (2.21)

$$F = 535,7 / 2 \cdot 110 = 2,44 \text{ м}^2$$

Диаметр каждого отделения должен быть (рис. 2.22)

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

Глубину песколовки принимаем равной половине диаметра [6] т.е. $h_1 = 0,88 \text{ м}$.

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

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

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

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

Объем улавливаемого осадка за сутки будет

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

Заполнение конусной части песколовки осадком будет происходить за период

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

Осадок целесообразно выгружать эрифтом 1 раз в сутки

Пример 2.12 Рассчитать горизонтальные отстойники для очистки станции производительностью $Q_{\text{ср сут}} = 40\,000$ м³/сут. Содержание взвешенных веществ в воде $C_0 = 200$ мг/л. Требуемый эффект осветления воды $\varepsilon = 45\%$.

Решение Средний секундный расход на очистную станцию составит

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

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

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

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)

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

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

$$v = \frac{q_{\text{макс}}}{n B H_1} = \frac{0,699}{6 \cdot 9 \cdot 2,5} = 0,0052 \text{ м/с}$$

Определим устойчивую гидравлическую крупность при $H_1 = 2,5$ м и $t = 20^\circ\text{C}$ 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)

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

При $t = 10^\circ\text{C}$ $\mu_s = 0,0101$ и $\mu_a = 0,0131$ по формуле (2.31)

$$u_a = 0,0101 \cdot 0,00199 / 0,0131 = 0,00153 \text{ м/с}$$

Вертикальную турбулентную составляющую определяем по формуле (2.17)

$$\omega = 0,05 \cdot 0,0052 = 0,00026 \text{ м/с}$$

Длина отстойника по формуле (2.28)

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

Общий объем проточной (рабочей) части сооружения $V_{\text{отст}} = \lambda B H_1 L = 6 \cdot 9 \cdot 2,5 \cdot 20,5 = 2767,5 \text{ м}^3$

Рассмотрим вариант с глубиной $H_1 = 3 \text{ м}$. Тогда

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

Принимаем ширину отделений $B = 6 \text{ м}$ и находим

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

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

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

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

$$L = \frac{0,0065 \cdot 3}{0,5 (0,00177 + 0,00032)} = 26,9 \text{ м}$$

Общий объем проточной части сооружений в этом случае составит

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

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

Масса улавливаемого осадка в сутки составит [10]

$$G_{\text{сут}} = \frac{C_0 \cdot \Sigma K Q}{1000 \cdot 1000} = \frac{200 \cdot 0,45 \cdot 1,2 \cdot 40000}{1000 \cdot 1000} = 4,32 \text{ т/сут}$$

При влажности $W_{\text{ос}} = 95\%$ и плотности $\rho = 1 \text{ т/м}^3$ объем осадка

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

Осадок сгребается в бункер скребковым механизмом цепного типа и удаляется из бункера по трубопроводу под гидростатическим напором равным $1,5 \text{ м}$

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 $Q = 4900 \text{ м}^3/\text{сут}$ коэффициент изовой неравномерности $K = 1,4$ начальная концентрация взвешенных веществ $C_1 = 1500 \text{ мг/л}$ конечная концентрация сточных вод должна быть $C_2 = 300 \text{ мг/л}$. Скорость осаждения взвешенных веществ в состоянии покоя характеризуется рис. 2.23. Влажность вылавливаемого осадка 75% , плотность его $\rho = 1,6 \text{ т/м}^3$.

Решение. Расчет отстойника выполняется по методу А. И. Жукова [11]. Расчетная схема приведена на рис. 2.24.

Расчетный расход на отстойник

$$Q_{\text{минс}} = QK/(24 \cdot 3600) = 4900 \cdot 1,4/86400 = 0,079 \text{ м}^3/\text{с}$$

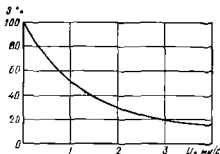
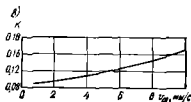
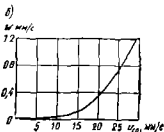
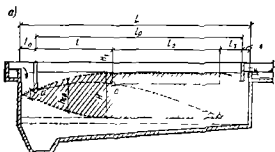


Рис. 2.23 Зависимость количества осаждающихся частиц от гидравлической крупности

Рис. 2.24 К расчету горл отстойника

a — отстойник b — зависимость $\alpha = f(u_{cp})$ β — зависимость $\lambda = f(u_{cp})$



Принимаем отстойник из двух отделений. Тогда расход на каждое отделение составит

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

Требуемый эффект осветления воды

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

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

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

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

Средняя глубина потока на этом участке

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

Средняя скорость потока на участке

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

При этом $k=0,16$ (см рис 2.24), $\omega=0,04$ (см рис 2.24) а

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

Продолжительность протекания воды на участке

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

За это время наименьшая оседающая частица пройдет путь

$$h_1 = l_1 (\omega - \omega) = 844 (0,33 - 0,04) = 244,8 \text{ мм} = 0,24 \text{ м}$$

При $v_{ср}=5$ мм/с, $\omega=0,01$ (см рис 2.24) Оставшуюся часть глубины отстойника частица пройдет за время

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

За это время частица переместится по горизонтали на расстояние

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

Длина участка сужения потока

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

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

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

При двух отделениях переносных 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

$$G_{сук} = \frac{C_f \cdot \Delta k Q}{1000 \cdot 1000} = \frac{1500 \cdot 0,8 \cdot 1,2 \cdot 4900}{1000 \cdot 1000} = 7,06 \text{ т/сут}$$

Объем выпавшего осадка

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

Для накопления осадка в начале сооружения проектируется булгар в виде перевернутой усеченной пирамиды, верхнее основание которой имеет размер $4 \times 2,5$ м, а нижнее $1 \times 0,5$ м. Высота пирамиды

равна 2,5 м. Объем бункера одного отделения

$$V_6 = \frac{1}{3} h (S_1 + \sqrt{S_1 S_2} + S_2) = \frac{1}{3} 2,5 (4 \cdot 2,5 + \sqrt{4 \cdot 2,5 \cdot 0,5} + 1 \cdot 0,5) = 10,6 \text{ м}^3$$

В основании отстойника также предусматривается емкость для накопления осадка. Высота ее в конце сооружения равна 0,2 м. При уклоне дна $i=0,003$ высота ее в начале сооружения $h=0,2+L \cdot 0,003=0,2+40 \cdot 0,003=0,32 \text{ м}$.

Объем осадочной части в основании одного отделения

$$V_{осн} = 4 \cdot 10,9 (0,32 + 0,2)/2 = 22,6 \text{ м}^3.$$

Общий объем осадочных частей двух отделений

$$V_{ос} = (V_6 + V_{осн}) n = (10,6 + 22,6) 2 = 76,8 \text{ м}^3$$

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 сгребаются цепными скребками, а удаляется из бункера с помощью насосов.

Пример 2.14 Рассчитать радиальные отстойники для очистной станции производительностью $Q_{ср,сут}=80\,000 \text{ м}^3/\text{сут}$. Содержание взвешенных веществ в воде $C_0=250 \text{ мг/л}$. Требуемый эффект осветления воды $\eta=50\%$.

Решение. Средний секундный расход на очистную станцию

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

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

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

Принимаем четыре отделения отстойника с глубиной проточной (рабочей) части $H_1=3 \text{ м}$.

Для достижения заданного эффекта осветления продолжительность отстаивания в цилиндре с $h_1=500 \text{ мм}$ должна быть $t_1=770 \text{ с}$ (см. табл. 2.2). По формуле (2.30) при $n=0,25$ (по рис. 2.8)

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

При $t=10^\circ\text{C}$ по формуле (2.31)

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

Определим вертикальную турбулентную составляющую в предположении, что $v=3 \text{ мм/с}$. По формуле (2.17) $\omega=0,05 \cdot 3=0,15 \text{ мм/с}$. Для радиальных отстойников $k=0,45$ (см. табл. 2.3). Диаметр отстойника определяем по формуле (2.32)

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

Скорость на половине радиуса

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

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

Теоретическое время осветления воды равно,

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

Масса уловленного осадка [10]

$$G_{\text{сух}} = \frac{C_o \cdot 3hQ}{1000 \cdot 1000} = \frac{250 \cdot 0,5 \cdot 1,2 \cdot 80 \cdot 000}{1000 \cdot 1000} = 12 \text{ т/сут}$$

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

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

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

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

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

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

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

Ширину прямоугольного сборного кольцевого лотка принимаем равной $b_1 = 0,5 \text{ м}$, а уклон его $i = 0,001$. В конце каждого потокоотводящего 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]

$$h_{кр} = \sqrt[3]{q_1^2 / (gb^3)} = \sqrt[3]{0,17^2 / (9,81 \cdot 0,5^3)} = 0,23 \text{ м}$$

Глубина воды в кольцевом лотке с противоположных сторон от места выпуска (в том месте, где вода растекается по разным сторонам) [9]

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

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

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

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

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

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

$$C = \frac{1}{n} R_{cp}^{1/3} = \frac{1}{0,014} 0,18^{1/3} = 53,7 \text{ м}^{1/3}/\text{с}$$

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

С учетом полученных результатов находим

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

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

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

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

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

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

$$h_d^* = h_d + \Delta h_2 = 0,5 + 0,035 = 0,535 \text{ м}$$

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

$$q = q_{макс} / 1,4 = 0,34 / 1,4 = 0,24 \text{ м}^3/\text{с},$$

а расход в конце подкольца лотка

$$q_1 = q / 2 = 0,24 / 2 = 0,12 \text{ м}^3/\text{с}$$

Критическая глубина в конце лотка будет

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

глубина с противоположной стороны от выпуска

$$h_{кр1} = h_{кр} \sqrt{3} = 0,29 \sqrt{3} \approx 0,5 \text{ м}$$

Сравнение полученных величин $h_{кр}$ и $h_{кр1}$ с данными предшествующих расчетов показывает, что сборные лотки отстойников при расходе 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

$$V_{ос} = V_{ос}/(3\pi) = 240/(3 \cdot 4) = 20 \text{ м}^3$$

Для обеспечения выпуска осадка за 1 ч его расход должен быть

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

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

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

При этом выгрузка осадка будет производиться за время

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

Для обеспечения скорости движения осадка в трубопроводе $u_{ос} = 1$ м/с или более должен быть установлен соответствующий перепад между уровнем воды в отстойнике и центром трубы в новом колодце с учетом потерь напора в трубопроводе.

Пример 2.15. Запроектировать типовые радиальные отстойники для очистки бытовых сточных вод расход которых $Q_{ср ст} = 120 000 \text{ м}^3/\text{сут}$. Содержание взвешенных веществ в воде $C_a = 180 \text{ мг/л}$. Допустимое содержание взвешенных веществ в осветленной воде $C_t = 100 \text{ мг/л}$.

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

Требуемый эффект осветления воды

$$\beta = (C_a - C_t) / C_a = (180 - 100) / 180 = 44,4 \%$$

Уравнение (2.32) можно записать в следующем виде

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

или

$$q = \pi k F (u_a - \omega)$$

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

$$V_{от} = \frac{H_1 q}{\pi k (u_a - \omega)},$$

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

Полученное уравнение может быть использовано для расчета

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

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

Для радиальных отстойников $k = 0,45$ (см табл. 2.3). Для обеспечения заданного эффекта осветления воды продолжительность ос

отделения 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)

$$u = \frac{1000 \cdot 3.1}{960 (3.1/0.5)^{0.31}} = 1.83 \text{ мм/с},$$

где $n=0.31$ (см рис. 2.8)

При $t=10^\circ\text{C}$ по формуле (2.31)

$$u_0 = 0.0101 \cdot 1.83/0.0131 = 1.41 \text{ мм/с}$$

Вертикальную турбулентную составляющую при $u=3$ мм/с определяем по формуле

$$w = 0.05u = 0.05 \cdot 3 = 0.15 \text{ мм/с}$$

Объем каждого отстойника при $n=8$ будет

$$V_{от} = \frac{3.1 \cdot 2.042}{8 \cdot 0.45 (0.00141 - 0.00015)} = 1396 \text{ м}^3$$

Примем отстойники по типовому проекту 902-2.86/75 со следующими размерами: диаметр $D=24$ м, глубина отстойника с самотечной 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

$$t = nV_{от}/q = 8 \cdot 1400/2.042 = 5485 \text{ с} = 1.52 \text{ ч}$$

Пример 2.16 Рассчитать радиальные отстойники со встроенным преаратором для очистки сточных вод, расход которых $Q_{сп}=100\,000$ м³/сут, содержание взвешенных веществ в воде $C_0=240$ мг/л, $\mathcal{E}_{30}=28\%$, $\mathcal{E}_{120}=37\%$, $a_{30}=6.03$ (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 $\mathcal{E}_{гр}=60\%$.

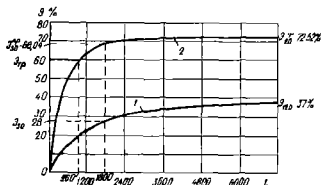


Рис. 2.26 Зависимость эффекта осветления сточной воды от объема и скорости отстаивания в отстойнике с преаратором

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

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

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

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

Максимальный часовой расход

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

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

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

$$K_{30} = \mathcal{E}_{30}^{\text{пр}} / \mathcal{E}_{30} = 3,6 - 0,03 \mathcal{E}_{30} = 3,6 - 0,03 \cdot 37 = 2,43,$$

где $\mathcal{E}_{30}$ и $\mathcal{E}_{30}^{\text{пр}}$ — эффективность осветления воды в цилиндре без преаэрации и с преаэрацией

Эффективность осветления воды при преаэрации и $t = 30 \text{ мин}$ будет

$$\mathcal{E}_{30}^{\text{пр}} = K_{30} \mathcal{E}_{30} = 2,43 \cdot 28 = 68,04\%$$

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

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

где $\mathcal{E}_{120}$ и $\mathcal{E}_{120}^{\text{пр}}$ — эффективность осветления воды в цилиндре без преаэрации и с преаэрацией

Эффективность осветления воды при преаэрации и $t = 120 \text{ мин}$ будет

$$\mathcal{E}_{120}^{\text{пр}} = K_{120} \mathcal{E}_{120} = 1,96 \cdot 37 = 72,52\%$$

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

$$\mathcal{E}_t = (t/120)^{0,7}.$$

Коэффициент a при преаэрации

$$a^{\text{пр}} = \frac{30 \lg (\mathcal{E}_{30}^{\text{пр}} / \mathcal{E}_{120}^{\text{пр}})}{\lg (30/120)} = \frac{30 \lg (68,04/72,52)}{\lg 0,25} = 1,3$$

Вычисляем эффективность осветления воды при разных значениях t

t мин	10	15	30	45	60	120
$\mathcal{E}$ %	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 $\mathcal{E}_{\text{тр}} = 60\%$ продолжительность ее ос

ветления должна составлять $t=960$ с. Принимаем отстойник с рабочей глубиной 3 м. При преэрации коэффициент $k=0.15$. Гидравлическая крутизна по формуле (2.30)

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

При температуре сточной воды $t=10^\circ\text{C}$ по формуле (2.31)

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

В радикальных отстойниках с преэразаторами $k=0.65$. Принимаем $\omega=0$. Определяем общий объем зоны осветления отстойников по формуле

$$V_{\text{осв}} = \frac{1000 \cdot H \cdot q_{\text{макс}}}{k(u_a - \omega)} = \frac{1000 \cdot 3 \cdot 1,17}{0,65(1,9 - 0)} = 4267 \text{ м}^3$$

Общий объем преэразаторов

$$V_{\text{пр}} = q_{\text{макс}} \cdot t_a = 6120 \cdot 0,25 = 1530 \text{ м}^3$$

Общий объем отстойников со встроенными преэразаторами будет

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

Принимаем три типовых отстойника диаметром $D=30$ м и объемом $V_{\text{от}}=6570 \text{ м}^3$ по проекту 902.2.85/75. Общий объем отстойников $V_{\text{от}}=6570 \text{ м}^3$. Принятый объем больше требуемого.

Определим диаметр преэразатора. Объем одного преэразатора $V_{\text{пр}} = V_{\text{пр}}/3 = 1530/3 = 510 \text{ м}^3$. Принимаем глубину преэразатора $H_{\text{пр}}=3$ м. Тогда

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

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

$$v = \frac{q_{\text{макс}}}{\pi D_{\text{ср}} H} = \frac{1,17}{3,14 \cdot 22,35 \cdot 3} = 0,00269 \text{ м/с} = 2,69 \text{ мм/с}$$

Вертикальная турбулентная составляющая по формуле (2.17):

$$\omega = 0,05 \cdot 2,69 = 0,134 \text{ мм/с}$$

Проверяем объем зоны осветления

$$V_{\text{осв}} = \frac{1000 \cdot 3 \cdot 1,17}{0,65(1,9 - 0,13)} = 4580 \text{ м}^3$$

Общий объем отстойников и преэразаторов

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

Получившийся объем меньше объема принятых отстойников — 6570 м³.

Эффект очистки воды по БПК₅

$$\begin{aligned} \xi_{\text{БПК}_5} &= -0,0083 \cdot t_{\text{пр}} + 1,83 \cdot t_{\text{пр}} - 45,7 = 0,00860 \cdot t_{\text{пр}} \\ &+ 1,860 - 45,7 = 33,5\% \end{aligned}$$

Пример 2.17 Рассчитать радиальные отстойники для очистной станции производительностью $Q_{\text{ср}} = 60\,000 \text{ м}^3/\text{сут}$. Содержание взвешенных веществ в воде $C_0 = 300 \text{ мг/л}$. При технологическом моделировании процесса осветления сточных вод [9] было получено, что эффект их осветления после отстаивания в течение 30 мин составил $\mathcal{E} = 68\%$ в цилиндре высотой $h' = 0,5 \text{ м}$ и $\mathcal{E} = 65\%$ в цилиндре высотой $h'' = 1 \text{ м}$. Содержание оседающих веществ в воде $\mathcal{E}_{120} = 76\%$. Требуемый эффект осветления воды $\mathcal{E} = 50\%$.

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

$$\mathcal{E}_t = (t/120)^{0,11} \mathcal{E}_{120}$$

Определим коэффициент a при $h' = 50 \text{ см}$

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

при $h'' = 100 \text{ см}$

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

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 сведены в табл. 2.7.

ТАБЛИЦА 2.6
ЗАВИСИМОСТЬ ЭФФЕКТА
ОСВЕТЛЕНИЯ ВОДЫ ОТ
ПРОДОЛЖИТЕЛЬНОСТИ
ОТСТАИВАНИЯ

Продол- жительность от- стаивания, мин	Эффект осветле- ния $\mathcal{E}_t$ при высоте стол- ба воды, см	
	50	100
15	54	49
30	68	65
60	74	73
90	75	75
120	76	76

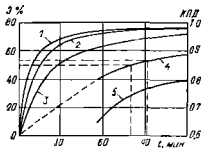


Рис. 2.26 Эффективность осветления сточной воды от продолжительности отстаивания

ТАБЛИЦА 27 ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ДАННЫЕ ПАРАМЕТРОВ ОСВЕЩЕНИЯ ВОДЫ

Эффект ос- ветления во- ды %	l' мин	l'' мин	h мм	h' мм	l/l''	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

$$n = \frac{\lg(l'/l'')_{\text{ср}}}{\lg(h'/h'')} = \lg 0,67 / \lg 0,5 = 0,57$$

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

$$t_1 = l' (H_1/h')^n.$$

Значения t_1 , вычисленные по этой формуле, приведены в табл 28

ТАБЛИЦА 28 ПРОДОЛЖИТЕЛЬНОСТЬ ОСВЕЩЕНИЯ ВОДЫ

$\mathcal{E}$, %	Значения t_1 , мин		$\mathcal{E}$, %	Значения 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 226 построена кривая 3

В основу определения эффективности осветления воды в действующем отстойнике принята экспериментальная зависимость коэффициента полезного действия (КПД) от продолжительности освещения воды (кривая 5) [9] При разных значениях l 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 $\mathcal{E}=50\%$ и получаем $t \approx 80$ мин

Средний секундный расход на очистную станцию составит

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

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

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

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

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

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 $V_{от}=1400 \text{ м}^3$ объем осадочной части $V_{ос}=210 \text{ м}^3$

Фактическое время осветления воды составит

$$t = n \cdot V_{от} / q_{макс} = 4 \cdot 1400 / 1,034 = 5416 \text{ с} = 90 \text{ мин}$$

По рис 2.26 устанавливаем, что эффект осветления воды при этом составит $\Xi=53\%$

Масса уловленного осадка за сутки

$$G_{сут} = \frac{C_b \cdot \Xi \cdot Q}{1000 \cdot 1000} = \frac{300 \cdot 0,53 \cdot 1,2 \cdot 60 \cdot 000}{1000 \cdot 1000} = 11,45 \text{ т/сут.}$$

а объем его при влажности $W_{ос}=95\%$ и плотности $\rho=1 \text{ т/м}^3$

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

Объем осадка накапливающийся за сутки в одном отстойнике составит $229/4=57 \text{ м}^3$ что значительно меньше объема осадочной части равной 210 м^3 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 $Q_{ср сут}=15000 \text{ м}^3/\text{сут}$ Содержание взвешенных веществ в воде $C_b=240 \text{ мг/л}$ Требуемый эффект осветления воды $\Xi=40\%$

Решение Средний секундный расход на очистную станцию

$$q_{ср} = Q_{ср сут} / (24 \cdot 3600) = 15000 / 86400 = 0,174 \text{ м}^3/\text{с}$$

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

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

Принимаем расчетную высоту зоны осветления $H_1=3$ м Гидравлическая крупность по формуле (2.30) при $t_1=560$ (см табл 2.2) и $n=0,25$ (см рис 2.8)

$$u = \frac{1000 \cdot 3}{560 \cdot (3/0,5)^{0,25}} = 3,43 \text{ мм/с}$$

Гидравлическая крупность при $t=10^\circ\text{C}$ по формуле (2.31)

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

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)

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

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

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

а диаметр ее раструба $d_p = d_{\text{ц.тр.}} \cdot 1,35 = 1 \cdot 1,35 = 1,35$ м

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

$$q_{\text{щ.}} = q_{\text{макс.}}/n = \pi d_p H_2 u_{\text{щ.}}$$

отсюда

$$H_2 = q_{\text{макс.}}/(\pi d_p u_{\text{щ.}}) = 0,275/(12 \cdot 3,14 \cdot 1,35 \cdot 0,02) = 0,27 \text{ м}$$

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

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

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

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

Общая высота отстойника

$$H = H_{\text{ц.}} + H_{\text{к.}} = 4,07 + 5,2 = 9,27 \text{ м}.$$

Пример 2.19 Рассчитать тонкослойный отстойник для очистки производственных сточных вод, максимальный расход которых $q_{\text{макс.}}=80$ м³/ч. По данным технологических анализов воды установлено, что для достижения заданного эффекта осветления воды при высоте столба воды $h=0,2$ м и $t=10^\circ\text{C}$ продолжительность осветления должна составлять $t=440$ с.

Решение Проектируем отстойники с перекрестной схемой, которая представлена на рис. 2.27. Принимаем расстояние между пластинами (высоту яруса) $h_{\text{я.р.}}=0,1$ м, а угол наклона пластин к горизонту $\alpha=60^\circ$.

Расчетная глубина будет

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

а гидравлическая крутизна

$$u_1 = h/t = 0,2 \cdot 1000/440 \approx 0,45 \text{ мм/с}.$$

Принимаем ирротационную скорость в межпластинном пространстве $u=4$ мм/с. Для тонкослойных отстойников с перекрестной схемой $k=0,8$ (см табл. 2.3)

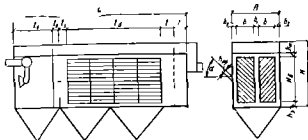


Рис 2 27 К расчету тонкослойного отстойника

Проверим условия обеспечения ламинарного движения в меж-
полощном пространстве

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

Ламинарное движение воды обеспечивается

Длину тонкослойных блоков определяем по формуле (2 33).

$$l_2 = \frac{h_{пр}}{k \cos \alpha} \frac{v}{u_0} = \frac{0 \cdot 1 \cdot 1000 \cdot 4}{0,8 \cdot 0,5 \cdot 0,45 \cdot 1000} = 2,22 \text{ м}$$

Общая длина отстойника должна быть

$$L = l_2 + l_1 + l_3 + 2l_4 = 2,22 + 1 + 0,2 + 2 \cdot 0,2 + 0,2 = 4,02 \text{ м},$$

где $l_1 = 1 \text{ м}$, $l_2 = 0,2 \text{ м}$, $l_3 = 0,2 \text{ м}$, $l_4 = 0,2 \text{ м}$ — размеры отстойника при-
нятые по конструктивным и технологическим соображениям (камера
предварительного осветления воды длиной l_1 предназначена для вы-
деления из сточных вод крупных включений)

Высота блока определяется из следующей очевидной формулы

$$q_{манс} = 2k_c \omega_0 u_l = 2k_c b H_0 u_l,$$

где ω_0 — живое сечение тонкослойных блоков, $K_c = 1$ — коэффи-
циент учитывающий стеснение живого сечения тонкослойных блоков
листами полок и конструктивными элементами блоков

Принимаем для отделения отстойника и $b = 0,75 \text{ м}$ Высота H_0
ков из приведенной выше формулы

$$H_0 = \frac{q_{манс}}{2k_c b u_l} = \frac{80}{3600 \cdot 2 \cdot 1,1 \cdot 0,75 \cdot 0,004 \cdot 2} = 1,68$$

Высота отстойника

$$H = H_0 + h_3 + h_4 = 1,68 + 0,2 + 0,12 = 2,$$

где $h_3 = 0,2$, $h_4 = 0,12$ — размеры отстойника, принятые по констру-
ктивным и технологическим соображениям

Пример 2 20 Рассчитать вторичные отстойники после аэротен-
ков на полную очистку работающих с дозой активного ила $a = 2 \text{ г/л}$
Расход сточных вод $Q_{ст.ч.г} = 65 \cdot 1000 \text{ м}^3/\text{сут}$ В соответствии с расче-
том требуемой очистки сточных вод вынос взвешенных веществ из
вторичных отстойников должен быть не более $a_1 = 15 \text{ мг/л}$

Решение Средний секундный расход сточных вод на очистную станцию

$$Q_{\text{ср}} = Q_{\text{ср сут}} / (24 \cdot 3600) = 6500 / 86400 = 0,752 \text{ м}^3/\text{с}$$

Общий коэффициент неравномерности $K_{\text{об. макс}} = 1,485$ [6] Максимальный часовой расход воды

$$Q_{\text{макс ч}} = Q_{\text{ср сут}} K_{\text{об. макс}} / 24 = 65000 \cdot 1,485 / 24 = 4022 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Проектируем радиальные отстойники. Расчет их выполняем по нагрузке. Принимаем расчетную глубину отстойников $H_1 = 3,1 \text{ м}$ (нагрузку определяем по формуле (2.34) при $J = 80 \text{ см}^3/\text{г}$

$$q = \frac{4,5 \cdot 0,4 \cdot 3,1^{0,8}}{(0,1 \cdot 80 \cdot 2)^{0,5} - 0,01} = 1,69 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$$

Площадь одной секции при общем их количестве $n = 4$

$$F = q_{\text{макс ч}} / (nq) = 4022 / (4 \cdot 1,69) = 595 \text{ м}^2$$

Диаметр секции

$$D = \sqrt{4F/\pi} = \sqrt{4 \cdot 595 / 3,14} = 27,5 \text{ м}$$

Принимаем отстойники диаметром $D = 30 \text{ м}$ по типовому проекту 902-2 89/75 со следующими размерами: рабочая глубина $H_1 = 3,1$, общая глубина $H = 3,7 \text{ м}$, объем зоны отстаивания $V_{\text{от}} = 2190 \text{ м}^3$, объем зоны оседла $V_{\text{ос}} = 440 \text{ м}^3$

Пример 2.1 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 на вторичных отстойниках может быть достигнуто за счет установки в сооружениях перед сборными лотками (на выходе) тонкослойных блоков. 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 $u = 0,5 \text{ мм/с}$ (см. рис. 2.28, кривая 2). Угол наклона пластин принимаем $\alpha = 60^\circ$.

Высота блоков должна составлять

$$H_0 = H - H_1 - H_2 - H_3 - H_4 = 3,7 - 0,3 - 0,3 - 0,2 - 0,5 = 2,4 \text{ м}$$

где $H_1 = 0,3 \text{ м}$ — высота слоя ила, $H_2 + H_3 = 0,3 + 0,2 = 0,5 \text{ м}$ — высота нейтрального слоя, $H_4 = 0,5$ — глубина погружения тонкослойного

¹ Калицун В. И., Никольев В. Н., Омаров М. А. Вторичные радиальные отстойники с тонкослойными полочными блоками // Современное состояние и тенденции развития больших городов в СССР и за рубежом. — Экспресс-информация МГЦНТИ — 1984 — Вып. 6.

Рис 228 Зависимость содержания кислорода от гидравлической крутизны в тонкослойных блоках с противотечной 1 и безкестной 2 скелетом

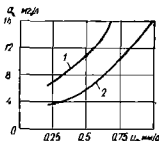
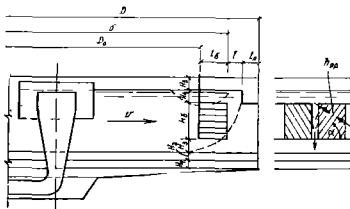


Рис 229 К расчету вторичного радиального отстояния с тонкослойными блоками



блока под уровень воды обусловленная необходимостью предотвращения биологического обрастания поверхностей блоков

Для тонкослойного блока может быть определена по формуле 233 но в этой формуле неизвестна скорость v зависящая от длины l_0 . Определим v приближенно — в предположении что l_0 — расход $q = nk_c H_0 \tau (D - l_1 - l_0) v$ (где $k_c = 1, l_1$ — коэффициент, τ — коэффициент обтекания блоков водой). Тогда

$$v = \frac{q}{nk_c H_0 \tau (D - l_1 - l_0)}$$

$$= \frac{4022}{3600 \cdot 4 \cdot 1 \cdot 1 \cdot 2 \cdot 4 \cdot 3 \cdot 14 (30 - 0.5 - 0.7)} = 0.0012 \text{ м/с}$$

где $l_1 = 0.5 \text{ м}$ — расстояние принятое из условия оптимального (расчетного) течения воды через межполосное пространство тонкослойного блока (см пунктирные линии сужения потока на рис 229) $l_0 = 0.7 \text{ м}$ — ширина лотка

Теперь можно определить по формуле (233) длину тонкослойного блока

$$I_0 = \frac{0,15 \cdot 0,0012 \cdot 1000}{0,8 \cdot 0,5 \cdot 0,5} = 0,9 \text{ м}$$

где $k_p = 0,15 \text{ м}$ — принято с учетом малых скоростей v
Проверим значенные скорости

$$v = \frac{4022}{3600 \cdot 4 \cdot 1,1 \cdot 2,4 \cdot 3,14 \cdot (30 - 0,5 - 0,7 - 0,9)} \approx 0,0012 \text{ м/с}$$

Скорости оказались практически равной принятой. Поэтому расчет можно считать законченным.

Изложенную задачу можно решать строго — путем совместного решения уравнений для I_0 и v (или q). Однако решение задачи методом подбора проще. Оно всегда завершается после первого варианта расчета, так как I_0 значительно меньше D .

Пример 2.22 Определить размеры гравитационного клоотделителя и осветлителя со взвешенным слоем ила для клоотделения и осветления сточных вод прошедших биологическую очистку в аэротенках. Расход сточных вод $Q_{сут} = 21\,000 \text{ м}^3/\text{сут}$. Допустимое содержание взвешенных веществ в очищенной воде $a = 5 \text{ мг/л}$.

Решение. Средний секундный расход на очистную станцию

$$q_{ср} = Q_{ср} / (24 \cdot 3600) = 21\,000 / 86\,400 = 0,231 \text{ м}^3/\text{с}$$

Общий коэффициент неравномерности $K_{об\ макс} = 1,57$ [6]. Тогда максимальный секундный расход

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

Размеры клоотделителей определим по продолжительности обработки воды, которую принимаем $t = 0,5 \text{ ч}$. Тогда объем клоотделителя

$$V_0 = q_{макс} \cdot t = 0,363 \cdot 0,5 \cdot 3600 = 653 \text{ м}^3$$

В качестве клоотделителей проектируем обычные вторичные отстойники диаметром $D = 9 \text{ м}$ и высотой цилиндрической части 3 м и конической 5 м по типовому проекту 902.2.168. Рабочий объем одной секции равен 167 м^3 . Число секций $n = 653 / 167 = 3,91$. Принимаем четыре секции.

После клоотделения предполагается, что в воде будет содержаться $50\text{—}500 \text{ мг/л}$ ила. Для осветления воды проектируем осветлители со взвешенным слоем ила. Для достижения заданного эффекта (содержания взвешенных веществ в осветленной воде не более 5 мг/л) исходящая скорость в осветлителе должна быть $v = 0,9 \text{ м/с}$ (см. рис. 2.13). Принимаем коэффициент распределения воды между зоной осветления и осадкоуловителем $k_p = 0,8$. Площадь зоны осветления

$$F_{осв} = k_p \cdot q_{макс} / v_0 = 0,8 \cdot 0,363 \cdot 1000 / 0,9 = 323 \text{ м}^2$$

Площадь зоны уплотнения

$$F_{пл} = (1 - k_p) \cdot q_{макс} / v_0 = (1 - 0,8) \cdot 0,363 \cdot 1000 / 0,9 = 81 \text{ м}^2$$

Проектируем осветлители по типу коридорных осветлителей применяемых для осветления пропудных вод. Так как площадь одной секции осветлителя в плане не должна превышать 100 м^2 принимаем 8 секции. Площадь каждого из двух коридоров секции $f =$

$= 323/(8 \cdot 2) = 20,2 \text{ м}^2$ а площадь осадкоуплотнителя $f_{ос} = 81/8 = 10,1 \text{ м}^2$

Ширину коридора принимаем $b_k = 3 \text{ м}$, тогда длина его должна быть $l_k = 20,2/3 = 6,73 \text{ м}$ Ширина осадкоуплотнителя выше окон для приема осадка $b_{ос} = 10,1/6,73 = 1,5 \text{ м}$

Важнейшим элементом осветлителя является водораспределительный дырчатый коллектор размещенный в нижней части коридоров осветлителей. Рассчитывают его на максимальный расход воды. Расход по коллектору

$$q_{кол} = 0,363/(8 \cdot 2) = 0,0227 \text{ м}^3/\text{с}$$

Принимаем диаметр коллектора $d_{кол} = 250 \text{ мм}$ Скорость движения воды в нем будет

$$v = \frac{4q}{\pi d^2} = \frac{4 \cdot 0,0227}{3,14 \cdot 0,25^2} = 0,46 \text{ м/с}$$

Скорость выхода воды из отверстий принимаем $v_{отв} = 1,5 \text{ м/с}$ Тогда площадь отверстий

$$f_{отв} = q_{кол}/v_{отв} = 0,0227/1,5 = 0,015 \text{ м}^2, \text{ или } 150 \text{ см}^2$$

Принимаем диаметр отверстий 25 мм. Площадь каждого из них

$$f_{отв} = \pi d_{отв}^2/4 = 3,14 \cdot 2,5^2/4 = 4,9 \text{ см}^2$$

Общее число отверстий $n_{отв} = 150/4,9 = 31$ Отверстия размещаем в два ряда по обеим сторонам коллектора в шахматном порядке. Они направлены вниз под углом 45° к горизонту. Расстояние между краями отверстий в каждом ряду $l = 2,673/31 = 0,408 \text{ м}$ (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 $Q_{ср сут} = 10\,000 \text{ м}^3/\text{сут}$ и числом коэффициентов неравномерности сточных вод $K_n = 1,3$. Содержание нефти в воде $C_1 = 100 \text{ мг/л}$. В очищенной воде содержание нефти не должно превышать $C_2 = 40 \text{ мг/л}$

Решение Максимальный секундный расход на нефтеловушки

$$q_{макс} = Q_{ср сут} K_n / (24 \cdot 3600) = 10\,000 \cdot 1,3 / 86\,400 = 0,15 \text{ м}^3/\text{с}$$

Принимаем 3 отделения нефтеловушки. Глубина проточной части $H_1 = 2 \text{ м}$ расчетная скорость движения воды $v = 0,005 \text{ м/с}$ [6]. Эффект очистки воды от нефти $\varepsilon = (C_1 - C_2) 100 / C_1 = (100 - 40) 100 / 100 = 60 \%$ При этом гидравлическая крупность $w_0 = 0,6 \text{ мм/с}$ [6]. Ширину отделений вычисляем по формуле (2.27)

$$B = 0,15 / (3 \cdot 2 \cdot 0,005) = 5 \text{ м}$$

Длину нефтеловушки определяем по формуле (2.28):

$$L = 0,005 \cdot 2 / (0,5 \cdot 0,0006) = 33,3 \text{ м}$$

Количество уловленной нефти

$$G = \frac{C_2 B Q}{1000 \cdot 1000} = \frac{100 \cdot 0,6 \cdot 1}{1000 \cdot 1000} \cdot 15\,000 = 0,9 \text{ т/сут}$$

Пример 2.24 Рассчитать песчаные фильтры для доочистки сточных вод. Средний расход $Q_{ср сут} = 40\,000 \text{ м}^3/\text{сут}$

Решение Средний секундный расход на очистную станцию

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

Общий коэффициент неравномерности $K_{\text{нр макс}} = 1,51$ [5]

Проектируем однослойные песчаные фильтры с восходящим потоком воды. Принимаем $v_{\text{ф}} = 11$ м/ч $n = 1$ (продолжительность фильтрации 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 = 0,08 ч $t_4 = 0,33$ ч (см табл. 24). Суммарную площадь фильтров определяем по формуле (2,36)

$$F_{\text{ф}} = \frac{40000 \cdot 1,51 (1 + 0,005)}{24 \cdot 11 - 3 \cdot 6 \cdot 1 (4 \cdot 0,17 + 6 \cdot 0,08) - 1 \cdot 11 \cdot 0,33} = 237,9 \text{ м}^2$$

Число фильтров определяем по эмпирической формуле (2,37)

$$N = 0,5 \sqrt{237,9} \approx 8 \text{ шт}$$

Площадь одного фильтра $F_1 = F_{\text{ф}}/N = 237,9/8 = 30 \text{ м}^2$ в размер его в плане 6×5 м

Принимаем число фильтров находящихся в ремонте $N_{\text{р}} = 1$. Тогда скорость фильтрования воды при форсированном режиме

$$v_{\text{ф}} = v_{\text{ф}} N / (N - N_{\text{р}}) = 11 \cdot 8 / (8 - 1) = 12,6 \text{ м/ч}$$

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

$$q_{\text{пр}} = F_1 W_3 = 30 \cdot 6 = 180 \text{ л/с}$$

Диаметр коллектора распределительной системы находим по скорости входа промывной воды $d_{\text{кол}} = 450$ мм. При расходе 180 л/с $v_{\text{кол}} = 1,06$ м/с (рекомендуется $v_{\text{кол}} = 1 - 1,2$ м/с). Принимаем расстояние между ответвлениями распределительной системы $m = 0,3$ м. Площадь дна фильтра приходящаяся на каждое ответвление будет (при наружном диаметре коллектора $d_{\text{кол}} = 470$ мм)

$$f_{\text{отв}} = (d_{\text{кол}} - 0,47)^2 / 8 = 0,83 \text{ м}^2$$

а расход промывной воды поступающей через одно ответвление

$$q_{\text{отв}} = f_{\text{отв}} W_3 = 0,83 \cdot 6 = 4,98 \text{ л/с}$$

Диаметр труб ответвления принимаем 50 мм (ГОСТ 3262—75*) скорость входа воды в ответвление — 2,35 м/с.

Для обеспечения 90% равномерности промывки фильтра промывная вода должна подаваться под напором в начало распределительной системы

$$H_0 = 2,91 h_0 + 13,5 \frac{v_{\text{кол}}^2 + v^2}{2g} = 2,91 \cdot 1,5 + 13,5 \cdot \frac{1,06^2 + 2,35^2}{2 \cdot 9,81} = 8,93 \text{ м}$$

где $h_0 = 1,5$ м — высота загрузки фильтра песком

Расход промывной воды вытекающей через отверстия в распределительной системе находим по формуле

* 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

$$q_{пр} = \mu \Sigma f_o \sqrt{2gH_o},$$

где μ — коэффициент расхода (для отверстий — 0,62), Σf_o — общая площадь отверстий

Из этой формулы определяем общую площадь отверстий

$$\Sigma f_o = \frac{q_{пр}}{\mu \sqrt{2gH_o}} = \frac{0,18}{0,62 \sqrt{2 \cdot 0,81 \cdot 8,93}} = 0,022 \text{ м}^2.$$

При $d_o = 10$ мм площадь отверстия $f_o = 0,78 \text{ см}^2$ Общее количество отверстий

$$n = \Sigma f_o / f_o = 220 / 0,78 \approx 282.$$

Общее число ответвлений на каждом фильтре $(5/0,3)2 = 34$ 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 $l_o = l_{отв}/12 = 2,76/8 = 0,34$ м Произведем расчет сборных отводных желобов фильтра Принимаем четыре желоба с треугольным основанием Расстояние между желобами составит

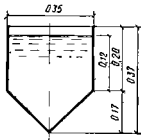


Рис. 230 К расчету желобов для отвода промывной воды из фильтра

$6/4 = 1,5$ м (рекомендуется не более 2,2 м) Расход промывной воды, приходящийся на один желоб $q_m = q_{пр}/4 = 180/4 = 45 \text{ л/с}$.

Принимаем ширину желоба $B = 0,35$ Площадь поперечного сечения желоба и вместе его примыкания к сборному каналу определим по формуле Д. М. Минца

$$I = 1,73 \sqrt{(q_m^2/q)B} = 1,73 \sqrt{(0,045^2/9,81)0,35} = 0,072 \text{ м}^2$$

Конструктивно принимаем размеры желоба, показанные на рис. 230 При этом наименьшее превышение кромки желоба над уровнем воды в нем составит 8 см

Высота кромки над уровнем затрузки

$$\Delta h_{кр} = (h_0 c/100) + 0,3 = (1,5 \cdot 25/100) + 0,3 \approx 0,68 \text{ м},$$

где $c = 25\%$ — 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 $0,68 - 0,41 = 0,27$ 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 поля.

Земледельческие поля орошения — это специально подготовленные и спланированные участки, на которых выращивают сельскохозяйственные культуры, а 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 ограждающими 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 нагрузки 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.

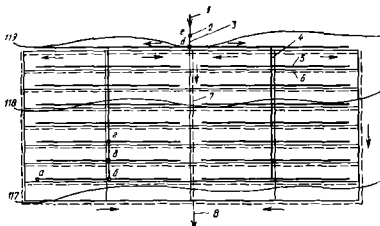


Рис. 3.1. Поля орошения

1 — подлив сточных вод, 2 — распределительный колодец, 3 — магистральная канав, 4 — распределительный канал, 5 — картонный ороситель, 6 — дренажная сеть, 7 — сточная дренажная канав, 8 — выпуск, а—б—в — 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 зависят 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. 4.7 (СПиП 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

$$F_{\phi} = F_{\phi \text{ вод}} + F_{\phi \text{ рез}} + k_{\phi \text{ в}} (F_{\phi \text{ вод}} + F_{\phi \text{ рез}}), \quad (3.1)$$

ТАБЛИЦА 31 НОРМЫ НАГРУЗКИ БЫТОВЫХ СТОЧНЫХ ВОД НА ПОЛЯ ОРОШЕНИЯ ДЛЯ РАЙОНОВ СО СРЕДНЕГОВОДОВОЙ ВЫСОТОЙ СЛОЯ АТМОСФЕРНЫХ ОСАДКОВ 300—500 мм

Среднего- довая тем- пература воздуха °С	Сельскохозяйствен- ные культуры	Нагрузки на поля орошения м ³ /(га сут), в зависимости от грунта		
		суглинка	суглеста	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 уменьшать на 10—15 %, а более 700 мм — на 15—25 %. Прием больший процент принимают при суглинистых грунтах а меньший — при песчаных

где $F_{\phi \text{ пол}}$ — полезная площадь полей фильтрации, га, $F_{\phi \text{ рез}}$ — резервная площадь полей фильтрации, га, равная 10—25 % полезной площади (СНиП п 6.183) $k_{\phi \text{ в}} = 0,25—0,35$ — коэффициент, учитывающий увеличение площади в связи с устройством вспомогательных сооружений [6]

Полная расчетная площадь полей орошения

$$F_0 = F_{\phi \text{ пол}} + F_{\phi \text{ рез}} + k_{\phi \text{ в}} (F_{\phi \text{ пол}} + F_{\phi \text{ рез}}),$$

где $F_{\phi \text{ пол}}$ — полезная площадь полей орошения, га, $F_{\phi \text{ рез}}$ — резервная площадь полей орошения, га, $k_{\phi \text{ в}} = 0,15—0,25$ — коэффициент, учитывающий увеличение площади в связи с устройством вспомога-
тельных сооружений

Полезная площадь полей фильтрации

$$F_{\phi \text{ пол}} = Q/q_{\phi} \quad (3.2)$$

где Q — среднесуточный расход сточных вод, м³/сут, q_{ϕ} — нагрузка сточных вод на поля фильтрации, м³/(га сут), определяемая по табл. 47 [6]

Полезная площадь полей орошения

$$F_{\phi \text{ пол}} = Q/q_0,$$

где q_0 — нагрузка сточных вод на поля орошения м³/(га сут), определяемая как средневзвешенная величина из нагрузок на учетки с различными видами сельскохозяйственных культур (см табл. 31).

Для удобства эксплуатации поля разделяют ватиками на отдельные карты. Размеры карт поля фильтрации определяют в зависимости от рельефа местности, общей рабочей площади поля, способа обработки почвы, количества очищаемой сточной жидкости. При обработке полей тракторами площадь одной карты должна быть не менее 15 га. Длина карт принимается в 2—4 раза больше ширины. Площадь карт поля 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 $A_{\text{о поля}}$ зависит от принятых размеров одной карты.

Поскольку при подготовке поля 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 определяется по формуле

$$F_{\text{о риз}} = aQ/q_{\text{ф}} \quad (3.3)$$

где a — коэффициент, учитывающий часть расхода сточных вод по ступающих на резервные участки (значения a для района со средней годовой температурой воздуха до 5, 10 и 15°C принимаются соответственно 1, 0,75 и 0,5); $q_{\text{ф}}$ — норма загрузки сточных вод 1 га зерновые фильтрационные поля, принимаемая по табл. 47 [6] м³/(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

$$F_{\text{нам}} = \frac{Q'_{\text{нам}} (1 - \beta)}{(t_{\text{нам}} - t_{\text{ос}}) \rho \cdot 10^4} \quad (3.4)$$

где $t_{\text{нам}}$ — продолжительность зимнего намораживания, принимаемая равной числу дней со среднесуточной температурой воздуха ниже -10°C [определяется по изолиниям (рис. 3.2)]; β — коэффициент зимней фильтрации, зависящий от фильтрационной способности грунтов: для легких суглинков, супесей и песков он соответственно равен 0,3, 0,45 и 0,55; $h_{\text{нам}}$ — высота слоя намораживания, принимаемая не более 1 м (обычно 0,5—0,6 м); $h_{\text{ос}}$ — высота слоя зимних осадков, м; ρ — плотность льда, равная 0,9 т/м³.

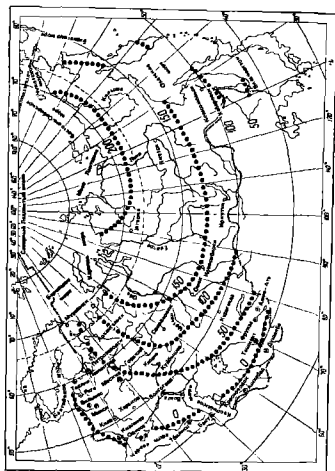


Рис. 3.2 Карта изохий продолжительности периода зимнего замораживания

Сточные воды подают в наивысшую точку сетей в распределительных колодцах откуда вода по сети распределительных каналов поступает в отдельные карты. Для распределения воды внутри карт полей орошения перед поливом устраивают временную оросительную сеть в виде полос или борозд. Для равномерного заполнения водон 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 стоковая вода подавалась самотеком в любую из участков обслуживаемой этой сетью территории. Земляные каналы устраивают трапециевидного сечения каналы и точки — прямые угольного сечения с облицовкой. Ширина по верху огражденных разделительных вальков 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 точек 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 $N_{\text{од}}$ одновременно орошаемых и примыкающих к данному распределительному каналу.

$$N_{\text{од}} = \lambda_{\text{о поли}} / t_{\text{м}} \quad (3)$$

где $t_{\text{м}}$ — продолжительность межполивного периода называемого 16—10 сут в зависимости от водно-воздушного режима полей в зависимости от трапезной способности грунтов уровня подземных вод.

Расход воды поступающей на одну карту л/с

$$q_{\text{макс}} = q_{\text{макс}} / N_{\text{од}} \quad (3 б)$$

Каналы рассчитывают по обычным формулам гидравлики для равномерного движения жидкости с соблюдением допустимых скоростей потока и уклонов каналов. Минимальная незаиливающая скорость для картонных оросителей распределительных и магистральных каналов принимается равной 0 3 0 4 и 0 5 м/с. Наименьший уклон для картонных оросителей принимают 0 001 а для распределительных и магистральных каналов — 0 0005.

При неблагоприятных грунтовых условиях на полях

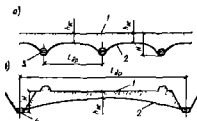


Рис. 3.3. Схемы осушения водоев

а — с закрытой осушительной сетью;
б — с открытой осушительной сетью;
1 — уровень поверхности карт полей;
2 — крытая депрессия;
3 — дренажная труба;
4 — осушительный канал

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 каналов или закрытого дренажа (рис. 3.3): в слабопроницаемых грунтах (суглинках) — закрытый дренаж; в сильнопроницаемых грунтах (песок, супесь) — открытые осушительные каналы.

§ 12. Биологические пруды

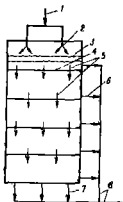
Процесс очистки в биологических прудах аналогичен процессам, происходящим при самоочищении водоемов. Для устройства биологических прудов могут быть использованы естественные впадины местности, заброшенные карьеры, а также специально созданные водоемы. Пруды применяются для биологической очистки и глубокой 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 34 Пятиступенчатый биологический пруд

1 — подача сточных вод 2 — выпуск 3 — поперечные стены из фанеры или из плит 4 — разделительные планки 5 — перепускные лотки 6 — запасаемые выпуски для опорожнения пруда 7 — выпуск очищенных сточных вод 8 — отводная канава



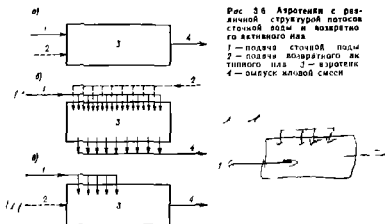
пруды после их биологической или физико-химической очистки в прудах с естественной аэрацией БПК_{полн} для поступающих сточных вод не должна превышать 25 мг/л, а в прудах с искусственной аэрацией — 50 мг/л. После глубокой очистки БПК_{полн} сточных вод может быть доведена до 2—3 мг/л летом и 1—2 мг/л зимой.

Биологические пруды, устраиваемые на нефтяных или слабофильтрующих грунтах, должны состоять не менее чем из двух параллельно работающих секций, включающих от двух до пяти последовательно расположенных ступеней (рис 34). 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 при соотношении 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 м и 3 м соответственно при БПК_{полн} >100, >40, >20 и <20 мг/л.



аэротенки вытеснители (рис 36, 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 36, б) — подача и выпуск сточной воды и ила осуществляется равномерно вдоль длинных сторон коридора аэротенка,

аэротенки с рассредоточенной подачей сточной воды (рис 36, 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

$$t = \frac{L_a - L_t}{a(1-S)\rho} \quad (3.7)$$

где L_a — БПК_{полн} поступающей в аэротенки 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 смесителей без регенерации $a=3$ г/л с регенерацией $a=2-4,5$ 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

$$\rho = \rho_{\max} \frac{L_t C}{L_t C + K_L C + K_O L_t} \left(\frac{1}{1 + \varphi a} \right), \quad (3.8)$$

здесь $\rho_{\max}$ — 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 продуктивному распаду активного ила л/г

Для городских и близких к ним по составу производственных сточных вод $\rho_{\max} = 85$ мг БПК_{полн}/(г ч), $K_L = 33$ мг БПК_{полн}/л, $K_O = 0,625$ 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. Производительность аэрации в аэротенках вытеснителей вычисляется по формуле

$$I = \frac{1 + \varphi a}{\rho_{\max} C a (1 - S)} [(C + K_O)(L_a - L_t) + K_L C \ln \frac{L_a}{L_t}] K_c, \quad (3.9)$$

где K_c — коэффициент учитывающий влияние продольного перемешивания при полной биологической очистке до $L_t = 15$ мг/л, $K_c = 1,5$, при $L_t > 30$ мг/л $K_c = 1,25$.

Доза активного ила при расчете аэротенков вытеснителей принимается без регенерации равной 3—5 г/л, а 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, если это отношение меньше, то необходимо осуществлять секционирование коридоров с пятью шестью ячейками.

Степень рециркуляции активного ила R в аэротенках рассчитывается по формуле

$$R = \frac{a}{1000/I - a}, \quad (3.10)$$

где I — иловый индекс $см^3/г$ (табл. 32), следует иметь в виду, что для окислителей величина I должна быть снижена в 1,3—1,5 раза.

ТАБЛИЦА 32 ЗНАЧЕНИЯ ИЛОВОГО ИНДЕКСА I

Сточные воды	I см ³ при нагрузке на ил $d_{ил}$, кг/(г сут)					
	100	200	300	400	500	600
Городские	130	100	70	80	90	120
Производственные нефтеперерабатывающих заводов	—	120	70	80	120	160
заводов синтетического ка- учука	—	100	40	70	100	130
целлюлозно бумажных комбинатов	—	220	150	170	200	220
химических комбинатов	—	90	60	75	90	120

Формула (3.10) справедлива при $I < 175$ см³/г и $a \leq 5$ г/г. Величина R для отстойников с илососами с 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

$$q_{ил} = \frac{24(L_a - L_t)}{a(1 - S)} I \quad (3.11)$$

При проектировании аэротенков с регенераторами необходимо рассчитывать продолжительность окисления загрязнений t_o .

$$t_o = \frac{L_a - L_t}{R a_p (1 - S) \rho} \quad (3.12)$$

где a_p — доза ила в регенераторе г/л

$$a_p = [1/(2R) + 1] a \quad (3.13)$$

Удельная скорость окисления для аэротенков смеси телей и аэротенков вытеснителей с регенераторами определяется при дозе ила a_p .

При подсчете t для аэротенков вытеснителей БПК_{полн} поступающей сточной воды определяется с учетом разбавления рециркуляционным расходом

$$L_a = (L_a + L_t R)/(1 + R) \quad (3.14)$$

Следует иметь в виду, что при расчете аэротенков с регенерацией активного ила t_o определяется с учетом разбавления циркулирующим расходом, а t_a — без учета разбавления.

Продолжительность пребывания сточных вод в собственно аэротенке ч

$$t_a = \frac{2,5}{\alpha_0^{1/6}} \lg \frac{L_0}{L_t} \quad (3.15)$$

а период регенерации t_p , ч

$$t_p = t_a - t_a \quad (3.16)$$

Объемы аэротенка V_a и регенератора V_p , м³, определяются следующим образом

$$V_a = t_a (1 + R) Q_{расч} \quad (3.17)$$

$$V_p = t_p R Q_{расч} \quad (3.18)$$

где $Q_{расч}$ — расчетный расход сточных вод м³/ч

Прирост активного ила в аэротенках Π , кг/ч, подсчитывается по формуле

$$\Pi = 0,8 B_a - K_n L_a \quad (3.19)$$

где B_a — концентрация взвешенных веществ поступающих в аэротенк мг/л K_n — коэффициент прироста активного ила для городских и производственных сточных вод $K_n = 0,3 - 0,5$

Продолжительность аэрации в аэротенках на полное окисление (аэротенки с продленной аэрацией) определяется по формуле (3.7) при удельной скорости окисления $\mu = 6$ мг БПК_{полн}/(г ч) [4 мг БПК₅/(г ч)], дозе ила $a = 3 - 4$ г/г и зольности $S = 0,3$, количество избыточного активного ила принимается равным 0,35 кг на 1 кг БПК_{полн} (0,5 кг на 1 кг БПК₅)

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

$$D = \frac{Z (L_0 - L_t)}{k_1 k_2 \alpha_1 \alpha_2 (C_p - C)} \quad (3.20)$$

где Z — удельный расход кислорода воздуха мг на 1 мг снятого БПК_{полн} при полной очистке равняется 1 мг/мг при неполной очистке — 0,9 мг/мг а для аэротенков на полное окисление — 1 мг/мг (1,42 мг/мг БПК₅) k_1 — коэффициент учитывающий тип аэратора принимается для мелкопузырчатой аэрации в зависимости от соотношения площадей аэрируемой 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 k_2 принимается по табл. 3.4 α_1 — коэффициент учитывающий температуру сточных вод

$$\alpha_1 = 1 + 0,02 (T_{ср} - 20) \quad (3.21)$$

ТАБЛИЦА 33 ЗНАЧЕНИЯ k_1 И $I_{\text{мгпс}}$

f/F	k_1	$I_{\text{мгпс}}$ м ² /(м ² 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
0,5	2	50
0,75	2,13	75
1	2,3	100

ТАБЛИЦА 34 ЗНАЧЕНИЯ k_2 И $I_{\text{мгп}}$

k_2 м	k_2	$I_{\text{мгп}}$ м ² /(м ² 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 $T_{\text{ср}}$ — среднемесячная температура сточных вод за летний период °C); k_2 — коэффициент качества сточных вод для городских сточных вод $k_2=0,85$ для производственных сточных вод принимается по опытным данным при их отсутствии принимается равным 0,7; C — растворимость кислорода в воде мг/л

$$C_p = (1 + k_2/20,6) C_T \quad (3.22)$$

(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 приблизительно принимается равной 2 мг/л

ТАБЛИЦА 35 РАСТВОРИМОСТЬ КИСЛОРОДА В ЧИСТОЙ ВОДЕ ПРИ ДАВЛЕНИИ 0,1 МПа

Температура °C	C_T мг/л	Температура °C	C_T мг/л
5	12,79	20	9,02
10	11,27	22	8,07
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 , м²/(м² ч)

$$I = DH/f \quad (3.23)$$

где H — рабочая глубина аэротенки м

В азотенках вытеснителях удельный расход воздуха и интенсивность аэрации рассчитываются по формулам (3.20) и (3.23). Если вычисленная интенсивность аэрации более $I_{\text{кр}2}$ для принятого значения k следует увеличить площадь аэрируемой зоны, если менее минимума: при $I_{\text{кр}1}$ для принятого значения k_2 следует увеличить расход воздуха, приняв $I_{\text{мин}}$ по табл. 3.4.

При подборе механических пневмомеханических и струйных азотаторов следует исходить из их производительности по кислороду, скорости потребления кислорода и массообменных свойств стоковых вод, характерных коэффициентами α и β_2 и дефицитом кислорода.

Рабочую глубину азотенок принимают от 3 до 6 м, отношение ширины коридора к рабочей глубине азотенок — от 1/1 до 2/1.

Для азотенок и регенераторов число секции должно быть не менее двух. Для станций производительностью до 50 тыс. м³/сут наиболее целесообразное число секции 4—6, а при большой производительности — 6—8. В секции рабочие, каждая состоит из двух — четырех коридоров. В практике проектирования и строительства азотенок используют типовые проекты, разработанные Союзводоканалпроектом (табл. 3.6) и ЦНИИЭП ниже.

ТАБЛИЦА 3.6. ОСНОВНЫЕ ПАРАМЕТРЫ ТИПОВЫХ АЗОТЕНКОВ СМЕСИТЕЛЕЙ

III при ордара, м	Рабочая глубина азотенки, м	Число коридоров	Рабочая объем секции, м ³	Длина секции, м	Температура стока, градусы
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

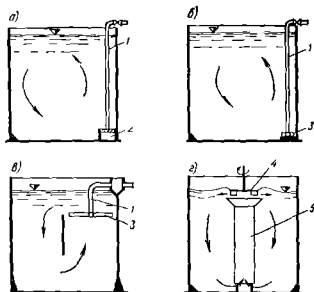


Рис 37 Системы подачи воздуха в аэротенки

а — пневматическая мелкопузырчатая б — пневматическая крупнопузырчатая в — пневматическая мелкопузырчатая г — механическая поверхностная 1 — воздуховодящие стояки 2 — воздушный канал с фильтросными пластинами 3 — диффузные трубы 4 — поверхностный аэратор дискового типа 5 — стабилизатор потока

нерного оборудования (табл. 37) Систему аэрации в аэротенках применяют, как правило, пневматическую или механическую (рис. 37)

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 пластмассовые, а также аэраторы форсуночного и ударного типа. К среднепузырчатым — перфорированные трубы, щелевые аэраторы и др., к крупнопузырчатым — открытые сверху вертикальные трубы, а также солта.

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 31 ОСНОВНЫЕ ПАРАМЕТРЫ ТИПОВЫХ АЭРОТЕКОВ-ВЫТЕСНИТЕЛЕЙ

Шифр машины	Классификация	Число кол. лопастей	Рабочий объем одной секции м³ при длине м						Номер тн. нового проекта
			38—42	48—54	60—66	72—8	84—90	96—D	
4	3	2	1040—1213	1386—1559	1732	—	—	—	902 2 195
	3	3	1560—1820	2080—2340	2600	—	—	—	902 2 192
	4	4	2070—2416	2762—3108	3494—3800	—	—	—	902 2 178
	4	4	1420—1653	1896—2134	2372	—	—	—	902 2 195
5	4	3	2140—2496	2852—3208	3564	—	—	—	902 2 193
	4	4	2850—3325	3600—4275	4750—5225	—	—	—	902 2 178
6	4	2	—	2530—2847	3154—3471	3788	—	—	902 2 196
	4	3	—	3800—4275	4750—5225	5700	—	—	902 2 192
	4	4	—	5700	5334—6968	7602—8230	6870	—	902 2 179
	5	2	—	2880—3240	3600—3960	4320	—	—	902 2 196
9	4	3	—	4320—4860	5400—5940	6480	—	—	902 2 193
	4	4	—	6500	7220—7940	8666—9360	10 100	—	902 2 179
	4	2	—	—	—	6180	6 655—7 130	7 505—7 980	902 2 197
	4	3	—	—	—	9270	9 983 10 696	11 409—12 122	902 2 194
9	4	4	—	—	—	—	13 300 14 250	15 200—16 150	902 2 180
	5	2	—	—	—	7 020	7 560 8 100	8 640—9 180	902 2 197
	3	3	—	—	—	10 530	11 340 12 150	12 960 13 770	902 2 194
	4	4	—	—	—	—	15 10 16 200	17 280 18 360	902 2 180

с ороны. Пластины укладывают обычно в два или три ряда для обеспечения подачи в азротенки необходимого объема воздуха, который подается по магистральным воздуховодам и стоякам в канал, перекрытый пластинами. Стояки размещают через каждые 20—30 м. Используют также пористые керамические трубы диаметром 40 мм и длиной 500 мм.

Для среднепузырчатой аэрации чаще всего применяют дырчатые трубы с отверстиями диаметром 3—4 мм. Трубы укладывают на дне азротенка, воздухоподающие стояки устанавливают через 20—30 м.

Крупнопузырчатые азраторы могут выполняться из труб диаметром 50 мм с открытыми концами, опущенных вертикально вниз на глубину 0,5 м от дна азротенка.

Заглубление азраторов при низконапорной системе аэрации 0,5—1 м, при других системах 3—6 м в зависимости от глубины азротенка.

Принцип работы механических азраторов основан на втягивании воздуха непосредственно из атмосферы вращающимися частями азратора (ротором) и перемещении его со всем содержащимся азротенка. Конструкция ротора может быть конической, дисковой, цилиндрической, турбинной, конусной, винтовой, а ось вращения может располагаться вертикально и горизонтально. По принципу действия механические азраторы делят на погружные и поверхностные. Наиболее широко распространены механические азраторы поверхностного типа.

При устройстве пневматической системы аэрации необходимо произвести расчет воздуховодов, который состоит в подборе диаметров трубопроводов и определении потерь напора в них. Скорость движения воздуха в общем и распределительном воздуховодах обычно принимают равной 10—15 м/с, в воздуховодах небольшого диаметра—4—5 м/с. Суммарная величина потерь напора с учетом местных сопротивлений и сопротивления на трение в воздуховодах не должна превышать 0,3—0,35 м. При определении общего напора воздуховодки расчетные потери напора в азраторах с учетом увеличения сопротивления в период эксплуатации следует принимать для мелкопузырчатых азраторов не более 0,7 м, для среднепузырчатых (располагаемых на глубине более 3 м) 0,15 м, в системах низконапорной аэрации (при скорости 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 воздуховодку. 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 трапецевидного 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

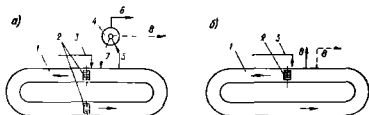


Рис. 38. Циркуляционные окислительные каналы

а — непрерывного действия с двумя аэраторами б — периодического действия с одним аэратором 1 — клапан 2 — аэраторы 3 — подача сточной 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 выключенных 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 $\rho = 6 \text{ мг/(г} \times \text{ч)}$ (по БПК_{полн}) или $4 \text{ мг/(г} \times \text{ч)}$ (по БПК₅), $a = 3 \sim 4 \text{ г/г}$ и $S = 0.35$. Удельный расход воздуха определяют по формуле (3.20) как для аэротенков продленной аэрации при $Z = 1 \text{ мг/мг}$ (по БПК_{полн}) или 1.42 мг/мг (по БПК₅), $k_1 = 0.75$.

Механический аэратор рассчитывают по подаче необходимого кислорода и по созданию скорости потока в канале (расчет ведут по БПК₅). Количество кислорода, кг/сут, которое необходимо подать в сточную воду,

$$M_{\text{тп}} = Z (L_0 - L_1) Q / 1000 \quad (3.24)$$

Расчетная производительность 1 м аэратора по кислороду, г/(ч × м)

$$M_n = \frac{2.06 \cdot 10^6 \cdot n_a^3}{h_a^{0.8}} \left(\frac{d_a}{70} \right)^2 \quad (3.25)$$

где n_a — частота вращения аэратора с⁻¹, h_a — глубина погружения аэратора см, d_a — диаметр аэратора см.

Для механических клеточных аэраторов диаметром 50, 70 и 90 см расчетную производительность M_n находят по табл. 3.8.

Требуемая скорость движения жидкости в канале, м/с

$$v_{\text{тп}} = 0.25 \sqrt{a H_a} \quad (3.26)$$

где H_a — глубина канала м.

Скорость движения жидкости в канале, создаваемая аэратором

$$v_a = \sqrt{\frac{I_a l_a}{S_a \left(\frac{n^2}{R^{1.33}} l_{\text{д}} + 0.0512 \right)}} \quad (3.27)$$

где I_a — импульс давления аэратора, определяемый по табл. 3.8, l_a — длина аэратора м, S_a — площадь живого сечения канала м², $n = 0.014$ — коэффициент шероховатости для бетонных стенок, R —

**ТАБЛИЦА 38 ДАННЫЕ ДЛЯ РАСЧЕТА МЕХАНИЧЕСКОГО
КЛЕТОЧНОГО АЭРАТОРА**

Диаметр см	Частота враще- ния мин ⁻¹	Глубина погружения гребней см	Прокводи- тельность 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	0,0064
	90	8	470	0,42	0,0066
		15	950	0,9	0,012
		20	1170	1,2	0,011
	120	8	650	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	0,01
		30	3400	6,26	0,034
	100	8	1350	1,8	0,016
		20	3900	5	0,04
		30	5600	9	0,049

гидравтический радиус, м, l_d — длина циркуляционного канала, м;
 $\Sigma \zeta$ — сумма коэффициентов местных сопротивлений, для 0 образно
го канала равная 0,5

По имеющимся типовым проектам производительность циркуляционных окислительных каналов—от 100 до 1400 м³/сут, БПК₅ 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 профильтрованной воды, воздухораспределительного устройства, с помощью которого поступает необходимый для окислительного процесса воздух. Отработанная и омертвевшая пленка смывается протекающей сточной водой и выносятся 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 полях 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 крупные, 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 башенные (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 составит 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/м³ 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 выполняются 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 м³/м² в 1 сут

Для расчета капельных биофильтров сначала определяют коэффициент K

$$K = L_0/L_1, \quad (3\ 28)$$

где L_0, L_1 — БПК_{полн} сточных вод (поступающей и очищенной)

По среднесуточной 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 среднесуточной 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, м³/сут, и гидравлической нагрузке, м³/(м² сут), вычисляют общую площадь биофильтров, м².

$$F = Q/q. \quad (3\ 29)$$

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 и гидравлическую нагрузку принимают 10—30 м³/(м² сут), допуская 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 $V_{ад}$ (табл. 3.10). Если полученное значение K отличается от приведенных в табл. 3.10, следует принимать для очистки без рециркуляции H , q и $V_{ад}$ 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 , °C							
	8		10		12		14	
	Гидравлическая нагрузка q м³/(м² сут)							
	10	20	10	20	10	20	10	20

При $V_{ад} = 8$ 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 $V_{ад} = 10$ 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 $V_{ад} = 12$ м³ на 1 м³ воды

2	4,32	3,38	4,76	3,72	5,31	3,98	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	16,4	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_p и площадь биофильтров F

$$L_{см} = KL_T \quad (3 30)$$

$$n_p = \frac{L_a - L_{см}}{L_{см} - L_t} \quad (3 31)$$

$$t = Q(n_p + 1)/q \quad (3 32)$$

При расчете высоконагружаемых биофильтров для сточных вод, имеющих $T < 8^\circ\text{C}$ и $T > 14^\circ\text{C}$

$$K = 10^{\alpha\Phi + \beta} \quad (3 33)$$

где α и β — коэффициенты, принимаемые по табл 3 11, Φ — критический комплекс

$$\Phi = 11B_{уд}^{0.6} K_T / J^{0.4} \quad (3 34)$$

здесь K_T — температурная константа потребления кислорода

$$K_T = 0,2 \cdot 1,047^{T-2} \quad (3 35)$$

ТАБЛИЦА 11 ЗНАЧЕНИЯ КОЭФФИЦИЕНТОВ α И β

Задельный расход воздуха $B_{уд}$, м ³ /м ³	Критический комплекс, Φ	α	β
8	$\leq 0,662$ $> 0,662$	1,51 0,47	0 0,69
10	$\leq 0,85$ $> 0,85$	1,2 0,4	0 13 0 83
12	$\leq 1,06$ $> 1,06$	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 3.12 ЗНАЧЕНИЯ η ПРИ РАЗЛИЧНОЙ L_d

L_d , мг/л	η	L_d , мг/л	η	L_d , 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 БПК₅ очищенных сточных вод по табл. 3.12 находят критерильный комплекс

$$\eta = P n K_T M_n \quad (3.32)$$

где P — пористость загрузочного материала, %, M_n — масса органических загрязнений по БПК₅, поступающих в 1 сут на единицу поверхности загрузочного материала биофильтра г/(м² сут)

$$M_n = L_a q_n / S_{yd} = M_0 / S_{yd}, \quad (3.33)$$

где L_a — БПК₅ поступающих сточных вод, мг/л, q_n — гидравлическая нагрузка, м³/(м² сут), S_{yd} — удельная поверхность загрузочного материала, м²/м³, M_0 — нагрузка по БПК₅ на 1 м³ объема биофильтра г/(м³ сут)

По заданной среднесуточной 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_n находят из формулы (3.36)

$$M_n = P n K_T / \eta \quad (3.34)$$

Далее по заданной величине L_a и конструктивному размеру S_{yd} из формулы (3.37) определяют допустимую гидравлическую нагрузку q_n

$$q_n = M_n S_{yd} / L_a \quad (3.35)$$

Затем по заданному суточному расходу, м³/сут, и подсчитанной q_n 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 БПК₅ и по БПК₅ на 1 м² площади поверхности 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 этого определяется число сооружений.

Сточная вода распределяется по поверхности биофильтров с помощью спринктерной системы, состоящей из дозирующего бака, разводящей сети и спринклеров или с помощью реактивных оросителей, состоящих из стояка и дырявых 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 , 4×4 , 6×6 , 9×9 , 12×12 , 15×15 , 18×18 м и др. с высотой слоя загрузки 2, 3 и 4 м. 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 $Q = 5000 \text{ м}^3/\text{сут}$; среднегодовая температура воздуха $T = 7,6^\circ\text{C}$; среднегодовая высота слоя атмосферных осадков 478 мм; слой зимних осадков $h_{\text{ос}} = 75 \text{ мм}$; 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] загрузку сточных вод на поля фильтрации $q_{\text{ф}} = 235 \text{ м}^3/\text{га в 1 сут}$ и по формуле (3.2) определяем полезную площадь полей фильтрации

$$F_{\text{ф пол}} = 5000/235 = 21,3 \text{ га}$$

Поскольку поля фильтрации расположены во II климатическом районе, резервная площадь полей фильтрации составляет 20 % полезной (СНиП 2.04.03.85)

$$F_{\text{ф рез}} = 0,2 F_{\text{ф пол}} = 0,2 \cdot 21,3 = 4,3 \text{ га}$$

Так как площадь полей фильтрации не превышает 1000 га (СНиП 2.04.03.85), то $k_{\text{ф}} = 0,35$.

Подсчитаем полную площадь полей фильтрации по формуле (3.1)

$$F_{\text{ф}} = 21,3 + 4,3 + 0,35(21,3 + 4,3) = 34,5 \text{ га}$$

Далее определяем требуемую для зимнего намораживания площадь по формуле (3.4)

$$F_{\text{нам}} = \frac{5000 \cdot 30 \cdot (1 - 0,55)}{(0,5 - 0,075) \cdot 0,9 \cdot 10^4} = 17,6 \text{ га}$$

Полученная площадь для зимнего намораживания меньше полной площади полей фильтрации, следовательно, обеспечивается припуск стоков в зимний период.

Принимаем число карт полей фильтрации $N_{\phi} = 12$, тогда площадь одной карты составит 288 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 $q_{\max} = 94$ л/с, среднегодовая температура воздуха $T = 6,9^{\circ}\text{C}$, среднегодовая высота слоя атмосферных осадков 609 мм, слой зимних осадков $h_{\text{ос}} = 80$ мм, грунты на территории полей — супеси, уровень подземных вод находится на глубине 3 м. Площадь полей на 30 % занята полевыми, а на 70 % — огородами и 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

$$F_{\text{о пол}} = \frac{Q}{q_c} = \frac{4500}{(0,3 \cdot 30 + 0,7 \cdot 60) \cdot 0,9} = \frac{4500}{45,9} = 98 \text{ га}$$

Полезную площадь разбиваем на карты размером 80×380 м. Тогда общее число карт

$$N_{\text{о пол}} = \frac{F_{\text{о пол}}}{80 \cdot 380} = \frac{98 \cdot 10\,000}{80 \cdot 380} = 32$$

Вычисляем резервную площадь полей орошения по формуле (3.3)

$$F_{\text{о рез}} = 0,75 \frac{4500}{130 \cdot 0,85} = 30,5 \text{ га}$$

Размеры карт фильтрационных участков 80×320 м, число резервных карт

$$N_{\text{о рез}} = \frac{F_{\text{о рез}}}{80 \cdot 320} = \frac{30,5 \cdot 10\,000}{80 \cdot 320} = 12$$

Полную площадь полей орошения подсчитываем по формуле

$$\begin{aligned} F_0 &= F_{\text{о пол}} + F_{\text{о рез}} + h_{\text{о в}} (F_{\text{о пол}} + F_{\text{о рез}}) = \\ &= 98 + 30,5 + 0,25 (98 + 30,5) = 160,6 \text{ га}. \end{aligned}$$

Далее находим требуемую для зимнего намораживания площадь по формуле (3.4)

$$F_{\text{зам}} = \frac{4500 \cdot 20 (1 - 0,45)}{(0,6 - 0,08) \cdot 0,9 \cdot 10^4} = 10,6 \text{ га}$$

Высоту надликов принимаем выше слоя намораживания в 0,1 м, $h_{\text{н}} = 0,7$ м.

Для расчета оросительной сети определим число карт, орошаемых одновременно. Высокая фильтрационная способность грунтов и низкий уровень подземных вод позволяют принять $t_{\text{м.н}} = 5$ сут. Число карт, орошаемых одновременно, определяем по формуле (3.5)

$$N_{\text{ад}} = 32/5 \approx 6,$$

а расход воды, поступающей на одну карту, — по формуле (3б)

$$q_{\text{мажк}} = 94,6 = 15,65 \text{ л/с.}$$

Производим гидравлический расчет оросительной сети полей орошения [3] в соответствии с выбранной схемой (см рис 31) и с помощью данных расчета в табл 313

ТАБЛИЦА 313 ГИДРАВЛИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ ОРОСИТЕЛЬНОЙ СЕТИ ПОЛЕЙ ОРОШЕНИЯ

Участок (рис 31)	Расчетный расход, л/с	Ширина канала, мм	Начальная глубина канала, мм	Уклон	Скорость, м/с
Картовый ороситель и—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 $Z_{\text{мк}}$ воспользуемся формулой

$$Z_{\text{мк}} \geq Z_{\text{н}} + h_{\text{пав}} + i_{\text{кор}} l_{\text{кор}} + i_{\text{рк}} l_{\text{рк}} + i_{\text{чн}} l_{\text{чн}} \geq 117 + 0,6 + 0,001 \cdot 380 + 0,002 \cdot 960 + 0,002 \cdot 50 = 120,0,$$

где $Z_{\text{н}}$ — отметка поверхности карты, наиболее удаленной и высоко-расположенной по отношению к начальной точке магистрального канала, $i_{\text{кор}}$, $i_{\text{рк}}$, $i_{\text{чн}}$ — уклоны картового оросителя, распределительного и магистрального каналов, $l_{\text{кор}}$, $l_{\text{рк}}$, $l_{\text{чн}}$ — длины 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 $q_{\text{др}}$, который должен быть отведен с участка

$$q_{\text{др}} = \frac{k_p q_0 l_{\text{мр}} k_{\text{ос}} \cdot 1000}{l_{\text{др}} \cdot 86 \cdot 400} = \frac{0,5 \cdot 45,9 \cdot 5 \cdot 1,5 \cdot 1000}{2,5 \cdot 86 \cdot 400} = 0,797 \text{ л/(га с).}$$

где k_p — коэффициент просачивания, учитывающий поглощение воды растениями и испарение в среднем равный 0,5, $k_{\text{ос}}$ — коэффициент неравномерности поступления воды и осушительную сеть, принимаем равным 1,5, $l_{\text{др}}$ — продолжительность отведения дренажной воды с карты, принимаемая равной (0,4–0,5) $l_{\text{ма}}$, сут.

Подсчитываем высоту слоя воды, отводимой за сутки:

$$h_{отв} = \frac{k_p q_{п.м.п.} k_{ос}}{t_{др} 10^4} = \frac{0,545,951,5}{2,5 \cdot 10^4} = 0,0069 \text{ м/сут}$$

Вычисляем расстояние между дренажными канавами $l_{др}$ (см рис 33) 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 глин	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, осушаемая одной дренажной канавой

$$F_{др} = 38080/10000 = 3,04 \text{ га,}$$

т расчетный расход в конце каждой дренажной канавы

$$q_{др} = q_{др} l_{др} = 0,7973,04 = 2,42 \text{ л/с}$$

Осушительные канавы принимаем трапециевидного сечения с откосами 1:1,5 и шириной по дну 0,4 м минимальный уклон 0,002

Расход дренажных вод в отводной канаве

$$Q_{др} = q_{др} F_{др} = 0,79798 = 78,1 \text{ л/с}$$

Пример 3 3 Рассчитать биологические пруды глубокой доочистки биологически очищенных сточных вод при следующих исходных данных расход сточных вод $Q=3900 \text{ м}^3/\text{сут}$ БПК_{кв} в поступающих сточных вод $L_0=20 \text{ мг/л}$ требуемая БПК_{кв} очищенной воды $L_1=6 \text{ мг/л}$ средняя температура сточных вод летом $T_1=20^\circ\text{C}$, зимой $T=14^\circ\text{C}$

Решение Запроектируем двухступенчатый биологический пруд с естественной аэрацией Определим продолжительность пребывания сточных вод в первой ступени, приняв эффект очистки равным 50 %

(БПК_{з010} после первой ступени L_1 составит 10 мг/л)

$$t_1 = \frac{1}{\alpha K} \lg \frac{L_u}{L_1}$$

где α — коэффициент объемного использования, учитывающий степень отличия гидродинамического режима движения жидкости от условий полного вытеснения (при соотношении длины секции пруда к ширине 20 и более $\alpha = 0,8-0,9$ при соотношении 3 и менее $\alpha = 0,35$, для промежуточных случаев α определится интерполяцией); K — коэффициент неконсервативности веществ обуславливающих БПК_{иоли} воды (константа скорости потребления кислорода) сут⁻¹ и соответственно с данными [6] для прудов глубокой очистки при температуре воды $T = 20^\circ\text{C}$ 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°C в пределах от 5 до 30°C 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, а зимний период $K_{1з} = 0,053$ сут⁻¹. Конструктивно принимаем что соотношение длины и ширины секции пруда равно 20 и следовательно $\alpha = 0,83$ и время пребывания стоков 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_{иоли} и обусловленная вторичными загрязнениями воды метаболитами микроорганизмов т.е. биотрипододежными процессами для летнего периода $L_1 = 2-3$ 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

$$V_1 = 3900 \cdot 6,66 = 25974 \text{ м}^3$$

$$V_2 = 3900 \cdot 7,67 = 29913 \text{ м}^3$$

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

$$F_1 = \frac{C_T Q (L_0 - L_1)}{(C_T - C_{0.1}) r_1 \alpha}$$

где C_T — растворимость кислорода при данной температуре мг/л (см табл. 3.4) $C_{0.1}$ — требуемое содержание кислорода в воде выходящей из пруда мг/л принимаемое не менее 1—2 мг/л r_1 — атмосферная реэрация кислорода для биологических прудов с естественной аэрацией равная 3—4 г/(м² сут)

Для летнего периода

$$F_{1л} = \frac{9,02 \cdot 3900 (20 - 10)}{(9,02 - 2) \cdot 3,5 \cdot 0,85} = 16\,844 \text{ м}^2$$

для зимнего

$$F_{1з} = \frac{10,26 \cdot 3900 (20 - 10)}{(10,26 - 2) \cdot 3,5 \cdot 0,85} = 16\,293 \text{ м}^2$$

Таким образом для обеспечения достаточного количества кислорода в течение всего года площадь первой ступени биологических прудов должна составлять 16 844 м²

Далее определим требуемую площадь второй ступени биологических прудов

$$F_2 = \frac{C_T Q (L_1 - L_2)}{(C_T - C_{0.2}) r_2 \alpha}$$

Для летнего периода

$$F_{2л} = \frac{9,02 \cdot 3900 (10 - 6)}{(9,02 - 2) \cdot 3,5 \cdot 0,85} = 6738 \text{ м}^2$$

для зимнего периода

$$F_{2з} = \frac{10,26 \cdot 3900 (10 - 6)}{(10,26 - 2) \cdot 3,5 \cdot 0,85} = 6513 \text{ м}^2$$

Подсчитываем максимальную глубину биологических прудов с учетом выполнения требования кислородного режима первой ступени

$$H_1 = V_1 / F_{1л} = 25\,974 / 16\,844 = 1,54 \text{ м}$$

второй ступени

$$H_2 = V_2 / F_{2л} = 29\,913 / 6738 = 4,44 \text{ м}$$

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. Размер каждой секции первой ступени 18×403 м, второй

15X417 м. На стадии проектирования биотехнических прудов учитывается возможность использования глубоко очищенных сточных вод для промышленных и сельскохозяйственных целей.

Пример 3.4. Определить возможности 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 $C_n = 22$ мг/л, концентрация фосфора $C_{\phi} = 4$ 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 поддерживаться следующие соотношения:

$$C_{n \text{ мин}} = 5L_a/100, \quad C_{\phi \text{ мин}} = 1L_a/100$$

Проверяем эти соотношения:

$$C_{n \text{ мин}} = 5 \cdot 600/100 = 30 \text{ мг/л}, \quad C_{\phi \text{ мин}} = 1 \cdot 600/100 = 6 \text{ мг/л}$$

Таким образом, в сточных водах имеется недостаток азота и фосфора:

$$C_{n \text{ мин}} - C_n = 30 - 22 = 8 \text{ мг/л};$$

$$C_{\phi \text{ мин}} - C_{\phi} = 6 - 4 = 2 \text{ мг/л}$$

Для обеспечения нормального хода биологических процессов в аэротенках следует добавить необходимое количество биогенных элементов. В качестве добавок используют хлорид аммония, нитрат аммония, гидроортофосфат аммония, гидроортофосфат калия, гипофосфит кальция и др. Необходимое количество добавляемых веществ определяется по следующим формулам:

при введении азотсодержащих веществ, кг/сут,

$$M_n = \frac{(C_{n \text{ мин}} - C_n) X_1}{1000 X_n p_n} Q,$$

при введении фосфорсодержащих веществ, кг/сут,

$$M_{\phi} = \frac{(C_{\phi \text{ мин}} - C_{\phi}) X_2}{1000 X_{\phi} p_{\phi}} Q,$$

где $(C_{n \text{ мин}} - C_n)$ и $(C_{\phi \text{ мин}} - C_{\phi})$ — недостающее количество азота и фосфора в сточных водах, кг/м³, X_1 и X_2 — молекулярные массы азотсодержащих и фосфорсодержащих веществ, X_n , X_{ϕ} — атомные массы азота и фосфора (равны соответственно 14 и 31), p_n и p_{ϕ} — количества атомов азота и фосфора в молекулах применяемых биогенных добавок.

В качестве биогенных добавок применяем хлорид аммония NH_4Cl и гипофосфит кальция $\text{Ca}(\text{H}_2\text{PO}_3)_2$. Подсчитаем суточные расходы добавок в расчете на 100% продукта:

$$M_{\text{NH}_4\text{Cl}} = \frac{(30 - 22) 53,5}{1000 \cdot 14} 5000 = 153 \text{ кг/сут},$$

$$M_{\text{Ca}(\text{H}_2\text{PO}_3)_2} = \frac{(6 - 4) 170}{1000 \cdot 31 \cdot 2} 5000 = 27,4 \text{ кг/сут}.$$

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 $Q = 27\,000 \text{ м}^3/\text{сут}$ период аэрации $t = 6 \text{ ч}$.

Решение. В соответствии с указанными [6] значениями аэротенков определится по среднесуточному поступлению воды за период аэрации в часы максимального притока сточных вод. Подсчитаем среднечасовой приток сточных вод на очистные сооружения

$$q_{\text{ср сут}} = Q/86\,400 = 27\,000/86\,400 = 312 \text{ л/с}$$

При наличии графика распределения среднесуточного расхода сточных вод по часам суток (табл. 3.16) суммируются максимальные часовые расходы за 6 часовый 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 3.16 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	7.6
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

$$q_{\text{расч}} = \frac{36.7Q}{100} = \frac{36.7 \cdot 27\,000}{100} = 1651.5 \text{ м}^3/\text{ч} = 459 \text{ л/с}$$

При отсутствии графиков распределения среднесуточного расхода сточных вод по часам суток можно воспользоваться данными [6, табл. 2] определяя по среднесуточному расходу $q_{\text{ср сут}} = 312 \text{ л/с}$ общий максимальный коэффициент неравномерности водоотведения $K_{\text{об макс}} = 1.55$. Подсчитаем расчетный расход

$$q_{\text{расч}} = K_{\text{об макс}} q_{\text{ср сут}} = 1.55 \cdot 312 = 484 \text{ л/с}$$

Пример 3.6 Рассчитать аэротенки для очистки городских сточных вод при следующих исходных данных: расход сточных вод $Q =$

$= 28\,000 \text{ м}^3/\text{сут}$, расчетный расход $q_{расч} = 1720 \text{ м}^3/\text{ч}$, БПК_{возд} поступающих сточных вод $L_a = 140 \text{ мг/л}$, БПК_{вод} очищенных сточных вод $L_1 = 15 \text{ мг/л}$, среднемесячная температура сточных вод за летний период $T_{ср} = 21^\circ\text{C}$

Решение. Принимаем аэротенки смешения без регенерации, поскольку $L_a < 150 \text{ мг/л}$. В соответствии с данными [6] принимаем дозу ила $a = 3 \text{ г/г}$, его зольность $S = 0,3$, максимальную скорость окисления $\phi_{max} = 85 \text{ мг/(г ч)}$, константу, характеризующую свойства органических загрязнений, $K_L = 33 \text{ мг/л}$, константу характеризующую влияние кислорода, $K_O = 0,625 \text{ мг/л}$, коэффициент ингибирования продуктами распада активного ила $\phi = 0,07 \text{ л/г}$. Концентрацию растворенного кислорода в аэротенке принимаем $C = 2 \text{ мг/л}$

Подсчитаем удельную скорость окисления ρ по формуле (38)

$$\rho = 85 \frac{15 \cdot 2}{15 \cdot 2 + 33 \cdot 2 + 0,625 \cdot 15} \left(\frac{1}{1 + 0,07 \cdot 3} \right) = 20 \text{ мг/(г ч)}.$$

Определяем продолжительность аэрации по формуле (37)

$$t = \frac{140 - 15}{3(1 - 0,3) \cdot 20} = 2,98 \text{ ч}$$

и подсчитываем емкость аэротенков

$$V = q_{расч} t = 1720 \cdot 2,98 = 5126 \text{ м}^3.$$

Принимаем четыре секции двухкоридорных аэротенков смешения с рабочей глубиной $H = 4,5 \text{ м}$ и шириной коридора $B = 4 \text{ м}$. Принимаем мелкопузырчатый аэратор из керамических фильтровых пластин в отношении площади фильтров 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 α , учитывающий температуру сточных вод по формуле (3.21) $\alpha_1 = 1 + 0,02(21 - 20) = 1,02$. Коэффициент α_2 принимаем равным 0,85. Так как по заданию требуется полная очистка то $Z = 1$ 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 $h_s = 4,3 \text{ м}$, $C_s = 8,84 \text{ мг/л}$ при температуре 21°C (см табл 3.5)

Удельный расход воздуха D рассчитываем по формуле (3.20)

$$D = \frac{1,1(140 - 15)}{1,47 \cdot 2,64 \cdot 1,02 \cdot 0,85(10,69 - 2)} = 4,7 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

По найденным значениям t и D вычислим интенсивность аэрации по формуле (3.23)

$$I = 4,7 \cdot 4,5 / 2,98 = 7,1 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч}).$$

Вычисленная интенсивность аэрации I менее I_{max} для принятого значения k_1 и более $I_{мч}$ для принятого значения k_2 следовательно, пересчета интенсивности аэрации не требуется

Общий расход воздуха

$$D_{общ} = QD = 28\,000 \cdot 4,7 = 131\,600 \text{ м}^3/\text{сут}.$$

Подсчитаем площадь аэротенка по найденному объему V и рабочей глубине H

$$F = V/H = 5126/4.5 = 1139 \text{ м}^2$$

Теперь вычислим длину коридора аэротенка

$$l_a = F/(B n_a n_n) = 1139/(4 \cdot 2) = 35.6 \text{ м},$$

где n_a и n_n — соответственно число секций аэротенков в коридоре в каждой секции

По табл. 3.6 подбираем четыре секции двухкоридорных аэротенков-смесителей с рабочей глубиной 4.5 м 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_0 180 мг/л и концентрации азотистых веществ B_N — 140 мг/л.

Решение Прирост ила определяем по формуле (3.19) назначив коэффициент прироста активного ила $K_n = 0.4$

$$P = 0.8 \cdot 140 + 0.4 \cdot 180 = 184 \text{ мг/л}$$

Пример 3.8 Рассчитать число мелкопузырчатых аэраторов из фильтровальных пластин и дать рекомендацию по их расположению при следующих данных: суточный расход воздуха подаваемый в одну секцию четырехкоридорного аэротенка $D_{расч} = 6875 \text{ м}^3/\text{ч}$ ширина коридора $B = 6 \text{ м}$ длина коридора $l_a = 78 \text{ м}$ рабочая глубина $H = 4.4 \text{ м}$.

Решение В качестве аэраторов принимаем керамические фильтровальные пластины размером 300×300 мм с удельным расходом воздуха $q_{пл} = 80—120 \text{ л/мин}$ на одну пластину.

Определим требуемое число пластин

$$n_{пл} = \frac{D_{расч}}{q_{пл}} \cdot \frac{1000}{60} = \frac{6875}{100 \cdot 60} = 1146 \text{ шт}$$

Для обеспечения благоприятных условий биологического окисления загрязнений содержащихся в сточных водах и имеющих разную скорость окисления назначаем число рядов фильтровальных пластин I, II, III и IV коридорах соответственно 3, 2, 2 и 1. Число фильтровальных пластин в одном ряду

$$n_{пл} = n_{пл}/n_p = 1146/8 = 144 \text{ шт}$$

где n_p — общее количество рядов фильтровальных пластин

Общая площадь занимаемая фильтровальными пластинками

$$f = (0.3 \cdot 0.3) n_{пл} = 0.09 \cdot 1146 = 103 \text{ м}^2,$$

что составляет 5.5 % площади дна аэротенка F равной 1872 м².

Ряды фильтровальных 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 воздуходающее хозяйство (рис. 3.10) станции аэрации и подобрать воздушодувки при следующих исходных данных. На очистных сооружениях запроектировано четыре течи

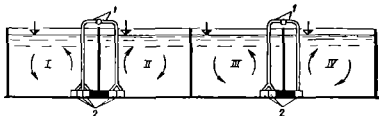


Рис. 3.8 Схема расположения фильтровых каналов в четырехкоридорном аэротенке

1 — воздухоподогреватель, 2 — фильтровые каналы, 1—IV — коридоры

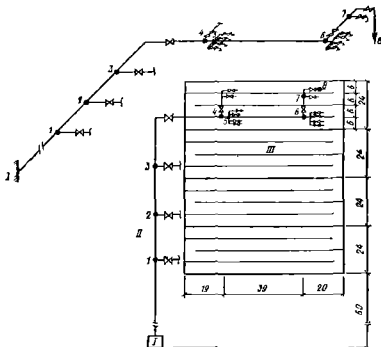


Рис. 3.9 Расчетная схема воздухопроводов

I — аэрационная воздушная станция, II — воздухопроводная сеть III — секции аэротенки

режкоридорных аэротенки с длиной одного коридора $l_a \sim 78$ м, шириной $B=6$ м и рабочей глубиной $H=4,4$ м. В проекте приняты мелкопузырчатые аэраторы из фильтровых пластин. Общее количество воздуха, подаваемое в аэротенки, $Q_{\text{аэрд}}=43\,200$ м³/ч

ТАБЛИЦА 336 ПАРАМЕТРЫ ДЛЯ РАСЧЕТА ВОЗДУХОВОДОВ

Диаметр воздуховода, мм	Расход воздуха $\text{м}^3/\text{ч}$ (над чертой) и скорость $\text{м}/\text{с}$ (под чертой) при потерях напора мм в							
	0 005	0 1	0 17	0 25	0 37	0 50	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	0 113 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 44 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 74 16
250	0 156 3	0 22 4 5	0 285 6	0 35 7	0 435 9	0 525 10	0 73 14	0 835 21
300	0 24 3 5	0 357 5	0 474 7	0 582 8	0 7 10	0 878 12	1 3 16	—
350	0 395 4	0 542 6	0 703 7	0 8 5 9	1 08 12	1 31 14	1 8 18	—
400	0 7 4 5	0 775 6	1 13 8	1 25 1	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 воздуховодов, м,

$$H_{\text{общ}} = h_{\text{тр}} + h_m + h_{\Phi} + H,$$

где $h_{\text{тр}}$ — потери напора по длине воздуховодов от воздуховодки до наиболее удаленного стояка, м h_m — потери напора на местные сопротивления в воздуховодах, м, h_{Φ} — потери напора в фильтровальных пластинах равные 0,7 м

Воздуховоды рассчитываем исходя из наиболее экономически выгодной скорости движения воздуха в распределительных и общих воздуховодах $v = 10 - 20$ 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

$$\alpha_t = (\rho_t / \rho_{20})^{0,65 \alpha_t},$$

где ρ_t — плотность воздуха при расчетной температуре и давлении 0,1 МПа кг/м³ ρ_{20} — плотность воздуха при расчетной температуре 20 °С и давлении 0,1 МПа кг/м³

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	0,95
+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 поправки потеря напора по длине воздуховодов мм

$$h_{\text{тр}} = l_{\text{тр}} \alpha_t \alpha_p,$$

где l — потеря напора на единицу длины воздуховода при температуре воздуха 20 °С и давлении 0,1 МПа (определяемая по табл 3 16), мм $l_{\text{т}}$ — длина воздуховода м

Потери напора на местные сопротивления

$$h_m = \zeta \frac{v^2}{2g} (\alpha_m \alpha_t),$$

ТАБЛИЦА 318 ЗНАЧЕНИЯ КОЭФФИЦИЕНТОВ МЕСТНЫХ СОПРОТИВЛЕНИЙ

Местное сопротивление	Условное обозначение	ξ
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 319 К РАСЧЕТУ ВОЗДУХОВОДОВ

Часток в воздухо- воде	$l_{тр}$ м	ζ м/с	d мм	v м/с	f мм м	$l_{тр}$ мм	$l_{тр}$ мм	Местные сопротивления	ξ	r_m 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 отводе	0,08 1,5	1—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	2,54	3,58	Переход Колено Задвижка Колено Выход из рубя	0,08 0,3 0,1 0,3 1	14,01
									$\Sigma = 60,46$	$\Sigma = 60,17$

где ξ — коэффициент зависящий от вида местного сопротивления (определяется по табл 3 18) σ — скорость движения воздуха м/с, ρ — плотность воздуха при расчетной температуре кг/м³

$$\rho = \frac{1,293 \rho_{273}}{0,1 (273 + T)} = \frac{1,293 \cdot 0,15 \cdot 273}{0,1 (273 + 30)} = 1,75 \text{ кг/м}^3,$$

где $T=30^\circ\text{C}$ — температура воздуха

Расчет воздуховодов сводим в табл 3 19 и получаем $h_{\text{вп}} = 60,26 \text{ мм} \approx 0,061 \text{ м}$ $h_{\text{м}} = 65,17 \text{ мм} \approx 0,066 \text{ м}$

Требуемый общий напор

$$H_{\text{общ}} = 0,061 + 0,066 + 0,7 + 4,4 = 5,227 \text{ м.}$$

Полное давление воздуха

$$p_{\text{ц}} = 0,1 + 0,01 H_{\text{общ}} = 0,1 + 0,01 \cdot 5,227 = 0,153 \text{ МПа}$$

Воздуходувки подбирают по каталогу (или по табл 3 20) исходя из полного давления воздуха 0 153 МПа и расчетного расхода воздуха $Q_{\text{возд}} = 43 210 \text{ м}^3/\text{ч}$ 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 м ³ /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	89
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 $Q=20 000 \text{ м}^3/\text{сут}$, расчетный расход $q_{\text{расч}}=1000 \text{ м}^3/\text{ч}$, БПК_{полн} поступающих сточных вод $L_0=370 \text{ мг/л}$ БПК_{полн} очищенных сточных вод $L_1=15 \text{ мг/л}$

Решение Принимаем двухступенчатую технологическую схему биологической очистки сточных вод В качестве первой ступени принимаем аэротенки с мешалкой с регенерацией обеспечивающие в нашем случае 70 % ный эффект снижения органических загрязнений В качестве второй ступени принимаем аэротенки итеснители без регенерации

БПК_{жидк} сточных вод после первой ступени биологической очистки составит

$$L_1 = L_0 (100 - 70)/100 = 370 \cdot 0,3 = 111 \text{ мг/л.}$$

Рассчитаем аэротенк смеситель с регенератором. По данным [6, табл. 40] принимаем максимальную скорость окисления $\rho_{\max} = 59 \text{ мг/(г·ч)}$, константы $K_L = 24 \text{ мг/л}$ и $K_O = 1,66 \text{ мг/л}$, коэффициент ингибирования $\phi = 0,158 \text{ л/г}$. Принимаем зольность $S = 0,3$, концентрацию кислорода $C = 3 \text{ мг/л}$. По опыту эксплуатации аналогичных сооружений задаемся средней дозой ила $a_{\text{ср}} = 3,5 \text{ г/л}$, коэффициентом регенерации $P = 0,3$ и пловым индексом $I = 100 \text{ см}^3/\text{г}$.

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)

$$\begin{aligned} \rho &= 59 \frac{111 \cdot 3}{111 \cdot 3 + 24 \cdot 3 + 1,66 \cdot 111} \left(\frac{1}{1 + 0,158 \cdot 3,5} \right) = \\ &= \frac{19647}{589} \left(\frac{1}{1,553} \right) = 21,5 \text{ мг/(г·ч)}. \end{aligned}$$

Найдем общую продолжительность аэрации по формуле (3.7)

$$t_1 = \frac{370 - 111}{3,5(1 - 0,3) \cdot 21,5} = 4,9 \text{ ч.}$$

Общий объем аэротенка и регенератора составит

$$V_1 = q_{\text{рксч}} t_1 = 1000 \cdot 4,9 = 4900 \text{ м}^3,$$

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 уточним нагрузку на 1 т беззольного вещества ила по формуле (3.11)

$$q_{\text{ил}} = \frac{24(L_a - L_1)}{a_{\text{ср}}(1 - S)t_1} = \frac{24(370 - 111)}{3,5(1 - 0,3) \cdot 4,9} = 518 \text{ мг/(г·сут)}.$$

По табл. 3.2 находим, что при этом значении $q_{\text{ил}}$ для сточных вод нефтеперерабатывающих заводов $I = 127 \text{ см}^3/\text{г}$.

Уточняем по формуле (3.10) степень рециркуляции.

$$R = \frac{3,5}{1000/127 - 3,5} = 0,8.$$

Определяем дозу ила в аэротенке

$$\begin{aligned} a_d &= \frac{V_1 a_{\text{ср}}}{V_{1a} + (1/(2R) + 1) V_{1p}} = \frac{4900 \cdot 3,5}{3427 + (1/(2 \cdot 0,8) + 1) \cdot 1473} = \\ &= 2,95 \text{ г/л}. \end{aligned}$$

Приведем расчет второй ступени биологической очистки аэротенков вытеснителей без регенерации, предварительно приняв иловый индекс $I = 100 \text{ см}^3/\text{г}$ дозу ила $a = 2 \text{ г/л}$, и концентрацию растворенного кислорода $C = 2 \text{ мг/л}$.

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)

$$L_1 = \frac{L_1 + L_2 R}{(1 + R)} = \frac{111 + 15 \cdot 0,3}{1 + 0,3} = 89 \text{ мг/л}$$

Период аэрации определяем по формуле (3.9), приняв коэффициент $K_r = 1,5$

$$t_2 = \frac{1 + qa}{D_{\text{макс}} Ca (1 - S)} \left\{ (C + K_O) (L_1' - L_1) + \right. \\ \left. + K_L C \ln \frac{L_1}{L_t} \right\} K_r = \frac{1 + 0,158 \cdot 2}{59 \cdot 2 \cdot 2 (1 - 0,3)} \left[(2 + 1,66) (89 - 15) + \right. \\ \left. + 24 \cdot 2 \ln \frac{89}{15} \right] 1,5 = 4,26 \text{ ч.}$$

Объем аэротенка вытеснителя 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)

$$q_{\text{ил}} = \frac{24 (L_1 - L_t)}{a (1 - S) t_2} = \frac{24 (89 - 15)}{2 (1 - 0,3) 4,26} = 298 \text{ мг/(г сут)}$$

По табл. 3.2 находим, что при значении $q_{\text{ил}} = 298 \text{ мг/(г сут)}$ иловый индекс для сточных вод нефтеперерабатывающего завода $I = 70 \text{ см}^3/\text{г}$

При новом значении I 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 коррективках не нуждается.

Подбор аэротенков смесителей первой ступени производим по табл. 3.6. Назначаем четыре секции двухкоридорных аэротенков (типа лопок 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 рег

вератор можно выделить либо целиком одну секцию аэротенков либо часть одного коридора в каждой секции

Аэротенки вытеснители подбирываем 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 $L_0 = 220$ мг/л, БПК_{полн} очищенных сточных вод $L_1 = 15$ мг/л, $K_{об\,макс} = 1,1$.

Решение. Подсчитаем среднюю и расчетный расходы

$$q_{ср} = Q \cdot 1000 / 86\,400 = 180\,000 \cdot 1000 / 86\,400 = 2083 \text{ л/с}$$

$$Q_{расч} = K_{об\,макс} q_{ср} = 1,1 \cdot 2083 = 2291,6 \text{ л/с} = 10\,498 \text{ м}^3/\text{ч}$$

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 $\alpha = 3$ г/л и иловый индекс $I = 100$ см³/г

$$R = \frac{3}{100/100 - 3} = 0,43$$

Определим БПК_{полн} сточных вод поступающих в аэротенки вытеснители с учетом разбавления циркуляционным активным илом по формуле (3.14)

$$L_0 = (220 + 15 \cdot 0,43) / (1 + 0,43) = 158 \text{ мг/л}$$

Продолжительность пребывания сточных вод в собственно аэротенке подсчитаем по формуле (3.15)

$$t_a = \frac{2,5}{3^{0,5}} \lg \frac{158}{15} = 1,44 + 0,2 = 1,64 \text{ ч}$$

Проведем предварительный подсчет дозы ила в регенераторе по формуле (3.13)

$$a_p = [1 / (2 \cdot 0,43) + 1] \cdot 3 = 6,49 \text{ г/л}$$

По формуле (3.8) найдем удельную скорость окисления при максимальной скорости окисления $r_{макс} = 85$ мг/(г ч) константах $KL = 33$ мг/л и $K_O = 0,625$ мг/л, коэффициенте ингибирования $\phi = 0,07$ и загрузочности ила $S = 0,3$ в соответствии с данными [6, табл. 40], концентрацию кислорода в аэротенке принимаем $C = 2$ мг/л

$$p = 85 \cdot \frac{15,2}{15,2 + 33,2 + 0,625 \cdot 15} \left(\frac{1}{1 + 0,07 \cdot 6,49} \right) = 16,64 \text{ мг/(г ч)}$$

Определим продолжительность окисления загрязнений по формуле (3.12)

$$t_o = \frac{220 - 15}{0,43 \cdot 6,49 (1 - 0,3) \cdot 16,64} = 6,31 \text{ ч}$$

Период регенерации ила по формуле (3 16)

$$t_p = 6,31 - 1,47 = 4,84 \text{ ч}$$

Продолжительность пребывания ила в системе «аэротенк — регенератор»

$$t_{a+p} = (1 + R) t_a + R t_p = (1 + 0,43) 1,47 + 0,43 4,84 = 4,18 \text{ ч.}$$

Объем аэротенка по формуле (3 17) будет

$$V_a = 1,47 (1 + 0,43) 10 498 = 22 067 \text{ м}^3.$$

Объем регенератора находим по формуле (3 18).

$$V_p = 4,84 0,43 10 498 = 21 848 \text{ м}^3$$

Для уточнения илового индекса определим среднюю дозу ила в системе «аэротенк — регенератор»

$$a_{\text{ср}} = \frac{(1 + R) t_a a + R t_p a_p}{t_{a+p}} = \\ = \frac{(1 + 0,43) 1,47 3 + 0,43 4,84 6,49}{4,18} = 4,74 \text{ г/л}$$

По формуле (3 11) определим нагрузку на 1 г беззольного вещества активного ила

$$q_{\text{ил}} = \frac{24 (L_a - I_f)}{a_{\text{ср}} (1 - S) t_{a+p}} = \frac{24 (220 - 15)}{4,74 0,7 4,18} = 355 \text{ мг/(г сут)}$$

По табл 3 2 для городских сточных вод при $q_{\text{ил}} = 355 \text{ мг/(г/сут)}$ иловый индекс $I = 76 \text{ см}^3/\text{г}$ что отличается от предварительно принятой величины $I = 100 \text{ см}^3/\text{г}$. 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'_a , определяемый по формуле (3 14) и продолжительности пребывания сточных вод в аэротенке t_a вычисляемой по выражению (3 15)

$$L_a = (220 + 15 0,3)/(1 + 0,3) = 173 \text{ мг/л,}$$

$$t_a = \frac{2,5}{3^{1,5}} \lg \frac{173}{15} = 1,53 \text{ ч}$$

Далее произведем перерасчет дозы ила в регенераторе a_p по формуле (3 13), удельной скорости окисления ρ по формуле (3 8), периода окисления t_a по формуле (3 12), продолжительности рециркуляции ила t_p по формуле (3 16) и пребывания его в системе «аэротенк — регенератор» t_{a+p}

$$a_p = [1/(2 0,3) + 1] 3 = 4 \text{ г/л}$$

$$\rho = 85 \frac{15 2}{15 2 + 33 2 + 0,625 15} \left(\frac{1}{1 + 0,07 8} \right) = 15,5 \text{ мг/(г ч),}$$

$$t_0 = \frac{L_a - L_t}{R a_p (1 - S) \rho} = \frac{220 - 15}{0,38(1 - 0,3)155} = 7,87$$

$$t_p = 7,87 - 1,53 = 6,34 \text{ ч.}$$

$$t_{a-p} = (1 + R) t_a + R t_p = (1 + 0,3) 1,53 + 0,3 6,34 = 3,89 \text{ ч.}$$

Подсчитаем объемы аэротенка V_A и регенератора V_P по формулам (3.17) и (3.18)

$$V_A = 1,53(1 + 0,3)10498 = 20880 \text{ м}^3$$

$$V_P = 6,34 \cdot 0,3 \cdot 10498 = 19967 \text{ м}^3.$$

Находим среднюю дозу ила по вышеприведенной формуле

$$a_{ср} = \frac{(1 + 0,3) 1,53 \cdot 3 + 0,3 6,34 \cdot 8}{3,89} = 5,45 \text{ г/л.}$$

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) $I = 73 \text{ см}^3/\text{г}$, а степень рециркуляции активного ила $R = 0,28$ что незначительно отличается от скорректированных величин $I = 76 \text{ см}^3/\text{г}$ и $R = 0,3$. Поскольку степень рециркуляции не должна быть менее 0,3 (для отстойников с илососами), то окончательно принимаем $R = 0,3$ и для дальнейшего уточнения расчетных параметров аэротенков вытеснителей регенераторов не производим.

По табл. 3.7 подбираем восемь секций четырехкоридорных аэротенков вытеснителей (типовой проект 902.2.178) с шириной каждого коридора 4,5 м длиной 66 м, рабочей глубиной 4,4 м и объемом каждой секции 5225 м³. Общий объем аэротенков 41800 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

$$t_{\phi} = V_{\text{общ}}/Q_{\text{расч}} = 41800/10498 = 3,98 \text{ ч.}$$

что практически равно расчетному времени $t_{a-p} = 3,89 \text{ ч}$.

Пример 3.12. Рассчитать аэротенки и систему аэрации при следующих исходных данных: расход городских сточных вод $Q = 45000 \text{ м}^3/\text{сут}$; расчетный расход $Q_{\text{расч}} = 2700 \text{ м}^3/\text{ч}$; БПК_{полн} поступающих сточных вод $L_0 = 130 \text{ мг/л}$; БПК_{полн} очищенных сточных вод $L_t = 15 \text{ мг/л}$; среднесуточная температура сточных вод за летний период $T_{ср} = 20^\circ\text{C}$; содержание сточных вод $C_c = 2 \text{ г/л}$.

Решение. К расчету принимаем аэротенки вытеснители без регенерации так как БПК_{полн} поступающих сточных вод $L_0 < 150 \text{ мг/л}$.

Определим степень рециркуляции активного ила по формуле (3.10), приняв для предварительного расчета иловый индекс $I = 100 \text{ см}^3/\text{г}$ и дозу ила $a = 3 \text{ г/л}$

$$R = \frac{3}{1000/100 - 3} = 0,43$$

Подсчитаем БПК_{полн} поступающих в аэротенк вытеснитель сточ-

ных поч с учетом рециркуляционного расхода по формуле (3.14)

$$L_a' = (130 + 15 \cdot 0,43) / (1 + 0,43) = 95,4 \text{ мг/л}$$

Продолжительность аэрации определим по формуле (3.9), подставив в нее L_a вместо L_a' и приняв по данным [6, табл. 40] $\rho_{\text{мало}} = 85 \text{ мг/(г ч)}$, $K_D = 0,625 \text{ мг/л}$, $K_L = 33 \text{ мг/л}$, $K_r = 1,5$, $\varphi = 0,07 \text{ л/г}$, $S = 0,3$, концентрация растворенного кислорода $C = 2 \text{ мг/л}$

$$t = \frac{1 + 0,07 \cdot 3}{85 \cdot 2 \cdot 3 (1 - 0,3)} \left[(2 + 0,625) (95,4 - 15) + \right. \\ \left. + 33 \cdot 2 \ln \frac{95,4}{15} \right] 1,5 = 1,69 \text{ ч}$$

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)

$$q_{\text{ил}} = \frac{24 (95,4 - 15)}{3 (1 - 0,3) 1,69} = 543,7 \text{ мг/(г сут.)}$$

По табл. 3.2 находим что при полученном значении $q_{\text{ил}}$ иловый индекс для городских сточных вод $I = 110 \text{ см}^3/\text{г}$. При новом значении I степень рециркуляции

$$R = \frac{3}{1000/110 - 3} = 0,49$$

Уточним БПК_{пол} поступающих в аэротенк сточных вод L_a' , продолжительность аэрации t , объем аэротенка вытеснителя и нагрузку на 1 г беззольного вещества ила

$$L_a = (130 + 15 \cdot 0,49) / (1 + 0,49) = 92,2 \text{ мг/л}$$

$$t = \frac{1 + 0,07 \cdot 3}{85 \cdot 2 \cdot 3 (1 - 0,3)} \left[(2 + 0,625) (92,2 - 15) + \right. \\ \left. + 33 \cdot 2 \ln \frac{92,2}{15} \right] 1,5 = 1,64 \text{ ч},$$

$$V = 1,64 (1 + 0,49) 2700 = 6598 \text{ м}^3,$$

$$q_{\text{ил}} = \frac{24 (92,2 - 15)}{3 (1 - 0,3) 1,64} = 538 \text{ мг/(г сут.)}$$

По табл. 3.2 находим что при $q_{\text{ил}} = 538 \text{ мг/(г сут.)}$ $I = 108 \text{ см}^3/\text{г}$ и $R = 0,48$. Эти величины практически не отличаются от скорректированных величин $I = 110 \text{ см}^3/\text{г}$ и $R = 0,49$ и следовательно в дальнейшем уточнении расчетных параметров нет необходимости.

По табл. 3.7 подбираем четыре секции двухкорпусных аэротенков вытеснителей (типовой проект 902-2/96) с шириной каждого корпуса 4,5 м длиной 42 м рабочей глубиной 4,4 м и объемом каждой секции 1658 м³. Общий объем аэротенков 6632 м³. Поскольку ре-

жим вытеснения в нашем случае не обеспечивается (соотношение длины коридоров аэротенка к ширине равно 18,7 что менее 30) не обходимо 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 плохой смеси в отверстиях перегородок принимается не менее 0,2 м/с.

Рассчитаем систему аэрации. В аэротенках вытеснителях аэраторы располагаются неравномерно в соответствии со снижением концентрации. Принимаем пневматическую систему аэрации с мелкопузырьными аэраторами и по формуле (3,20) определяем удельный расход воздуха D приняв удельный расход кислорода воздуха $Z = 1,1$ мг/кг. Коэффициент k_1 учитывающий тип аэратора найдем по табл. 3,3 приняв отклонение $\beta/\Gamma = 0,1$, получим $k_1 = 1,47$. Коэффициент k_2 зависящий от глубины погружения аэратора h_a найдем по табл. 3,4. Принимаем аэраторы из фильтросных труб и при $h_a = H - 0,3 = 4,4 - 0,3 = 4,1$ м найдем $k_2 = 2,56$. Температурный коэффициент α вычисляем по формуле (3,21) $\alpha_1 = 1 + 0,02(20 - 20) = 1$.

Коэффициент качества воды для городских сточных вод $\alpha_2 = 0,85$. Растворимость кислорода в воде найдем по выражению

$$C_p = \left(1 + \frac{h_a}{20,6}\right) \left(\frac{475 - 26,5 C_e}{33,5 + T_{cp}}\right) = \\ = \left(1 + \frac{4,1}{20,6}\right) \left(\frac{475 - 26,5 \cdot 2}{33,5 + 20}\right) = 9,47 \text{ мг/л}$$

При отсутствии данных по содержанию можно воспользоваться формулой (3,22) и табл. 3,5.

Удельный расход воздуха (при $C = 2$ мг/л) определим по формуле (3,20)

$$D = \frac{1,1(130 - 15)}{1,47 \cdot 2,56 + 0,85(9,47 - 2)} = 5,3 \text{ м}^3/\text{м}^3$$

По найденным значениям D и Γ вычисляем среднюю интенсивность аэрации по формуле (3,23)

$$I = 5,3 \cdot 4,4 / 1,64 = 14,2 \text{ м}^3/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$$

Поскольку полученная интенсивность аэрации $I > I_{\text{мин}}$ (табл. 3,3) необходимо увеличить площадь аэрируемой зоны. Принимаем $\beta/\Gamma = 0,15$ по табл. 3,3 находим $k = 1,57$ и пересчитываем D и I

$$D = \frac{1,1(130 - 15)}{1,57 \cdot 2,56 + 0,85(9,47 - 2)} = 4,96 \text{ м}^3/\text{м}^3$$

$$I = 4,96 \cdot 4,4 / 1,64 = 13,3 \text{ м}^3/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$$

Полученное значение $I < I_{\text{мин}}$. Находим общий расход воздуха

$$Q_{\text{возд}} = \rho Q_{\text{расч}} = 4,96 \cdot 2700 = 13392 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Для определения интенсивности аэрации по длине аэротенка вытеснителя строим график изменения БПК_{полн} во времени (рис. 3,14). Для этого принимаем начальную БПК_{полн} $L_0 = 92,2$ мг/л, равную по имеющимся данным $L_1 = 15$ мг/л и несколько промежуточных значений, 75, 50 и 30 мг/л. По формуле (3,9) находим продол-

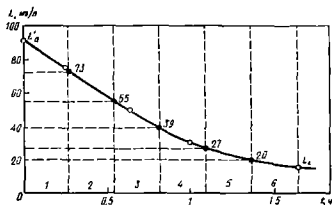


Рис 3.11 Кинетика снижения БПК_{полн} в ячейках аэротенка вытеснителя
1-6 — по рис. 3.10

жительность аэрации, необходимую для снижения L'_0 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 $A_T = 1,25$.

ТАБЛИЦА 3.21 ПРОДОЛЖИТЕЛЬНОСТЬ АЭРАЦИИ
В АЭРОТЕНКЕ-ВЫТЕСНИТЕЛЕ ПРИ $L'_0 = 92,2$ мг/л

L_f , мг/л	t_f , ч	t_f , мин	t_f , 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 вытеснителя, 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 $Q_{общ} = 7506$ м³/ч.

Число пневматических эваторов из фильтровых труб определяется для каждой ячейки в зависимости от удельного среднего расхода воздуха на эватор $q_{возд}$ и площади одного ряда эваторов n

ТАБЛИЦА 322 РЕЗУЛЬТАТЫ РАСЧЕТОВ ШЕСТИНАЧЕВЫХ АЭРОТЕНК ВЫТЕСНИТЕЛЯ

Показатели	Номер ячейки					
				1		
L_d м/г	92,2	73	55	33	27	20
L_{f1} мг/л	73	55	39	2	20	15
Z мг/мг	0,9	0,9	0,9	0,9	1,0	1,1
D м ³ /м ³	0,65	0,63	0,56	0,42	0,21	0,22
f м ² /(м ³ ·с)	10,92	10,33	9,2	6,9	4,41	3,51
$Q_{возд}$ м ³ /с	1836	1701	1512	1134	729	594
η	2,34	2,21	1,97	1,48	0,96	0,75

1 м аэрозеит f по формуле

$$\eta = \frac{f \cdot B}{Q_{возд} f}$$

В нашем случае при ширине капала $B = 15$ м принимаем фильтровые трубы $d = 288$ мм и $Q_{возд} = 70$ м³/(ч·м) а $f = 0,3$ м²/м. Параметры аэраторов из фильтровых труб приведены в табл. 323 из фильтровых пластин — в табл. 324 и из дырчатых труб — в табл. 325.

ТАБЛИЦА 323 ПАРАМЕТРЫ АЭРАТОРОВ ИЗ ФИЛЬТРОВЫХ ТРУБ ПРИ ПОТЕРЯХ НАПОРА 0,3—1 м

Д т м		Дли в уч стков аэраторов в оди с оек при доустимой нерав омергост аэраци			Зд тении про звод тельность м ² (ч м)
аружн иб	в устр и)	3 а	10 %	10 %	
242	164	25	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 е составлять 15 % площади аэротенка. При секционировании аэротенка вытеснителя в соответствии с расчетом числа аэраторов вкладываем в 1, 2, 3 и 4 ячейках по две фильтровых трубы $d = 288$ мм а в 5 и 6 ячейках по одному аэратору. Общая площадь аэрируемой зоны в этом случае составляет 11 % площади аэротенка.

Для более тщательного регулирования подачи воздуха на воз

ТАБЛИЦА 321 ПАРАМЕТРЫ АЭРАТОРОВ ИХ ФИЛЬТРОВЫХ ПЛАСТИН ПРИ ПОТЕРЯХ НАПОРА 0,2—1 мм

Размеры каналов мм		Длина участков аэракторов м при допустимой неравномерности аэрации			Удельная производительность м³/(ч м)
внутр.	внеш.	0,2	1,0	1,5	
250	100	64	78	88	30
250	200	120	146	150	30

ТАБЛИЦА 322 ПАРАМЕТРЫ АЭРАТОРОВ ИЗ ДЫРЧАТЫХ ТРУБ С ОТВЕРСТИЯМИ ДИАМЕТРОМ 3 мм ПРИ ПОТЕРЯХ НАПОРА 0,15 мм

Диаметр мм		Число отверстий на 1 м аэрактора	Длина участков аэракторов м при допустимой неравномерности аэрации			Удельная производительность м³/(ч м)
наружный	внутренний		0,2	1,0	1,5	
60	50	20	13	17,5	17,2	18
		40	5,7	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 аэракторов на первой половине длины аэротенка и регенераторов принимается вдвое большим, чем на второй половине.

Определим среднюю интенсивность аэрации по формуле (3.23)

$$I_{\text{ср}} = 9,5 \cdot 4 / 4,3 = 8,44 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$$

Интенсивность аэрации на первой половине аэротенка и регенератора

$$I_1 = 1,33 I_{\text{ср}} \text{ а на второй } I_2 = 0,67 I_{\text{ср}}$$

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 $q_{\text{аэра}} = 73 \text{ м}^3/(\text{ч м})$ и площадь одного ряда дырчатых труб $f = 0,12 \text{ м}^2/\text{м}$.

Определим число рядов дырчатых труб на первой половине аэротенка и регенератора

$$n_{\text{Ф1}} = \frac{1,33/\text{ср } B}{q_{\text{аэра}} f} = \frac{1,33 \cdot 8 \cdot 44 \cdot 4,5}{73 \cdot 0,12} = 5,77$$

а на второй половине

$$n_{\text{Ф2}} = n_{\text{Ф1}}/2 = 5,77/2 = 2,9$$

В нашем случае принимаем на первой половине аэротенка и регенератора шесть рядов дырчатых труб, на второй половине — три ряда соответственно распределяя расходы воздуха

Для сокращения протяженности наружных воздуховодов стоек 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 обслуживания 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 $Q = 26.000 \text{ м}^3/\text{сут}$ расчетный расход $Q_{\text{расч}} = 1470 \text{ м}^3/\text{ч}$, БПК_{полн}, поступающих сточных вод $L_0 = 150 \text{ мг/л}$ БПК_{полн}, очищенных сточных вод $L_1 = 20 \text{ мг/л}$, удельная скорость окисления $\rho = 19 \text{ мг/(г ч)}$

Решение Определим продолжительность аэрации по формуле (3.7) приняв дозу ила в зоне аэрации $a = 3,5 \text{ г/л}$

$$t = \frac{150 - 20}{3,5 (1 - 0,3) 19} = 2,8 \text{ ч}$$

Объем зоны аэрации аэротенка отстойника

$$V_{\text{а}} = Q_{\text{расч}} t = 1470 \cdot 2,8 = 4116 \text{ м}^3$$

Принимаем четыре аэротенка отстойника с рабочей глубиной $H_{\text{а}} = 3,2 \text{ м}$ шириной зоны аэрации $B_{\text{а}} = 6 \text{ м}$ и длиной $l_{\text{а}} = 53,6 \approx 54 \text{ м}$

Определим расчетную площадь зоны отстаивания м^2 на высоте $0,5 H_{\text{а}}$ при допустимой скорости восходящего потока в расчетном сечении $v_1 = 0,25 - 0,5 \text{ мм/с}$ (в нашем случае $v_1 = 0,4 \text{ мм/с}$) и числе аэротенков отстойников $n_{\text{а}} = 4$

$$F_{\text{а}} = Q_{\text{расч}} / (3,6 v_1 n_{\text{а}}) \approx 1470 / (3,6 \cdot 0,4 \cdot 4) = 255 \text{ м}^2$$

Ширина зоны отстаивания $B_{\text{о}}$ на высоте $0,5 H_{\text{а}}$

$$B_{\text{о}} = F_{\text{а}} / l_{\text{а}} \approx 255 / 54 = 4,7 \text{ м}$$

Расстояние от нижней грани козырька до дна находим при скорости движения жидкости в шель $v_2 = 3 \text{ мм/с}$

$$h_{\text{ш}} = Q_{\text{расч}} / (3,6 v_2 n_{\text{а}} l_{\text{а}}) \approx 1470 / (3,6 \cdot 3 \cdot 4 \cdot 54) = 0,63 \text{ м}$$

Посчитаем расход циркулирующего ила при концентрации циркулирующего ила $a_{\text{и}} = 4,5 - 6,4 \text{ г/л}$ (в нашем случае $a_{\text{и}} = 4,8 \text{ г/л}$)

$$q_{\text{и}} = Q_{\text{расч}} a / (a_{\text{и}} - a) = 1470 \cdot 3,5 / (4,8 - 3,5) = 3159 \text{ м}^3/\text{ч}$$

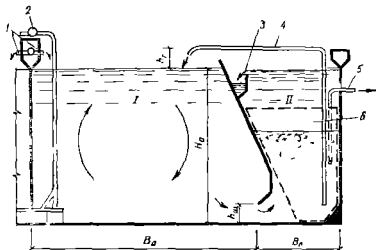


Рис. 3.12. Аэротенк-отстойник.

I — взвешивающая часть II — отстаивающая часть 1 — подача сточных вод 2 — воздуходувка 3 — выпуск очищенной сточной воды 4 — эрлифт 5 — трубопровод для отвода избыточного ила 6 — иловый бункер

Ширину наиболее узкой части зоны отстаивания b м определим по скорости движения иловой смеси принимаемой в зависимости от концентрации иловой смеси, $v_2 = 4-10$ мм/с (в нашем примере $v_2 = 5$ мм/с)

$$b = \frac{Q_{расч} + q_n}{3.6 v_2 n_a l_a} = \frac{1470 + 3958}{3.6 \cdot 5 \cdot 4 \cdot 54} = 1.4 \text{ м}$$

Зона взвешивания отделяется от зоны отстаивания продольной наклонной (под углом $65-70^\circ$) перегородкой (рис. 3.12) со струей, равняющей козырьком спускающимся в зону взвешивания под углом 15° к горизонту.

Подачу сточной воды и циркулирующего ила в зону взвешивания осуществляют рассредоточенно по длине аэротенка. Для привода тельной циркуляции активного ила в зоне отстаивания предусматриваем иловые бункера с эрлифтами. Посчитаем площадь в плане иловых бункеров при скорости осаждения ила в бункере $v_1 = 5-10$ мм/с (принимем 6 мм/с) и концентрации ила во взвешенном слое $a_{вз} = 4$ г/л

$$F_6 = \frac{(Q_{расч} + q_n) a}{3.6 v_1 a_{вз} n_a} = \frac{(1470 + 3958) \cdot 3.5}{3.6 \cdot 6 \cdot 4 \cdot 4} = 55 \text{ м}^2$$

Иловые бункера располагают как в поперечном так и в продольном направлении зоны отстаивания. Верхняя кромка иловых бункеров 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 ширку ларующего ила определяют при геометрической высоте подъема активного ила $h_c = 0,5$ м КПД эрлифта $\eta_s = 0,6$ и глубине погружения форсунки эрлифта от уровня ка ила $H_c = 2,4$ м

$$D_{3,д} = \frac{h_c}{23 \eta_s \lg \frac{h_c (H_{пл} / h_c - 1) - 10}{10}} =$$

$$= \frac{0,5}{23 \cdot 0,6 \lg \frac{0,5 (2,4 / 0,5 - 1) - 10}{10}} = 0,48 \text{ м}^3$$

Избыточный активный ил удаляется из зоны отстаивания с от метки соответствующей половине высоты слоя взвешенного осадка по пловон трубе под действием гидростатического давления воды. Иловые трубы должны располагаться между бункерами.

Пример 3.15 Произвести расчет механического аэратора по верхностного типа и определять необходимое число аэраторов для установки в трех секциях двухкоридорных аэротенков при следующих исходных данных: расход городских сточных вод $Q = 30.000 \text{ м}^3/\text{сут}$ БПК_{полн} поступающих сточных вод $L_0 = 150 \text{ мг/л}$ БПК_{аэа} очищенных сточных вод $L_1 = 15 \text{ мг/л}$ длина одного коридора аэротенка $l_a = 48 \text{ м}$ ширина $B = 6 \text{ м}$ рабочая глубина $H = 4,4 \text{ м}$ дефицит кислорода $d_0 = 0,7$

Решение Расчет аэратора заключается в определении оптимальных его параметров (рис. 3.13) режима работы и технологических показателей

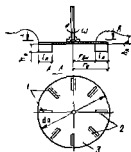


Рис. 3.13 Механический поверхностный аэратор дискового типа

1 — вал; 2 — лопасти; 3 — диск

Диаметр аэратора определяем из условия

$$d_0 = (0,15 - 0,2) B = 0,17 \cdot 6 \approx 1 \text{ м}$$

Число лопастей

$$n_1 = (10 - 12) \sqrt{d_0} = 12 \sqrt{1} = 12$$

Длина лопастей

$$l_1 = \frac{n d_0}{\pi + n_1} = \frac{3 \cdot 1 \cdot 1}{3,14 + 12} = 0,21 \text{ м}$$

Высота лопасти определяется по формуле

$$h_n = gt^2/2 + t \sqrt{2gh_n},$$

где h_n — глубина погружения диска, равная 0,08—0,1 м, t — продолжительность пробега или лопастного пути, равного расстоянию между лопастями (или продолжительность поворота лопасти на угол, равный углу между лопастями) с $t=1/(n_0 n_n)$ здесь n_0 — частота вращения азратора, с⁻¹).

Задаемся частотой вращения азратора исходя из окружной скорости вращения равной 3,5—4,5 м/с $t=1/(12 \cdot 12)=0,07$ с. Теперь подсчитаем высоту лопасти

$$h_n = 9,8 (0,07)^2/2 + 0,07 \sqrt{2 \cdot 9,8 \cdot 0,1} = 0,13 \text{ м}$$

Правильность выбранной частоты вращения проверяется условием

$$H_{CT} = h_n + h_1 (1 - k_a)$$

Статический напор азратора м

$$H_{CT} = k_a \omega^2 (r_a^2 - r_{nn}^2)/(k_n \cdot 2g),$$

где k_n — коэффициент учета числа лопастей

$$k_n = 1 + \frac{3,6}{n_n [1 - (r_{nn}/r_a)^2]} = 1 + \frac{3,6}{12 [1 - (0,29/0,5)^2]} = 1,45,$$

ω — угловая скорость, равная $2\pi n_0$ рад/с, k_a — коэффициент использования боковой поверхности азратора

$$k_a = \frac{t}{2h_n} \left(v_0 - \frac{gt}{3} \right)$$

здесь v_0 — скорость подъема воды на входе в азратор

$$v_0 = \sqrt{2g(h_n + h_1)} = \sqrt{2 \cdot 9,8 (0,1 + 0,13)} = 2,12 \text{ м/с}$$

Далее подсчитываем k_a и H_{CT} и проверяем правильность выбора частоты вращения

$$k_a = \frac{0,07}{2 \cdot 0,13} \left(2,12 - \frac{9,8 \cdot 0,07}{3} \right) = 0,51$$

$$H_{CT} = 0,51 (2 \cdot 3,14 \cdot 1,2)^2 (0,5^2 - 0,29^2)/(1,45 \cdot 2 \cdot 9,8) = 0,17 \text{ м},$$

$$h_n + h_1 (1 - k_a) = 0,1 + 0,13 (1 - 0,51) = 0,164 \text{ м}$$

Поскольку требуемое условие соблюдается переходим к расчету технологических показателей азратора

Расход жидкости перекачиваемой азратором

$$\begin{aligned} Q_n &= \frac{\pi^2 d_1^2}{2n_n} \left(v_0 - \frac{gt}{3} \right) \left(1 - \frac{t_1}{d_a} \right) = \\ &= \frac{3,14 \cdot 1^2}{2 \cdot 12} \left(2,12 - \frac{9,8 \cdot 0,07}{3} \right) \left(1 - \frac{0,21}{1} \right) = 0,61 \text{ м}^3/\text{с} \end{aligned}$$

Мощность, потребляемая азратором кВт, при плотности жидко

сти $\rho = 1 \text{ т/м}^3$ и периферийной скорости вращения $v_u = \pi d_n n_d = 3,14 \times 1,2 \cdot 3,77 \text{ м/с}$ составят

$$N_{\text{нетто}} = \frac{\rho Q_a v_n}{2k_1} \left[1 + \frac{g(2h_n + l_n)}{v_n} \right] = \\ = \frac{1 \cdot 0,61 \cdot 3,77}{2 \cdot 1,45} \left[1 + \frac{9,8(2 \cdot 0,1 + 0,13)}{3,77} \right] = 3,68 \text{ кВт}$$

Окислительная способность аэратора

$$M_a = (2,8 - 3) N_{\text{нетто}} = 2,8 \cdot 3,68 = 10,3 \text{ кг/ч} = 247 \text{ кг/сут}$$

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

$$v_x = 0,35 [(H - 0,2)/0,2]^{0,14} = 0,35 [(4,4 - 0,2)/0,2]^{0,14} = 0,54 \text{ м/с}$$

Тогда зона обслуживаемая одним аэратором определяется как квадрат с размером стороны

$$l_a = 2k_2 Q_a v_{\text{абс}} / (v_x^2 \tau_{d_a})$$

где $k_2 = 1,14$ — коэффициент, определяемый экспериментально $v_{\text{абс}}$ — абсолютная скорость выхода жидкости из аэратора м/с

$v_{\text{абс}} = \sqrt{v_r^2 + v_n^2}$ здесь $v_r = (v_u + v_n)/2$ — радиальная скорость выхода для жидкости из аэратора [v_n — скорость вращения в начале лопасти $v_n = \pi(d_r - 2l_r)n_d = 3,14(1 - 2 \cdot 0,21)1,2 \cdot 3,77 \text{ м/с}$]

Подсчитаем v_r , $v_{\text{абс}}$ и l_a

$$v_r = (2,19 - 3,77)/2 = 2,98 \text{ м/с}$$

$$v_{\text{абс}} = \sqrt{2,98^2 + 3,77^2} = 4,8 \text{ м/с}$$

$$l_a = (2 \cdot 1,14 \cdot 0,61 \cdot 4,8)/(0,54 \cdot 3,14 \cdot 1) = 8,3 \text{ м}$$

Число аэраторов определяем из условия обеспечения перемещения воды

$$n_a = F/(l_a B) = 1728/(8,3 \cdot 5) = 34,6,$$

где F — площадь трех двукоридорных аэротенков равная 1728 м²

Необходимое к установке в аэротенках число аэраторов в соответствии с их окислительной способностью определяется по формуле

$$n_a^* = ZQ(L_a - L_t)/(k_{CT} M_a d_O)$$

где Z — потребность в кислороде на 1 кг сыпуч. БПК_{в,полн} равная 1,07—2,3 в зависимости от режима работы аэротенков M_a — окислительная способность аэратора кг/сут k_{CT} — коэффициент качества стока под равный 0,7—0,9 для городских стоков — 0,85

Принимаем L_a и L_t в кг/м³ коэффициенты $Z = 1,3$ и $k_{CT} = 0,85$ Тогда

$$n_a^* = \frac{1,3 \cdot 36000(0,15 - 0,015)}{0,85 \cdot 247 \cdot 0,7} = 35,8$$

Аэратор работает оптимально при $l_a = l_a^*$, что соответствует нашему расчету. К установке принимаем 36 аэраторов, по шесть аэраторов в каждом коридоре.

Для обеспечения хорошей циркуляции воды и 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 лопастей, м, см		Мощность привода, кВт	Средняя удельная производительность, 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	11,6	600
2,5	32	4,25	18	18	37	18,1	1250
3	27	4,5	24	17	36	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 $Q_{об} = 8000 \text{ м}^3/\text{сут}$, $Q_{расчет} = 400 \text{ м}^3/\text{ч}$; БПК_{доля} поступающих на биологическую очистку производственных сточных вод $L_{пр} = 2000 \text{ мг/л}$; расход городских сточных вод $Q_{гор} = 10\,000 \text{ м}^3/\text{сут}$, $Q_{расчет} = 650 \text{ м}^3/\text{ч}$, БПК_{доля} городских сточных вод после сооружений механической очистки $L_{гор} = 240 \text{ мг/л}$, БПК_{доля} очищенных сточных вод $L_{л} = 15 \text{ мг/л}$.

Решение. При очистке высококонцентрированных сточных вод применяется двухступенчатая биологическая очистка. В качестве первой ступени применяем аэротенки счесители с регенераторами, обеспечивающие в каждом случае 85 % ный эффект очистки, в качестве второй ступени — аэротенки вытеснители с регенераторами. После первой ступени очистки предусматриваем отстойники с продолжи-

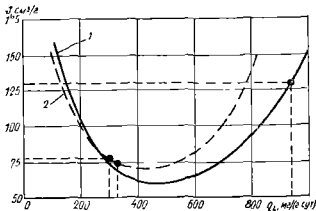


Рис 3.14 Зависимость $J=f(q_L)$

1 — для производственных сточных вод, 2 — для смеси производственных и городских сточных вод.

тщательную 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 $R_{\max} = 120 \text{ мг/(г·ч)}$, константа $K_L = 45 \text{ мг/л}$, константа $A_0 = 1,2 \text{ мг/л}$, коэффициент ингибирования $\phi = 0,17 \text{ л/г}$, 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 $R_{\max} = 100 \text{ мг/(г·ч)}$, $A_L = 40 \text{ мг/л}$, $K_0 = 0,8 \text{ мг/л}$, $\phi = 0,1 \text{ л/г}$, $S = 0,3$.

ВПК_н для производственных сточных вод после первой ступени очистки

$$L_1 = L_{0p} (100 - 85) / 100 = 2000 (100 - 85) / 100 = 300 \text{ мг/л}$$

По результатам исследований задается среднее значение $a_{\text{ср}} = 4,5 \text{ г/л}$, коэффициентом регенерации $R = 0,75$ и иловым индексом $J = 120 \text{ см}^3/\text{г}$. 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 (3.6) при концентрации кислорода в аэротенке $C = 2 \text{ мг/л}$

$$\rho = 120 \frac{300 \cdot 2}{300 \cdot 2 + 45 \cdot 2 + 1,2 \cdot 300} \left(\frac{1}{1 + 0,17 \cdot 4,5} \right) = 39,1 \text{ мг/(г·ч)}$$

Найдем общую продолжительность аэрации на первой ступени по формуле (3.7)

$$t_1 = \frac{L_{\text{пр}} - l_1}{a_{\text{ср}} (1 - S) \mu} = \frac{2000 - 300}{4,5 (1 - 0,3) 39,1} = 13,8 \text{ ч}$$

Общий объем аэротенка смесителя и регенератора составит

$$V_1 = Q_{\text{расч пр}} t_1 = 400 \cdot 13,8 = 5520 \text{ м}^3$$

Объем взретенка

$$V_{1a} = \frac{V_1}{1 + P/(1 - P)} = \frac{5520}{1 + 0,75/(1 - 0,75)} = 1380 \text{ м}^3,$$

объем регенератора

$$V_{1p} = V_1 - V_{1a} = 5520 - 1380 = 4140 \text{ м}^3$$

С учетом полученных результатов расчета уточняем нагрузку на 1 т беззольного вещества и/а по формуле (3.11)

$$q_{a1} = \frac{24 (L_{\text{пр}} - l_1)}{a_{\text{ср}} (1 - S) t_1} = \frac{24 (2000 - 300)}{4,5 (1 - 0,3) 13,8} = 939 \text{ мг/(г сут)}$$

По рис. 3.14 находим, что при этом значении q_{a1} для стоячих под хлоркомбината $I = 130 \text{ см}^3/\text{г}$

Уточняем значение степени рециркуляции

$$R = \frac{4,5}{1000/130 - 4,5} = 1,4$$

Теперь определим дозу и/а в аэротенке смесителя

$$a_a = \frac{V_{1a} a_{\text{ср}}}{V_{1a} + [1/(2R) + 1] V_{1p}} = \frac{5520 \cdot 4,5}{1380 + [1/(2 \cdot 1,4) + 1] 4140} = 3,55 \text{ г/л}$$

Рассчитаем вторую ступень биологической очистки аэротенком вытеснителей с регенерацией приняв дозу и/а $a = 3 \text{ г/л}$ [6 табл. 4.1] иловый индекс $I = 100 \text{ см}^3/\text{г}$ концентрацию растворенного кислорода $C = 2 \text{ мг/л}$

Подсчитаем расчетный расход $Q_{\text{расч см}}$ и БПК_{поп} смеси $L_{\text{см}}$ производственных сточных вод после первой ступени биологической очистки и городских сточных вод после механической очистки

$$Q_{\text{расч см}} = Q_{\text{расч пр}} + Q_{\text{расч гор}} = 400 + 650 = 1050 \text{ м}^3/\text{ч},$$

$$L_{\text{см}} = \frac{L_1 Q_{\text{пр}} + L_{\text{гор}} Q_{\text{гор}}}{Q_{\text{вз}} + Q_{\text{гор}}} = \frac{300 \cdot 8000 + 240 \cdot 10\,000}{800 + 10\,000} = 267 \text{ мг/л}$$

По формуле (3.10) определим степень рециркуляции активного ила

$$R = \frac{3}{1000/100 - 3} = 0,43$$

БПК_{поп} сточных вод поступающих в аэротенк вытеснителей с учетом разбавления циркуляционным активным илом находим по

формуле (3.14)

$$I_{\text{см}} = \frac{L_{\text{см}} (1 + R)}{1 + R} = \frac{267 - 15 \cdot 0,43}{1 + 0,43} = 191 \text{ мг/л.}$$

Продолжительность пребывания сточных вод в собственно аэротенке подсчитываем по зависимости (3.15)

$$t_a = \frac{2,5}{a^{0,75}} \lg \frac{L_{\text{см}}}{L_t} = \frac{2,5}{0,75} \lg \frac{191}{15} = 1,59 \text{ ч}$$

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

$$\rho = 100 \frac{15 \cdot 2}{15 \cdot 2 + 40 \cdot 2 + 0,8 \cdot 15} \left(\frac{1}{1 + 0,1 \cdot 6,49} \right) = 14,9 \text{ мг/(г ч)}$$

Определим продолжительность окисления загрязнений по выражению (3.12)

$$t_n = \frac{L_{\text{см}} - I_t}{R a_p (1 - S) \rho} = \frac{267 - 15}{0,43 \cdot 6,49 (1 - 0,3) \cdot 14,9} = 8,66 \text{ ч}$$

Период регенерации ила

$$t_p = t_n - t_a = 8,66 - 1,59 = 7,07 \text{ ч}$$

Продолжительность пребывания сточных вод в системе «аэротенк—регенератор»

$$t_{a+p} = (1 + R) t_a + R t_p = (1 + 0,43) \cdot 1,59 + 0,43 \cdot 7,07 = 5,31 \text{ ч}$$

Объем аэротенка по формуле (3.17)

$$V_{\text{ав}} = t_a (1 + R) Q_{\text{расч см}} = 1,59 (1 + 0,43) \cdot 1050 = 2387 \text{ м}^3$$

Объем регенератора по зависимости (3.18)

$$V_{\text{ар}} = t_p R Q_{\text{расч см}} = 7,07 \cdot 0,43 \cdot 1050 = 3192 \text{ м}^3$$

Для уточнения илового индекса определяем среднюю дозу ила в системе «аэротенк—регенератор»

$$a_{\text{ср}} = \frac{(1 + R) t_a a + R t_p a_p}{t_{a+p}} = \frac{(1 + 0,43) \cdot 1,59 \cdot 3 + 0,43 \cdot 7,07 \cdot 6,49}{5,31} = 5 \text{ г/л}$$

По формуле (3.11) определим нагрузку на 1 г безылового вещества активного ила

$$q_{\text{ил}} = \frac{24 (L_{\text{см}} - L_t)}{a_{\text{ср}} (1 - S) t_{a+p}} = \frac{24 (267 - 15)}{5 (1 - 0,3) \cdot 5,31} = 325 \text{ мг/(г сут.)}$$

По рис 3.14 для смеси производственных и городских сточных вод при $q_{\text{пл}} = 325 \text{ мг/(г сут)}$ иловый индекс $I = 75 \text{ см}^3/\text{г}$, что отличается от предварительно принятого $I = 100 \text{ см}^3/\text{г}$.

Уточним степень рециркуляции активного ила

$$R = \frac{3}{1000/75 - 3} = 0,3$$

Эта величина значительно отличается от предварительно принятой, поэтому требуется корректировка значений $L'_{\text{см}}$, t_a , ρ , t_o , t_p , $t_{a,p}$

$$L'_{\text{см}} = \frac{267 + 15 \cdot 0,3}{1 + 0,3} = 209 \text{ мг/л},$$

$$t_a = \frac{2,5}{3^{0,5}} \lg \frac{209}{15} = 1,65 \text{ ч},$$

$$\rho = \left(\frac{1}{2 \cdot 0,3} + 1 \right) 3 = 8 \text{ г/л},$$

$$\rho = 100 \frac{15 \cdot 2}{15 \cdot 2 + 40 \cdot 2 + 0,8 \cdot 15} \left(\frac{1}{1 + 0,1 \cdot 8} \right) = 13,7 \text{ мг/(г ч)},$$

$$t_o = \frac{267 - 15}{0,3 \cdot 8 (1 - 0,3) \cdot 13,7} = 10,95 \text{ ч},$$

$$t_p = 10,95 - 1,65 = 9,3 \text{ ч},$$

$$t_{a,p} = (1 + 0,3) \cdot 1,65 + 0,3 \cdot 9,3 = 5,94 \text{ ч}.$$

Подсчитаем среднюю дозу ила и вновь определим нагрузку на 1 г беззольного вещества активного ила

$$a_{\text{ср}} = \frac{(1 + 0,3) \cdot 1,65 \cdot 3 + 0,3 \cdot 9,3 \cdot 8}{5,94} = 4,84 \text{ г/л},$$

$$q_{\text{пл}} = \frac{24 (267 - 15)}{4,84 (1 - 0,3) \cdot 5,94} = 301 \text{ мг/(г сут)}$$

При этой нагрузке иловый индекс (рис 3.14) $I = 78 \text{ см}^3/\text{г}$ а степень рециркуляции активного ила $R = 0,3$ что практически не отличается от скорректированных значений, поэтому окончательно при $R = 0,3$ и подсчитываем объемы аэротенка V_{2a} и регенератора V_{2p} второй ступени

$$V_{2a} = 1,65 (1 + 0,3) 1050 = 2252 \text{ м}^3,$$

$$V_{2p} = 9,3 \cdot 0,3 \cdot 1050 = 2930 \text{ м}^3.$$

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, необходимыми четырехкоридорные аэротенки, но подобрать такие 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 строим 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 сепарировать коридоры на пять-шесть ячеек. В каждой секции один коридор выделяется под аэротенк, второй — и д. регенератор.

Пример 3.17. Рассчитать окислители при следующих исходных данных: расход смеси производственных и городских стоков вод $Q = 11500$ м³/сут; расчетный расход $Q_{расч} = 730$ м³/ч БПК_{аэ} поступающих сточных вод $L_a = 390$ мг/л БПК_{пр} из сплавных сточных вод $L_1 = 15$ мг/л. Расчетные константы $\rho_{ак} = 110$ мг/(г·ч), $K_L = 37$ мг/г, $k_{O_2} = 1$ мг/г·ч, $q = 0,12$ д/г, $S = 0,3$ среднесуточная температура и а сточных вод за летний период $T_{ср} = 18^\circ\text{C}$, коэффициент $\alpha_2 = 0,7$.

Решение. Подсчитаем удельную скорость окисления по формуле (3.8), приняв в соответствии с данными [6] концентрацию кислорода в иловой смеси и смеси $C = 9$ мг/л = 0,009 кг/м³, а дозу ила $a = 7$ г/г.

$$\rho = 110 \frac{15,9}{15,9 + 37,9 + 1,15} \left(\frac{1}{1 + 0,12,7} \right) = 16,7 \text{ мг (г·ч)}$$

Продолжительность пребывания стоковой воды в зоне аэрации определим по формуле (3.7):

$$t = \frac{390 - 15}{7(1 - 0,3)16,7} = 4,58 \text{ г}$$

Суммарный объем зоны аэрации окислителя

$$V_a = Q_{расч} t = 730 \cdot 4,58 = 3343 \text{ м}^3$$

В институте Союзводокана проект разработан проект 4 окислителей диаметром 10,22 и 30 м, в которых зоны аэрации окисления и плодотворения равны между собой.

Принимаем окислитель $D_{ок} = 22$ м и рабочей глубиной $H = 4,5$ м. Общий объем окислителя $V = 1708$ м³, а объем зоны аэрации $V_{аэ} = 854$ м³. Диаметр зоны аэрации

$$D_{аэ} = \sqrt{\frac{V_{аэ}}{0,785 H}} = \sqrt{\frac{854}{0,785 \cdot 4,5}} = 15,5 \text{ м}$$

Число окислителей

$$n = V_a / V_{аэ} = 3343,8 / 854 = 3,9$$

Принимаем четыре окислителя диаметром 22 м.

Площадь плодотворения $F_{плод}$ м² рассчитывается исходя из дозы ила a илового индекса I и соответствующей им гидравлической нагрузки $q_{гид}$. Иловый индекс определяется экспериментально, он зави

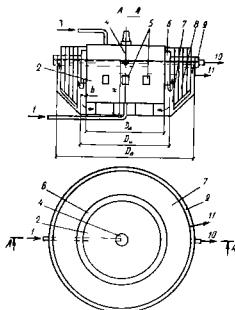


Рис 3 15 Окисителка

1 — подача осветленной сточной воды 2 — реактор 3 — подача технического кислорода 4 — механический аэратор 5 — выпускные окна 6 — воздухоподогреватель 7 — илоотделитель 8 — перемещающее устройство 9 — водосборный лоток 10 — выпуск очищенных сточных вод 11 — выпуск избыточного активного ила

сиг от состава сточных вод и нагрузки на ил. Определим нагрузку на 1 г ила

$$q_{\text{ил}} = \frac{24 (L_a - L_t)}{a t} = \frac{24 (390 - 15)}{7 \cdot 4 \cdot 58} = 281 \text{ мг/(г сут)}$$

В нашем случае для $q_{\text{ил}}=200 \ 300 \ 400 \ 500 \ 600 \text{ мг/(г сут)}$ значения I соответственно равно 90 60 60 80 110 $\text{см}^3/\text{г}$. Следовательно, при $q_{\text{ил}}=281 \text{ мг/(г сут)}$ значение $I=64 \text{ см}^3/\text{г}$.

Гидравлическая нагрузка на илоотделитель $q_{\text{ио}}$ 5,6 3,3 1,8 1,2 0,8 и 0,7 $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ при условном безразмерном параметре $aI/1000$ равно соответственно 0,1 0,2 0,3 0,4 0,5 и 0,6 [6]. Подсчитаем параметр $aI/1000=7 \cdot 64/1000=0,448$ и определим $q_{\text{ио}} \approx 1 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$. Тогда необходимая площадь илоотделителей окисителки будет

$$F_{\text{ио}} = q_{\text{ил}} \cdot q_{\text{ио}} = 730/1 = 730 \text{ м}^2$$

Фактически площадь илоотделителей

$$F_{\text{ио ф}} = 1,4 \cdot n \cdot (2H) = 1708 \cdot 4 \cdot (2 \cdot 4 \cdot 5) = 759 \text{ м}^2$$

Р. т.е. фактическая площадь практически не отличается от расчетной. окончательно принимаем четыре окисителки (рис 3 15) для

метром $D_0 = 22$ м высотой рабочего слоя $h = 45$ м шириной зоны воздухоподсоса $b = 0,25$ м и диаметром цилиндрической перегородки $D_0 = 16$ м. Если фактическая площадь будет значительно отличаться от расчетной, то следует изменить дозу ила и повторить расчет.

В окислителях для окислительных процессов используется технический 95 % чистый кислород от действующих кислородных установок промышленного предприятия. Коэффициент использования кислорода $\eta_{O_2} \approx 0,9$. Подсчитаем скорость потребления кислорода:

$$V_{O_2} = \frac{(I_a - I_f) Q_{\text{пакет}}}{1000 \text{ л}} = \frac{(390 - 15) 730}{1000 \cdot 4} = 68,4 \text{ кг/ч}$$

Определим температурный коэффициент сточных вод по формуле (3.21):

$$n_1 = 1 + 0,02 (18 - 20) = 0,96$$

Подсчитаем необходимую окислительную способность аэротанка (в стандартных условиях) при $C_T = 9,4 \text{ мг/л} = 0,0094 \text{ кг/м}^3$ (см. табл. 3.5):

$$\begin{aligned} OC &= \frac{C_T V_{O_2}}{n_1 n_2 [0,174 [(1 - \eta_{O_2})/\eta_{O_2}] - C]} = \\ &= \frac{0,0094 \cdot 68,4}{0,96 \cdot 0,7 [0,174 [(1 - 0,9)/0,9] - 0,009]} = \\ &= 93 \text{ кг/ч} = 232 \text{ кг/сут} \end{aligned}$$

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 $d_a \approx 2$ м с частотой вращения $n_a = 38$ мин⁻¹ потребляемой мощностью $N_{ст} = 11,8 \text{ кВт}$ и окислительной способностью $OC_{ст} = 800 \text{ кг/сут} = 33,3 \text{ кг/ч}$. Поскольку окислительная способность стандартного аэратора недостаточно, необходимо повысить частоту его вращения и соответственно увеличить мощность привода. Необходимую частоту вращения определим по формуле:

$$n_0 = n_a \sqrt{OC/OC_{ст}} = 38 \sqrt{93/33,3} = 64 \text{ мин}^{-1}$$

Рассчитаем требуемую мощность аэратора на валу:

$$N = N_{ст} (n_0/n_a)^3 = 11,8 (64/38)^3 = 33,5 \text{ кВт}$$

Мощность привода аэратора при его КПД $\eta_a = 0,7$ составит:

$$N_{пр} = N/\eta_a = 33,5/0,7 = 47,9 \text{ кВт}$$

Интенсивность перемешивания механическим аэратором оценивается по допной скорости s_d в наиболее удаленной точке зоны его действия. значение s_d должно быть не менее 0,2 м/с.

Подсчитываем величину v_d при аэраторе диаметром $d_a=2$ м:

$$v_d = \frac{2,76 d_a^{0,6} (n_d)^{0,7}}{(H/d_a)^{1,1} (D_a/d_a)^{0,4}} = \frac{2,76 \cdot 2^{0,6} \cdot 64^{0,7}}{(4,5/2)^{1,1} (15,5/2)^{0,45}} = 1,5 \text{ м/с},$$

что значительно выше требуемой величины

Подсчитаем необходимый расход кислорода

$$Q_O = \frac{(L_a - L_t) Q_{расч}}{100 \eta_1} = \frac{(390 - 15) 730}{1000 \cdot 0,9} = 304 \text{ кг/м}$$

Пример 3.18. Рассчитать циркуляционные окислительные каналы при следующих исходных данных: расход сточных вод $Q=730$ м³/сут БПК₅ сточных вод после решеток $L_a=250$ мг/л, БПК₅ очищенных сточных вод $L_t=15$ мг/л

Решение. Определяем продолжительность аэрации сточных вод в циркуляционном окислительном канале по формуле (3.7) при $\sigma=3,5$ г/л $S=0,35$ и $\rho=4$ мг/(г·ч)

$$t = \frac{250 - 15}{3,5(1 - 0,35)} = 25,8 \text{ ч.}$$

Принимаем один циркуляционный канал непрерывного действия О-образной формы рабочей глубиной $H_a=1$ м, шириной по дну $B_a=2,5$ м, площадь живого сечения $S_a=4$ м²

Канал оборудуем механическими аэраторами клеточного типа длиной $l_a=2,5$ м и диаметром $d_a=90$ см, глубиной погружения $h_a=20$ см и частотой вращения $n_a=80$ мин⁻¹. По формуле (3.24) подсчитываем требуемое количество кислорода при $L=1,42$ мг/мг

$$M_{тр} = 1,42(250 - 15) 730/1000 = 244 \text{ кг/сут}$$

По табл. 3.8 находим расчетную производительность 1 м прина того к устройству аэратора

$$M_a = 2,4 \text{ кг } O_2/(\text{ч} \cdot \text{м})$$

При длине аэратора $l_a=2,5$ м его производительность в сутки составит $M=M_a l_a$, $24=2,4 \cdot 2,5 \cdot 24=144$ кг O_2 /сут. Принимаем к услугам 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_d его длину l_d и гидравлический радиус R

$$V_d = tQ/24 = 25,8 \cdot 730/24 = 785 \text{ м}^3$$

$$l_d = V_d/S_d = 785/4 = 196 \text{ м.}$$

$$R = S_d/\chi = 4/6,1 = 0,66,$$

где χ — смоченный периметр, равный 6,1 м

Определим скорость движения жидкости в канале создаваемой одним аэратором по формуле (3.27) при $l_a=0,03$, $\lambda=0,014$, $\Sigma \xi=0,5$

$$v_a = \sqrt{\frac{0,03 \cdot 2,5}{4 \left(\frac{0,014^2}{0,66^{1,33}} + 196 + 0,05 \cdot 0,5 \right)}} = 0,45 \text{ м/с.}$$

что незначительно отличается от $v_{тр}$. При двух работающих аэраторах в канале создается скорость $v_2 = 0,64$ м/с, что существенно превосходит $v_{тр}$.

Количество избыточного активного ила равно 0,5 кг на 1 кг БПК₅, 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 $L_0 = 200$ мг/л, БПК_{полн} очищенных сточных вод $L_0 = 19$ мг/л, среднесуточная температура сточных вод $T = 12$ °C, среднегодовая температура воздуха $T_{возд} = 5$ °C.

Решение. Определяем коэффициент K по формуле (3.28)

$$K = 200/19 = 10,5.$$

По табл. 3.9 в зависимости от среднесуточной 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 биофильтра 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 $T_{возд} = 5$ °C 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

$$Q_{макс} = Q_{общ} / (4 \cdot 24) = 900 \cdot 2,73 / (4 \cdot 24) = 25,6 \text{ м}^3/\text{ч} = 7,1 \text{ л/с}$$

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.

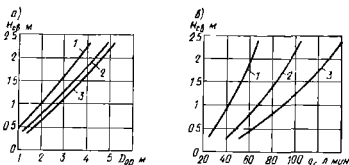


Рис. 3.16. Зависимости $D_{ор}$ и q_c от $H_{ст}$
 1 — при $d_{отв} = 19$ мм 2 — при $d_{отв} = 9$ мм 3 — при $d_{отв} = 7,5$ мм

Принимаем статический напор у разбрызгивателей $H_{ст0} = 2$ м, высота расположения головки над поверхностью биофильтра $0,15$ м, диаметр отверстия спринктерной 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 спринктера

$$H_{св} = 0,75 \cdot 2 = 1,5 \text{ м}$$

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 спринктера $q_{с макс} = 0,88$ л/с.

Спринктеры располагают в шахматном порядке на расстоянии $l_c = 1,73 \cdot R_{ор} = 1,73 \cdot 1,4 = 2,4$ друг от друга в каждом ряду, расстояние между рядами $l_p = 1,5 \cdot R_{ор} = 1,5 \cdot 1,4 = 2,1$ м.

Подсчитаем число рядов спринктеров в секции биофильтра и число спринктеров в одном ряду n_c

$$n_p = A/l_p = 15/2,1 = 7,2$$

$$n_c = B/l_c = 15/2,4 = 6,2$$

Общее число рядов принимаем $n_p = 8$, а число спринктеров в каждом ряду с учетом их расположения в шахматном порядке по 6 и по 7 (соответственно в нечетных и четных рядах). Общее число спринктеров в одной секции биофильтра составит $n_0 = 6 \cdot 4 + 7 \cdot 4 = 52$. Расстояние между рядами назначаем $l_p = 2$ м, а между спринктерами в каждом ряду $l_c = 2,4$ м. Разводящую сеть устраиваем из чугуна, труб и рассчитываем с учетом восстановительного напора и местных сопротивлений

$$h = \Sigma \frac{\lambda l}{D} \frac{v_k^5}{2g} + \Sigma \zeta_k \frac{v_k^5}{2g} = \Sigma \frac{v_{k+1}^5 - v_k^5}{2g}$$

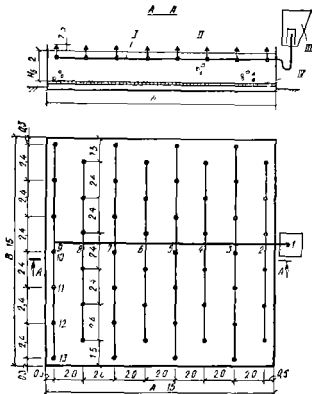


Рис. 3.17. Водораспределительная сеть капельного биофильтра
 I — фильтрующая загрузка II — водораспределительная сеть III — длинный бак IV — дренажное устройство 1—13 — расчетные точки

где λ/D — параметр, характеризующий потери напора по длине тру-
 бопровода $(\epsilon_{k+1} - \epsilon_k)/(2g) = h_a$ (здесь h_a — восстановительный на-
 пор) ϵ_{k+1} , ϵ_k — скорости движения движения воды в распределительных тру-
 бопроводах 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 0.15 м/с

Расчет распределительной сети см. в табл. 3.27*

* Шевелев Ф. А. Таблицы для гидравлического расчета сталь-
 ных чугунных и других труб — М., 1973

ТАБЛИЦА 397 РАСЧЕТ ВОДОРАСПРЕДЕЛИТЕЛЬНОЙ СЕТИ БИОФИЛЬТРА

Обозначение участка и точки (см рис. 317)	Расход, т/с	Диаметр, руб. мм	Скорость, м/с	Длина участка	Вид местного сопротивления	Δh на единицу длины, м	Δh на весь участок, м	Σ	Δh , м	Δh , м
1	47.7	250	0.91	—	Вход в секцию	—	—	2	0.105	—
1—2	47.7	250	0.91	2	—	0.0054	0.012	—	—	—
2	47.7—40.48	250	0.91—0.81	—	Крестовина	—	—	1	0.041	0.009
2—3	40.48	250	0.81	—	—	0.0044	0.009	—	—	—
3	40.48—34.32	250	0.81—0.69	—	Крестовина	—	—	1	0.033	0.009
3—4	34.32	250	0.69	—	—	0.0033	0.007	—	—	—
4	34.32—29.04	250	0.69—0.58	—	Крестовина	—	—	1	0.021	0.007
4—5	29.04	250 × 200	0.58	2	Переход	0.0072	0.014	—	0.008	—
5	29.04—22.8	200	0.58—0.71	—	Крестовина	—	—	1	0.041	0.016
5—6	22.8	200	0.71	—	—	0.0047	0.008	—	—	—
6	22.8—17.6	200	0.71—0.54	—	Крестовина	—	—	1	0.026	0.011
6—7	17.6	200 × 150	0.54	2	Переход	0.0118	0.023	0	0.009	—
7	17.6—11.44	150	0.54—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	15 × 100	0.34	2	Переход	0.0126	0.025	—	0.006	—
9	6.16—3.5	100	0.34—0.43	—	Тройник	—	—	1.6	0.047	0.02
9—10	3.5	100 × 80	0.43	0.7	Переход	0.0128	0.009	0.2	0.004	—
10	3.5—2.64	80	0.43—0.5	—	Тройник	—	—	1.5	0.02	0.009
10—11	2.64	80	0.5	2.4	—	0.0077	0.019	—	—	—
11	2.64—1.76	80	0.5—0.53	—	Тройник	—	—	0.5	0.006	0.007
11—12	1.76	80	0.53	—	—	0.0037	0.009	—	—	—
12	1.76—0.86	80	0.53—0.17	—	Тройник	—	—	0.7	0.003	0.001
12—13	0.86	12 × 50	0.17	—	Переход	0.0106	0.025	0	0.003	—
13 — головка скважины	0.86	50	0.42	0.7	Тройник	0.0108	0.007	0.0	0.007	—
							$\Sigma \Delta h_{\text{д.г.}} = 0.179 \text{ м}$			$\Sigma \Delta h_{\text{м.}} = 0.43 \text{ м}$
										$\Sigma \Delta h_{\text{в.}} = 0.11 \text{ м}$

Сумма потерь напора в водораспределительной сети

$$h = h_{\text{эл}} + h_{\text{м}} - h_{\text{в}} = 0,179 + 0,437 - 0,133 = 0,483 \text{ м}$$

Свободный напор у головки sprinkлера

$$H_{\text{св}} = H_{\text{общ}} - h = 2 - 0,483 = 1,517 \text{ м},$$

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 sprinkлеры должен быть больше максимального притока в бак $Q_{\text{мин}}$, в противном случае sprinkлеры будут работать непрерывно, что приведет к неравномерному орошению и ухудшению работы биофильтра.

$$q_{\text{с мин}} \geq 1,5 Q_{\text{макс}} = 1,5 \cdot 7,1 = 10,65 \text{ л/с}.$$

Минимальный свободный напор у sprinkлера $H_{\text{св}}$ должен быть не менее 0,5 м. В этом случае расход через один sprinkлер $q_{\text{с мин}}$ составит 29 л/мин, или 0,5 л/с (см. рис. 3 б, в), а суммарный расход

$$q_{\text{с мин}} = q_{\text{с мин}} n_{\text{с}} = 0,5 \cdot 52 = 26 \text{ л/с} > 1,5 Q_{\text{макс}}.$$

Потери напора при минимальном расходе, м,

$$h_{\text{мин}} = h (q_{\text{с мин}} / q_{\text{с макс}})^2 = 0,483 (0,5 / 0,88)^2 = 0,156 \text{ м}.$$

Тогда рабочая глубина дозирующего бака будет

$$H_{\text{раб}} = H_{\text{общ}} - (H_{\text{ов мин}} + h_{\text{мин}}) = 2 - (0,5 + 0,16) = 1,34 \text{ м}$$

При среднем расходе через sprinkлеры, обслуживаемые дозирующим баком,

$$q_{\text{ср}} = (q'_{\text{с макс}} + q'_{\text{с мин}}) n_{\text{с}} \cdot 1/2 = (0,88 + 0,5) \cdot 52 \cdot 1/2 = 39,5 \text{ л/с},$$

объем дозирующего бака

$$V_{\text{бак}} = (q_{\text{ср}} - Q_{\text{макс}}) t_{\text{оп}} = 60 = (39,5 - 7,1) \cdot 2 \cdot 60 = 3888 \text{ л} = 3,88 \text{ м}^3,$$

где $t_{\text{оп}} = 1-5$ мин — продолжительность опорожнения бака.

Определим продолжительность наполнения бака $t_{\text{нал}}$ и полный цикл его работы t

$$t_{\text{нал}} = V / q_{\text{макс}} = 3888 / 7,1 = 9,13 \text{ мин},$$

$$t = t_{\text{нал}} + t_{\text{оп}} = 9,13 + 2 = 11,13 \text{ мин}$$

На канальных 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 $L_0 = 180$ мг/л, БПК_{полн} очищенных сточных вод $L_1 = 20$ мг/л, среднесуточная температура сточных вод $T = 10^\circ\text{C}$.

Решение. Определим коэффициент K по формуле (3.28)

$$K = 180,20 = 9$$

Высоту биофильтра находим для двух значений объема подаваемого воздуха $V_{\text{д}}$ при гидравлической нагрузке $q = 10 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{сут})$

1 При $B_{гд}=8 \text{ м}^3/\text{м}^3$ из табл. 3.10 следует, что при высоте биофильтра $H_1=3 \text{ м}$ $K=6,2$ а при $H_2=4 \text{ м}$ $K=10,4$. Так как $6,2 < 9$ то при высоте биофильтра $H=3 \text{ м}$ необходима рециркуляция.

По формуле (3.30) определим $L_{см}$ по формуле (3.31) — коэффициент рециркуляции n_1 а по формуле (3.32) — площадь биофильтров F_1 .

$$L_{см1} = 6,2 \cdot 20 = 124 \text{ мг/л}$$

$$n_1 = (180 - 124) / (124 - 20) = 0,54,$$

$$F_1 = 28000 (0,54 + 1) / 10 = 4312 \text{ м}^2$$

При $H=4 \text{ м}$ рециркуляции не требуется и площадь биофильтров составит

$$F_2 = Q/q = 28000 / 10 = 2800 \text{ м}^2.$$

Объемы фильтрующей загрузки соответственно будут

$$V_1 = F_1 H_1 = 4312 \cdot 3 = 12936 \text{ м}^3,$$

$$V_2 = F_2 H_2 = 2800 \cdot 4 = 11200 \text{ м}^3$$

2 При $B_{гд}=12 \text{ м}^3/\text{м}^3$ из табл. 3.10 следует, что при высоте биофильтра $H_2=3 \text{ м}$ $K=8,35$ а при $H_1=4 \text{ м}$ $K=14,8$.

Следовательно при $H_2=3 \text{ м}$ необходима рециркуляция. Расчеты производят аналогично как для $B_{гд}=8 \text{ м}^3/\text{м}^3$.

$$L_{см2} = 8,35 \cdot 20 = 167 \text{ мг/л}$$

$$n_2 = (180 - 167) / (167 - 20) = 0,09,$$

$$F_2 = 28000 (0,09 + 1) / 10 = 3052 \text{ м}^2$$

При $H_1=4 \text{ м}$ рециркуляции не требуется и $F_1=2800 \text{ м}^2$. Объемы фильтрующей загрузки соответственно составляют $V_3=9156 \text{ м}^3$ и $V_4=11200 \text{ м}^3$. Окончательный выбор варианта следует принимать на основе технико-экономического расчета.

Принимаем $B_{гд}=8 \text{ м}^3/\text{м}^3$, $H=4 \text{ м}$ и к проектированию изымаем четыре биофильтра $D=30 \text{ м}$ с общим объемом фильтрующей загрузки $V=11304 \text{ м}^3$.

Расход воздуха

$$V_{\text{общ}} = B_{гд} \cdot Q = 8 \cdot 28000 = 224000 \text{ м}^3/\text{сут}$$

Для подачи воздуха в высоконагружаемые биофильтры устанавливаем два рабочих и один резервный вентиляторы низкого давления ЭВР-5 производительностью по воздуху $5000 \text{ м}^3/\text{ч}$ 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 $Q=6500 \text{ м}^3/\text{сут}$; БПК_{полн} поступающих сточных вод $L_0=450 \text{ мг/л}$; БПК_{возд} очищенных сточных вод $L_1=25 \text{ мг/л}$; среднесуточная температура сточных вод $T=14^\circ\text{C}$.

Решение. Подсчитаем величину K

$$K = 300 / L_1 = 300 / 25 = 12$$

Из табл. 3.10 по показателям T и K находим, что при удельном расходе воздуха $B_{гд}=12 \text{ м}^3/\text{м}^3$ и высоте биофильтра $H=4 \text{ м}$ гидравлическая нагрузка $q_1=20 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{сут})$.

Рассмотрим другой вариант при $K=11,7$ нагрузка $q_2=10 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{сут})$, $H_2=3 \text{ м}$ и $B_{гд}=12 \text{ м}^3/\text{м}^3$.

ТАБЛИЦА 3.24. 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—80	2,8—7
ЦЧ 70 А 2 Б	300—2 000	10—50	0,27—0,6
ЦЧ 70 А 3	400—3 800	10—90	0,6—1
ЦЧ 70 А 4	600—4 500	8—50	0,6—1
ЦЧ 70 А 5	1 000—8 500	8—80	1—1,7
ЦЧ 70 А 6	1 500—14 000	8—110	1,7—4,5
ЦЧ 70 А 7	2 000—20 000	8—120	2,8—10

Аналогично расчету приведенному в примере 3.21 вычислим требуемые параметры для вариантов первого

$$L_{см1} = 12,25 = 300 \text{ мг/л}$$

$$f_{11} = (450 - 300)/(300 - 25) = 0,55$$

$$F_1 = 6500(0,55 + 1)/20 = 503,8 \text{ м}^3$$

$$V_1 = 503,8 : 4 = 125,9 \text{ м}^3$$

второго

$$f_{см2} = 11,725 = 292,5 \text{ мг/л}$$

$$f_{12} = (450 - 292,5)/(292,5 - 25) = 0,59$$

$$F_2 = 6500(0,59 + 1)/10 = 1033,5 \text{ м}^3$$

$$V_2 = 1033,5 : 3 = 344,5 \text{ м}^3$$

Выбираем первый вариант и подсчитываем общий расход воздуха

$$V_{общ} = V_{зд} Q = 12 6500 = 78 000 \text{ м}^3/\text{сут}$$

Принимаем два биофильтра диаметром $D=18 \text{ м}$ с общим объемом фильтрующей загрузки $Q=2032 \text{ м}^3$. Для подачи воздуха устанавливаем один рабочий и один резервный вентилятор низкого давления ЦЧ 70 А 3 производительностью $3800 \text{ м}^3/\text{ч}$ и напором до 90 мм (см. табл. 3.28).

Пример 3.23. Рассчитать реактивные просители для высокогружаемых биофильтров (аэрофильтров) при следующих исходных данных: расчетный расход сточных вод $Q_{рас} = 0,12 \text{ м}^3/\text{с}$; число биофильтров — два (рис. 3.18); диаметр биофильтра $D=12 \text{ м}$; высота загрузки $H=4 \text{ м}$.

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 необходимую скорость истечения воды из отверстий оросителя.

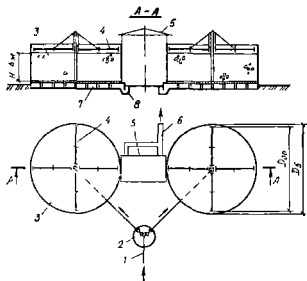


Рис. 3.15. Высоконагружаемые биофильтры (аэрофильтры) с реактивными оросителями

1 — подача сточных вод 2 — распределительные выходы 3 — фильтрующая нагрузка 4 — реактивный ороситель 5 — вентиляционная камера 6 — лотки для стока сточных вод 7 — дренажное устройство 8 — гидрозапор

Диаметр реактивного оросителя

$$D_{op} = D - 0,2 = 12 - 0,2 = 11,8 \text{ м}$$

В каждом оросителе принимаем по четыре распределительных трубы и определим их диаметр $D_{тр}$ при условии движения жидкости в начале трубы и свыше 0,5 м/с, но не более 1 м/с

$$D_{тр} = \sqrt{\frac{4q_{сгц} \cdot 0,5}{4\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,12 \cdot 0,5}{4 \cdot 3,14 \cdot 1}} = 0,138 \approx 0,15 \text{ м}$$

Число отверстий на каждой распределительной трубе $n_{отв}$ по ходим из условия скорости истечения из отверстий не менее 0,5 м/с, а диаметра отверстий $d_{отв}$ не менее 10 мм

$$n_{отв} = \frac{1}{1 - (1 - 80/D_{op})^2} = \frac{1}{1 - (1 - 80/11,800)^2} = 74$$

Расстояние до любого отверстия от оси реактивного оросителя

$$r_1 = R_{op} \sqrt{1/n_{отв}}$$

где R_{op} — 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

$$n_{\text{отв}} = \frac{34,8 \cdot 10^6}{n_{\text{отв}}^2 D_{\text{ор}}} \cdot \frac{q}{4} = \frac{34,8 \cdot 10}{74 \cdot 15^2 \cdot 11 \cdot 800} \cdot \frac{60}{4} \approx 2,66 \text{ мин}^{-1},$$

где $d_{\text{отв}} = 15 \text{ мм}$

Требуемый напор у реактивного оросителя при четырех распределительных трубах определяется по формуле

$$h_{\text{ор}} = \left(\frac{q}{4} \right)^2 \left(\frac{256 \cdot 10^6}{d_{\text{отв}}^4 n_{\text{отв}}^2} - \frac{81 \cdot 10^6}{D_{\text{тр}}^4} + \frac{294 D_{\text{ор}}}{k^2 \cdot 10^2} \right),$$

где k — модуль расхода, вычисляемый по формуле $k = (\pi D_{\text{тр}}^2 C \sqrt{R}) / 4$ (здесь C — коэффициент сопротивления, определяемый по формуле Н. И. Павловского, R — гидравлический радиус распределительной трубы реактивного оросителя)

В табл. 3.29 приведены значения k для труб диаметром 50—250 мм. Подсчитаем требуемый напор

$$h_{\text{ор}} = \left(\frac{60}{4} \right)^2 \left(\frac{256 \cdot 10^6}{15^4 \cdot 2,66^2} - \frac{81 \cdot 10^6}{150^4} + \frac{294 \cdot 11 \cdot 800}{134^2 \cdot 10^2} \right) = 225 (0,9 - 0,16 + 0,19) = 209 \text{ мм} \approx 0,21 \text{ м}$$

ТАБЛИЦА 3.29 ЗНАЧЕНИЕ ВЕЛИЧИНЫ k

$D_{\text{тр}}$ мм	k , л/с	$D_{\text{тр}}$ мм	k , л/с	$D_{\text{тр}}$ мм	k , л/с	$D_{\text{тр}}$ мм	k , л/с
50	6	100	4,3	150	134	200	300
75	19	125	86,5	175	209	250	660

В соответствии с данными [6] назначаем $h_{\text{ор}} = 0,5 \text{ м}$. Таким образом, в каждом биофильтре принимаем реактивные оросители $D_{\text{ор}} = 11,8 \text{ м}$ с четырьмя распределительными трубами $D_{\text{тр}} = 150 \text{ мм}$ 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 $Q = 8650 \text{ м}^3/\text{сут}$ БПК₅ поступающих сточных вод $L_0 = 160 \text{ мг/л}$ БПК₅ очищенных сточных вод $L_1 = 15 \text{ мг/л}$, среднесуточная температура сточных вод $T = 12^\circ \text{C}$.

Решение. Выбираем загрузочный материал из чередующихся плоских и гофрированных полиэтиленовых листов с удельной площадью поверхности $S_{\text{уд}} = 100 \text{ м}^2/\text{м}^3$ 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 $\text{м}^2/\text{м}^3$ и БПК₅ поступающей сточной воды до 200 мг/л .

ТАБЛИЦА 330. ДОПУСТИМАЯ ГИДРАВЛИЧЕСКАЯ НАГРУЗКА q_n , м³/(м²·сут), НА БИОФИЛЬТРЫ С ПЛОСКОСТНОЙ ЗАГРУЗКОЙ

Эффект очистки, %	Высота слоя загрузки, H, м	Нагрузка, м ³ /(м ² ·сут) при среднесуточной температуре сточных вод, °C			
		8	11	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	1	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 ₅ очищенной сточной воды, мг/л	Нагрузки по БПК ₅ , кг/(м ² ·сут), при высоте слоя загрузки, м					
	при среднесуточной температуре сточной воды, °C					
	1					
	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	1,85	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 среднесуточной температуре $t=12^\circ\text{C}$ определим допустимую гидравлическую нагрузку $q_n \approx 10$ м³/(м²·сут). Далее находим необходимый объем загрузочного материала биофильтра V и площадь биофильтра F :

$$V = Q/q_n = 8650/10 = 865 \text{ м}^3;$$

$$F = V/H = 865/4 = 216 \text{ м}^2.$$

Назначаем две секции биофильтров круглой формы в плане и определяем их диаметр:

$$D = \sqrt{\frac{F \cdot 4}{2\pi}} = \sqrt{\frac{216 \cdot 4}{2 \cdot 3,14}} = 11,4 \text{ м}$$

Принимаем для биофильтра диаметром 12 м каждый и размещаем их в отапливаемом помещении.

Для расчета биофильтров можно воспользоваться табл. 3.31. По требуемой БПК_з очищенной сточной воды $L_1 = 15$ мг/л, известной среднезимней температуре сточной воды $T = 12^\circ\text{C}$ и принятой величине $H = 4$ м находим, что допустимая органическая нагрузка $M = \approx 1,5$ кг/(м³·сут) = 1500 г/(м³·сут).

Далее находим допустимую гидравлическую нагрузку

$$q_0 = M/L_0 = 1500/150 = 10 \text{ м}^3/(\text{м}^3 \cdot \text{сут}),$$

и затем подсчитываем конструктивные размеры биофильтра и на значаем их число.

Пример 3.25. Рассчитать биофильтр с плоскостной загрузкой при следующих исходных данных: расход сточных вод $Q = 48\,000$ м³/сут, БПК_з поступающей сточной воды $L_0 = 250$ мг/л; БПК_з очищенной сточной воды $L_1 = 50$ мг/л, среднезимняя температура сточных вод $T = 16^\circ\text{C}$.

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 критерияльного 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_0 по формуле (3.36) и гидравлическую нагрузку q_0 по формуле (3.39)

$$M_0 = 80 \cdot 6 \cdot 0,166/1,2 = 66,4 \text{ г}/(\text{м}^3 \cdot \text{сут}),$$

$$q_0 = 66,4 \cdot 60/250 = 15,9 \text{ м}^3/(\text{м}^3 \cdot \text{сут}).$$

Необходимый объем загрузки биофильтров V и их площадь F находим по формулам

$$V = Q/q_0 = 48\,000/15,9 = 3019 \text{ м}^3,$$

$$F = V/H = 3019/6 = 503 \text{ м}^2.$$

Назначаем четыре секции биофильтров круглой формы и plane и определяем их диаметр

$$D' = \sqrt{\frac{F}{4} \cdot \frac{4}{\pi}} = \sqrt{\frac{503}{4} \cdot \frac{4}{3,14}} = 12,6 \text{ м},$$

принимая четыре биофильтра диаметром по 12 м.

Как вариант можно принять для секции биофильтров, тогда их диаметр

$$D'' = \sqrt{\frac{F}{2} \cdot \frac{4}{\pi}} = \sqrt{\frac{503}{2} \cdot \frac{4}{3,14}} = 17,9 \text{ м}$$

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 спиртного крахмального завода при следующих исходных данных: расход сточных вод $Q = 500$ м³/сут, БПК_з поступающей сточной воды $L_0 = 700$ мг/л, БПК_з очищенной сточной

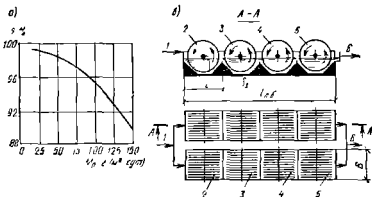


Рис. 3.19 Погружной дисковый биофильтр
 а — зависимость $E=f(M_n)$ б — схема биофильтра 1 — подача сточных вод 2 3 4 5 — соответственно I II III и IV ступени погружного дискового биофильтра 6 — выпуск обработанных сточных вод

воды $L_1 = 20$ мг/л, среднесуточная температура сточных вод $T = 18^\circ\text{C}$
 $K_{\text{бодт}} = 1$

Решение. На основании проведенных исследований по очистке сточных вод спиртово-крахмальных заводов на четырехступенчатых погружных дисковых биофильтрах была найдена зависимость между эффектом очистки E , %, и усредненной нагрузкой по БПК_{полн} на 1 м площади поверхности дисков в сутки M_n , г/(м²·сут) (рис. 3.19, а)

Требуемый эффект очистки

$$E = \frac{L_0 - L_1}{L_0} 100 = \frac{700 - 20}{700} 100 = 97\%.$$

По графику зависимости $E=f(M_n)$ найдем допустимую нагрузку по БПК_{полн} на 1 м² площади поверхности дисков

$$M_n = 75 \text{ г БПК}_{\text{полн}}/(\text{м}^2 \cdot \text{сут})$$

Общая площадь дисков

$$F_{\text{общ}} = L_0 Q / M_n = 700 \cdot 500 / 75 = 4667 \text{ м}^2.$$

Конструктивно принимаем диаметр диска $D_d = 2,5$ м, в этом случае его рабочая поверхность с обеих сторон будет

$$F_d = 2\pi D_d^2 / 4 = 2 \cdot 3,14 \cdot 2,5^2 / 4 = 9,8 \text{ м}^2.$$

Необходимое число дисков

$$n_d = F_{\text{общ}} / F_d = 4667 / 9,8 = 476.$$

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

$$n' = n_d / 8 = 476 / 8 = 59,5 \approx 60$$

ширина секции погружного биофильтра

$$B = 0,1 + \delta_1 n' + \delta_2 (n' - 1) = 0,1 + 0,01 \cdot 60 + \\ + 0,02 (60 - 1) = 1,88 \text{ м,}$$

где δ_1 — толщина диска зависящая от материала принимаем по ливнипластилинды листы $\delta = 0,01$ м δ_2 — расстояние между дисками принимается равным 0,015—0,03 м

длина секции погружного биофильтра

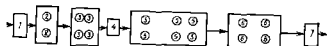
$$l_{\text{п.с.}} = n_c l_c = n_c (0,2 + D_d) = 4 (0,2 + 2,5) = 10,8 \text{ м,}$$

где n_c — число ступеней в секции l_c — длина одной ступени

Рабочую глубину секции погружного биофильтра принимаем $H = 0,4 \sim 0,5 D_d$ частоту вращения вала с дисками $n_0 = 2 \sim 5 \text{ мин}^{-1}$, расстояние от нижней кромки дисков до дна секции $\delta_3 = 3 \sim 5 \text{ см}$

Пример 3.27* Требуется произвести реконструкцию биофильтра на действующих очистных сооружениях при следующих исходных данных: расход городских сточных вод поступающих на очистные сооружения $Q_{\text{гор}} = 15\,270 \text{ м}^3/\text{сут}$ БПК₅ — осветленных сточных вод $L_{\text{гор}} = 275 \text{ мг/л}$, среднесуточная температура сточных вод $T = 12^\circ\text{C}$,

а)



б)

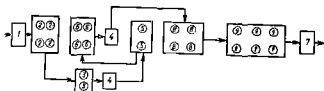


Рис. 3.20 Ставки биофильтрации

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 для 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 БПК₅ осветленных сточных вод $L_1 = 20 \text{ мг/л}$ На очистных сооружениях предполагается равномерная подача высококонцентрированных сточных вод от промышленного предприятия в количестве $Q_{\text{пр}} = 12\,000 \text{ м}^3/\text{сут}$ с БПК₅ после мха

* Пример составлен при участии инж. А. Л. Попова

нической очистки $L_{\text{ср}} = 1250$ мг/л и среднесуточной температурой $T = 12^\circ\text{C}$. Требуемая БПК₅ очищенной смеси городских и приливает внешних 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 в БПК₅ обрабатываемых сточных вод целесообразно при реконструкции очистных сооружений перейти с одноступенчатой на двухступенчатую технологическую схему очистки, заменив объемный загрузкиный материал в биофильтрах на плоскостной. В качестве первой ступени предварительно принимаем два биофильтра с плоскостной загрузкой ($n_1 = 2$) и в 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 загрузкиного материала: А — из чередующихся гофрированных асбестоцементных листов ($S_{\text{уд}} = 56$ м²/м³, $P = 80$ %) Б — из чередующихся гофрированных и плоских полиэтиленовых листов ($S_{\text{уд}} = 90$ 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 БПК₅ смеси городских и производственных сточных вод поступающих на первую ступень биофильтров:

$$L_{\text{см}} = \frac{L_{\text{ср}} Q_{\text{гор}} + L_{\text{пр}} Q_{\text{пр}}}{Q_{\text{гор}} + Q_{\text{пр}}} = \frac{275 \cdot 15 \cdot 270 + 1250 \cdot 12 \cdot 000}{15 \cdot 270 + 12 \cdot 000} = 704 \text{ мг/л}$$

Приняв, что на первой ступени снижение БПК₅ должно быть 50–75 % БПК₅ сточных вод поступающих на вторую ступень L_2 составляет 50–25 % $L_{\text{см}}$ или $L_2 = 352 - 176$ мг/л.

БПК₅ сточных вод прошедших очистку на второй ступени биофильтров с плоскостной загрузкой рассчитываем по формуле, построенной на основе критерияльного комплекса η [8]

$$L_t = 10^{2.18 - 0.385\eta}$$

по формулам (3.36) и (3.37)

$$\eta = \frac{P H K_T}{M_0} = \frac{P H K_T S_{\text{уд}}}{L_2 q_0}$$

Для проведения расчетов с изменяющимися параметрами P , H , $S_{\text{уд}}$ и L_2 целесообразно использовать программируемые микрокалькуляторы. Самым простым и доступным микрокалькулятором является «Электроника БЗ-21». В нем может быть введена программа с максимальным числом шагов — 60, количество регистров памяти в нем — 7, кроме них еще имеется стековая память —

бывают более совершенными являются «Электроника МК-4» и ее базовая модель «Электроника БЗ-34».

При вводе в микрокалькулятор представляется 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 метод с постоянным значением поверхностной гидравлической нагрузки на значение объемной зависимости от высоты слоя загрузочного материала (блок 1). Затем определяются численное значение η (блок 2) и L_1 (блок 3). Вычисленное значение L_1 сравнивается с требуемым $L = 20$ мг/л (блок 4). Логический блок (блок 5) необходим для контроля выполнения условия, которое в нашем примере можно записать $L_1 - 20 \leq 0$. Если данное условие выполняется то на индикатор выводится численное значение X . Если $L_1 - 20$ если условие не выполняется то L_2 корректируется (блок 6). При каждом повторении программы через блок 6 значение L_2 уменьшается на 10 мг/л.

Конечной целью вычислений является определение допустимой скорости 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 ввести программу, закрепив за каждым логическим параметром

1 — K_1 , H , S_{12} , q и P соответствующий регистр памяти 2 — 3

7. Температура сточных вод поступающих на биофильтры после их очистки на первичных отстойниках биофильтров первой ступени и вторичных отстойниках $T = 10^\circ\text{C}$. Программа для вычисления по укрупненной блок-схеме занесена 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 $L_2 = 0,5 L_{\text{сн}} = 0,5 \cdot 704 = 352$ мг/л. При температуре сточных вод $T = 10^\circ\text{C}$ коэффициент $K_1 = 0,126$.

Определим гидравлическую нагрузку на единицу поверхности биофильтров второй ступени

$$q = \frac{Q_{\text{гор}} + Q_{\text{пр}}}{0,785 D L_2} = \frac{15270 + 12000}{0,785 \cdot 18 \cdot 4} = 26,8 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ сут})$$

Численное значение q'' в процессе выполнения программы (блок 1) заносится в шестой регистр памяти микрокалькулятора на значение объемной гидравлической нагрузки зависящей от изначальной высоты слоя загрузки $q''_0 = q''/H$ м³/(\text{м}^2 \text{ сут})

ТАБЛИЦА 332 ПРОГРАММА ДЛЯ ВЫЧИСЛЕНИЯ 1

АК	НК	КА	АК	НК	КА	АК	НК	П
01	16	52	30		36	55	1	13
02	↑	06	31	↑	06	60	0	01
03	F4	42	32	F2	22	61	×	34
04		30	33		36	62	2	24
05	P6	61	34	↑	06	63	0	11
10	F7	72	35	0	01	61	—	6
11	↑	06	40		46	65	P<0	1
12	F4	42	41	3	34	70	f	2
13		26	42	8	24	71	C П	74
14	↑	06	43	5	54	72	f2	22
15	F5	52	44	×	26	73	↑	11
20	×	26	45	1	56	74	1	14
21	↑	06	50	2	24	75		11
22	F3	32	51		46	81	—	1
23	×	26	52	1	14	81	P2	1
24		06	53	8	41	82	ПП	8
25	F6	63	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 численных 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 $\chi(L_1-20)$) нажатием клавиши F2.

Результаты расчетов L_2 и требуемого эффекта очистки на первой ступени Э₁ сведены в табл. 333. При увеличении слоя загрузки

ТАБЛИЦА 333 РЕЗУЛЬТАТЫ РАСЧЕТОВ L_2 мг/л и Э₁ %

Высота слоя загрузки	Показатели	Значения показателей для материала	
		А	В
4	L_2 Э ₁	140 80	270 62
4,5	L_2 Э ₁	— —	310 57
5	L_2 Э ₁	231 67	>300 <57

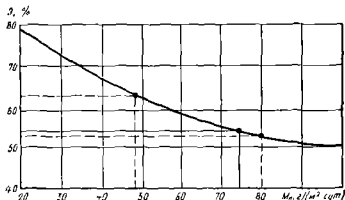


Рис. 3.21. Зависимость $\beta, \%$ от M_n

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 биофильтра целесообразно использовать на второй ступени биологической очистки загрузочный материал вида Б.

Из формулы

$$M_n = \frac{L_{cm} (Q_{гр} + Q_{пр})}{0,785 D^2 n_1 H_1 S_{уд}}$$

определим высоту слоя загрузочного материала в биофильтрах первой ступени

$$H_1 = \frac{L_{cm} (Q_{гр} + Q_{пр})}{0,785 D^2 n_1 M_n S_{уд}}.$$

Для первой ступени биофильтров целесообразно использовать также пластмассовую загрузку (вид Б). Тогда при необходимой степени очистки β_1 , равной 52 и 62 % (см. табл. 3.33), по кривой $\beta = f(M_n)$, представленной на рис. 3.21, определим, что значение M_n соответственно должно быть 80 и 48 г/(м²·сут).

Теперь определим высоту слоя загрузки биофильтра первой ступени при требуемом эффекте очистки $\beta_1 = 52\%$

$$H_1' = \frac{704 (15270 + 12000)}{0,785 \cdot 18^2 \cdot 2,80 \cdot 90} = 5,24 \text{ м},$$

аналогично подсчитаем H_1'' при $\beta_1 = 62\%$

$$H_1'' = \frac{704 (15270 + 12000)}{0,785 \cdot 18^2 \cdot 2,45 \cdot 90} = 8,71 \text{ м}.$$

Поскольку высота блоков загрузочного материала из пластмасс равна 0,5 м, а увеличение слоя загрузки более 6 м требует устройства промежуточных котениколых решеток окончательно принимаем высоту слоя загрузки первой ступени биофильтра $H = 5,5$ м и для этой высоты уточняем допустимое значение M_n по приведенным выше формуле

$$M_n = \frac{704 (15\ 270 + 12\ 000)}{0\ 785\ 18\ 2\ 5,5\ 90} = 76\ \text{г/м}^2\ \text{сут}$$

По рис. 3.21 находим, что при $M_n = 76\ \text{г/м}^2\ \text{сут}$ эффект очистки $\mathcal{E} = 53\%$

Далее подсчитаем БПК₅ смеси городских и производственных сточных вод поступающих на вторую ступень биофильтров

$$L_2 = L_{см} (100 - \mathcal{E}_1) / 100 = 704 (100 - 53) / 100 = 331\ \text{мг/л}$$

Высоту слоя загрузки биофильтра второй ступени в соответствии с расчетами принимаем $H_2 = 4$ м. Допустимая гидравлическая нагрузка на второй ступени биофильтра q_n и коэффициент η равны

$$q_n = 26\ 6 / 4,5 = 6\ \text{м}^3 / (\text{м}^2\ \text{сут})$$

$$\eta = \frac{92\ 4,5\ 0,126\ 90}{331\ 6} = 2,36$$

Определяем БПК₅ очищенных сточных вод по ранее приведенной формуле

$$L_1 = 10^3 (18 - 0,36 \cdot 2,36) = 18,7\ \text{мг/л}$$

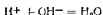
Таким образом за счет реконструкции (рис. 3.20 б) и интенсификации работы биофильтров а также перехода их на двухступенчатую технологическую схему очистки обеспечивается необходимый эффект очистки сточных вод и отпадает необходимость дополнительного строительства биофильтров

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 ослабления 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 гидроксида содержащимися соответственно в сильных кислотах и основаниях

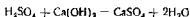


В результате концентрация каждого из этих ионов становится равной той, которая свойственна самой воде (около 10^{-7}) т.е. активная реакция водной среды приближается к $pH \approx 7$

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 кислотных и щелочных сточных вод б) нейтрализация реагентами (растворы кислот, гашеная известь CaO , гашеная известь $Ca(OH)_2$ и др.) в) фильтрование через нейтрализующие материалы (известь, известняк, доломит, магнезит и др.)

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



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 °C 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 кислотных 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 т ЖЕЛЕЗНЫХ КИСЛОТ И ЩЕЛОЧЕЙ**

Щелочи	Кислоты			
	Силикат	Сульфат	Нитрат	Хлорид
Негашеная известь	0,56	1,7	0,46	0,47
	1,9	1,3	2,2	2,15
Гашеная известь	0,76	1,01	0,52	0,12
	1,32	0,99	1,7	1,17
Кальцинированная сода	1,08	1,45	0,84	0,84
	0,93	0,69	1,11	1,14
Каустическая сода	0,82	1,1	0,51	0,67
	1,22	0,91	1,57	1,5
Аммиак	0,35	0,47	0,27	—
	2,88	2,12	3,71	—

Примечание. Над чертой дано количество щелочи на 1 т кислоты, под чертой — количество кислоты на 1 т щелочи.

тяжелых металлов. Количество реагентов G кг для нейтрализации определяем по формуле

$$G = K_a Q_0 A / B \quad (4.1)$$

где K_a — коэффициент заиса расхода реагента по сравнению с теоретическим (для известкового молока равен 1,1 для известкового теста и сухон извести — 1,5); Q — количество сточных вод подлежащих нейтрализации, a — расход реагента на нейтрализацию (с табл. 41); A — концентрация кислоты или щелочи, кг/м³; B — количество активной части в товарном продукте, %.

При нейтрализации кислых стоков, содержащих соли тяжелых металлов, количество реагента

$$G = K_a Q (a + b_1 C_1 + b_2 C_2 + \dots + b_n C_n) / B \quad (4.2)$$

где C_1, C_2, C_n — концентрация металлов в сточных водах, кг/л; 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 песколовники, резервуары усреднители, емкости нейтрализующих реагентов, растворимые баки для приготовления рабочих растворов реагентов, емкости 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 ₂ CO 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

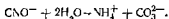
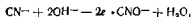
реакция (нейтрализаторы), отстойники для нейтрализованных сточных вод, осадкоуплотнители (перед механическим обезвоживанием образующихся осадков), сооружения для механического обезвоживания осадков, а при их отсутствии — шламовые площадки, места для складирования обезвоженных осадков, устройства химического 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.



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 при этом. 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 озон-кислородной или озон-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 фильтры, 2) противоточной абсорб-

илен озона водон в абсорберах с различными насадк
ми 3) смешиваем с озоно воздушной смесью в эжек
торах или роторных механических смесителях

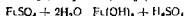
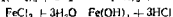
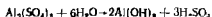
§ 19 Коагуляция

Коагуляция — это сгущение частиц коллоидной сис
темы при их столкновении в процессе теплового движе
ния перемешивания или направленного перемещения во
внешнем силовом поле В результате коагуляции обра
зуются агрегаты — более крупные (вторичные) частицы
состоящие из скопления более мелких (первичных)

В процессе механической очистки из сточных вод до
статочно легко удаляются частицы размером 10 мкм и
более меткодисперсные и коллоидные частицы в резуль
тате механической очистки практически не удаляются
Таким образом сточные воды после сооружений меха
нической очистки представляют собой агрегативно устой
чивую систему Для очистки таких стоков применяют ме
тоды коагуляции и флокуляции агрегативная устойчи
вость при этом нарушается образуются более крупные
агрегаты частиц которые удаляются из сточных вод ме
ханическими методами

В практике очистки сточных вод основным процессом
коагуляционной очистки является гетерокоагуляция —
взаимодействие коллоидных и меткодисперсных частиц
сточных вод с агрегатами образующимися при введении
в воду коагулянтов (солей алюминия железа и др.)

При введении в сточную воду минеральных коагу
лянтов (солей алюминия и железа) в результате реак
ции гидролиза образуются малорастворимые в воде
гидроксиды железа и алюминия которые сорбируют на
развитой хлопьевидной поверхности взвешенные метко
дисперсные и коллоидные вещества и при благоприятных
гидродинамических условиях оседают на дно отстоини
ка образуя осадок



Коагуляционный метод очистки применяют при не
большых расходах сточных вод при наличии дешевых
коагулянтов необходимости обесцвечивания стоков и не
полной 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, их 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 продолжительностью пребывания воды в которых составляет 1—2 мин. Применяются перегородчатые вихревые шашковые 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 осадком. В осветлителях осуществляются три основных процесса: смешение коагуляции 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 на верхним слоем твердого или жидкого сорбента (адсорбция).

Сорбционная очистка может применяться совместно с методом биологической очистки как метод предочистки, доочистки и самостоятельной. 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 горф, спилкагетт, аэмогел, 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 м²/г. Активность сорбента характеризуется количеством поглощаемого вещества на единицу объема или массы сорбента (кг/м³, 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 перемещающимися устройствами), а также в динамических условиях при которых частица жидкости перемещается относительно сорбента (фильтры, аппараты с псевдооживленным 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 готовной фильтр отключается на регенерацию, а обрабатываемая вода подается на следующий фильтр. После регенерации готовной 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 25—27 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 флотации при обработке сточных вод: 1) флотация с выделением воздуха из раствора (вакуумные, напорные и эрлифтные флотационные установки); 2) флотация с механическим диспергированием воздуха (мехеллерные, безнапорные и пневматические флотационные установки); 3) флотация с подачей воздуха через пористые материалы; 4) электрофлотация; 5) биотехнология и химическая флотация. 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 прямо угловые камеры глубиной 1—1,5 м. При расходе более 100 м³/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 — 15 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 трубах, укладываемых на дно флотационной камеры на расстоянии 0,25—0,3 м друг от друга. Диаметр отверстия сопла 1—1,2 мм, рабочее давление перед ними — 0,3—0,5 МПа, скорость выхода струи из сопла 100—200 м/с, глубина флотатора 3—4 м.

Флотация с подачей воздуха через пористые материалы отличается простотой аппаратного оформления

процесса и относительно малыми энергостратами. Воздух во флотационную камеру подается через мелкопористые фильтровые пластины, трубы насадки, утопленные 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 концентрировать ценные примеси (хром, цинк, свинец, кадмий, 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;

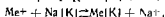
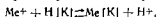
слабокислотные катиониты, содержащие карбоксильные COOH и фенольные группы, диссоциирующие при $\text{pH} > 7$, а также слабоосновные аниониты, содержащие первичные NH_2 и вторичные NH аминогруппы, диссоциирующие при $\text{pH} < 7$;

иониты смешанного типа, проявляющие свойства смеси сильной и слабой кислот или оснований.

Важнейшим свойством 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

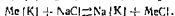
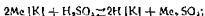
обмен катионов будет проходить по реакциям:



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 $pH \geq 7$

Регенерацию катионитов проводят промывкой кислотой (при H-катионите) или раствором хлористого натрия (при Na-катионите).



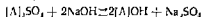
Поскольку в обрабатываемых сточных водах, как правило, содержится несколько катионов, то большое значение имеет селективность поглощения катионов

Слабоосновные аниониты обменивают анионы сильных кислот



где $[А]$ — сложный органический комплекс анионита

Регенерация слабоосновных анионитов достигается фильтрованием через слой отработавшего анионита 2—4%-ных водных растворов NaOH, Na_2CO_3 или NH_4OH



Процессы ионообменной очистки сточных вод осуществляются в аппаратах периодического (фильтрах) или 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, промышленные воды и смывы с пола, $Q=315$ м³/сут, поступление стоков из деитриализационную 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 1) приемного резервуара (рис. 4.1) сточные воды выдвигаются равномерно $q_{ст}=3,05$ л/с

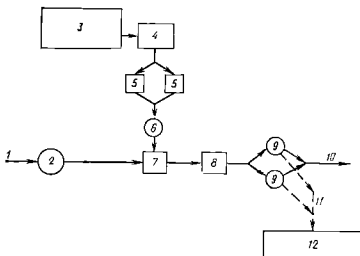
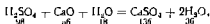
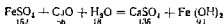


Рис 41. Установка по нейтрализации отработавших травильных растворов: 1 — отработавшие травильные растворы; 2 — приемный резервуар; 3 — склад известки; 4 — помещение для гашения известки; 5 — растворные баки; 6 — насос; 7 — смеситель; 8 — камера нейтрализации; 9 — отстойники; 10 — центрифуга; 11 — осадок; 12 — шламовые площадки.

При нейтрализации отработавших травильных растворов гашеной известью в виде известкового молока происходит следующие реакции с серной кислотой



с сульфатом железа



На основании вышеприведенных реакций и исходных данных по содержанию свободной кислоты и связанного железа в сточных водах находим расход известки на нейтрализацию кислот сточных вод и осаждение железа по формуле (4.2), для чего по табл. 4.1 определяем удельный расход негашеной известки на нейтрализацию серной кислоты $a=0,56$, а по табл. 4.2 — расход негашеной известки, 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

$$G = 1,1 \cdot 315 (0,56 \cdot 12 + 0,37 \cdot 10) \cdot 100/50 = 7221 \text{ кг/сут}$$

Определим площадь закрытого склада для известки F исходя из необходимости хранения месячного запаса ($t_{\text{заб}}=30$ сут), высоты

слой извести при сухом способе хранения $h = 1,5$ м и ее насыпной плотности $\rho = 1 \text{ т м}^{-3}$

$$F = \frac{G_{\text{изв}}}{h_{\text{на}} \rho} = \frac{7,221 \cdot 30}{1,5 \cdot 1} = 144 \text{ м}^2.$$

Принимаем размер склада 6×24 м.

Для гашения извести применяем механическую лопастьную известосаживку марки С.322 производительностью 1 т/ч и устанавливаем ее в помещении рядом со складом извести. Известь приготавливают в виде известкового молока в растворных баках общей емкостью

$$V_p = \frac{G}{n} 100 = \frac{7,221}{6 \cdot 5} 100 = 24 \text{ м}^3,$$

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 $3,5 \times 3,5$ м в глубинной наполнении 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

$$q_{\text{из}} = (n V_p \cdot 1000) / 60 \cdot 400 = (6 \cdot 24) / 86,4 = 1,67 \text{ л/с}.$$

Общий расход нейтрализуемого отработавшего травильного раствора в известковом молоке

$$q_{\text{общ}} = q_{\text{ст}} + q_{\text{из}} = 3,65 + 1,67 = 5,32 \text{ л/с}.$$

Нейтрализуемый раствор смешиваем с известковым молоком в смесителе, продолжительность перемешивания $t_{\text{см}} = 5$ мин. Вместимость смесителя

$$V_{\text{см}} = q_{\text{общ}} \cdot 60 t_{\text{см}} / 1000 = 5,32 \cdot 60 \cdot 5 / 1000 = 1,6 \text{ м}^3.$$

Смеситель принимаем круглым в плане со следующими размерами $D_{\text{см}} = 1,5$ м, $H_{\text{см}} = 1$ м. В смесителе устанавливаем лопастьную мешалку с частотой вращения 40 мин^{-1} .

Из смесителя сточные воды подаются в проточную камеру нейтрализации, объем которой рассчитываем исходя из продолжительности нейтрализации $t_n = 30$ мин

$$V_n = q_{\text{общ}} \cdot 60 t_n / 1000 = 5,32 \cdot 60 \cdot 30 / 1000 = 9,6 \text{ м}^3.$$

Принимаем размеры камеры нейтрализации в плане $2,5 \times 2,5$ м, глубину 1,7 м. камеру нейтрализации оборудуем мешалкой с частотой вращения 40 мин^{-1} .

После нейтрализации сточные воды подаются в отстойник вертикального типа с продолжительностью отстаивания не менее 2 ч. Приняв скорость восходящего потока $v = 0,2$ мм/с, определим площадь отстойника

$$F_{\text{от}} = q_{\text{общ}} / v = 5,32 / 0,2 = 26,6 \text{ м}^2;$$

диаметр отстойника будет

$$D_{\text{от}} = \sqrt{4 F_{\text{от}} / \pi} = \sqrt{4 \cdot 26,6 / 3,14} = 5,8 \text{ м}.$$

Высоту отстойной части отстойника h_1 принимаем равной 1500 мм. Продолжительность пребывания сточных вод в отстойнике

$$t = h_1 / (v \cdot 3600) = 1500 / (0,2 \cdot 3600) = 2,08 \text{ ч}.$$

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 $V_{ос} = 79 \text{ м}^3$. Осадок накапливается в цилиндрической части отстойника высотой $h_2 = 1,8 \text{ м}$ и в конической части отстойника высотой $h_3 = 3 \text{ м}$. Общий объем осадочной части $V_{ос} = 80 \text{ м}^3$.

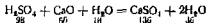
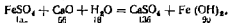
Высоту нейтрального слоя в отстойнике принимаем $h = 0,2 \text{ м}$. Таким образом общая высота отстойника

$$H_{от} = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 = 1,5 + 0,2 + 1,8 + 3 = 7,5 \text{ м}$$

Принимаем два железобетонных отстойника диаметром 6 м каждый с кислотоупорной облицовкой. Отстойники попеременно выключаются для выгрузки осадка.

Пример 4.2 Рассчитать шламовые площадки для обезвреживания осадка от нейтрализационной установки промывных вод при следующих исходных данных: расход промывных вод $Q = 720 \text{ м}^3/\text{сут}$; содержание серной кислоты в сточных водах $A = 0,5 \text{ кг/м}^3$; содержание сульфата железа $C_1 = 0,6 \text{ кг/м}^3$; влажность осадка $P_{ад} = 88\%$.

Решение. Запишем уравнения реакций нейтрализации:



Количество сухого вещества осадка образующегося при нейтрализации 1 м^3 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 — количество активной CaO необходимой соответственно для осаждения металлов и нейтрализации свободной серной кислоты кг на 1 м^3 ; x_2 — количество образующихся гидроксидов металлов кг на 1 м^3 ; y_1 , y_2 — количество сульфата кальция, образующегося соответственно при осаждении металлов и нейтрализации свободной серной кислоты кг на 1 м^3 . 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/м^3

$$x_1 = b_1 C_1 = 1 \cdot 0,37 \cdot 0,6 = 0,22$$

$$x_2 = aA = 0,56 \cdot 0,5 = 0,28,$$

где b — в пересчете на сульфат железа определяем по табл. 4.2 а — по табл. 4.1

Количество гидроксида железа выделяемого на 1 м^3 воды определяем по уравнению реакции осаждения сульфата железа

$$x_3 = \frac{90}{152} C_1 = \frac{90}{152} \cdot 0,6 = 0,36 \text{ кг/м}^3,$$

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

$$P_{ос} = 10M / (100 - P_{в.г}) = (10 \cdot 0,58) / (100 - 88) = 0,48 \%$$

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 $q_{ш.г} = 10 \text{ м}^3/\text{год}$

Общая площадь шламовых площадок

$$F_{ш.г} = P_{ос} \cdot 365 / q_{ш.г} = 3,5 \cdot 365 / 10 = 128 \text{ м}^2$$

Принимаем четыре шламовые площадки размером 5×64 м и площадью 32 м каждая. Здание шламообезвреживающих площадок оборудуем грейферным краном для выгрузки осадка с площадок и автотранспорт.

Пример 4.3 Требуется рассчитать вертикальный фильтр для нейтрализации кислых сточных вод при следующих исходных данных: расход вод $Q = 1200 \text{ м}^3/\text{сут}$; концентрация серной кислоты $A = 11 \text{ г/л}$; в сточных водах отсутствуют растворенные соли металлов.

Решение. В качестве загрузочного материала выбираем щековый доломит ($\lambda_{з.м} = 0,62$) крупностью фракции $d_{фр} = 15 \text{ мм}$ и плотностью $\rho = 2,8 \text{ т/м}^3$.

Высота слоя загрузочного материала в см

$$H = K_{з.м} d_{фр}^n (3 + \lg b) \sqrt{v},$$

где b — концентрация кислоты г экв/л; v — скорость фильтрации м/ч; $n = 1,47$ — константа.

Пересчитаем концентрацию серной кислоты в г экв/л

$$b = 0,0204 A = 0,0204 \cdot 11 = 0,0225$$

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 нейтразуемых сточных вод м³/с; v — скорость фильтрации м/с.

Расход реагента

$$M = mAQ/1000 = 0,94 \cdot 1,1 \cdot 1200/1000 = 1,24 \text{ т/сут},$$

где m — коэффициент, характеризующий стехиометрическое соотношение, в нашем случае $m=0,94$

Фактический расход доломита

$$M_{\phi} = 1,5M = 1,5 \cdot 1,24 = 1,86 \text{ т/сут}$$

Продолжительность работы фильтра без перегрузки

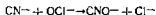
$$t = W/M_{\phi} = HFp/M_{\phi} = 1,08 \cdot 8,3 \cdot 2,8/1,86 = 13,5 \text{ сут},$$

где W — масса загруженного в фильтр нейтрализующего материала, т

Таким образом, для нейтрализации сточных вод принимаем два круглых и один вертикальный фильтра высотой 1,08 м и диаметром 2,3 м каждый

Пример 4.4 Определить расход хлора и известки необходимой для окисления цианидсодержащих сточных вод при следующих исходных данных: расход сточных вод $Q=300 \text{ м}^3/\text{сут}$, концентрация простых цианидов в сточных водах $C=50 \text{ г/м}^3$ (по цианид-иону CN^-)

Решение Для определения теоретического количества активного хлора x_t , необходимого для окисления цианидов запишем уравнение $x_t = nC$, где n — теоретически необходимое количество активного хлора для окисления растворимого цианида до цианат-иона по формуле



Активный хлор определяют по количеству грамм-атомов хлора, выделенных данным реагентом на йодистого калия в кислой среде

При окислении простых цианидов и комплексных цианидов значения $n=2,73$, а при окислении комплексных цианидов меди $n=2,96$ и $n=3,18$

$$x_t = 2,73 \cdot 50 = 136,5 \text{ г/м}^3.$$

Расход хлорной известки, необходимой для окисления цианидсодержащих сточных вод,

$$\lambda = K_2 \cdot x_t \cdot Q/(a \cdot 10) = 1,25 \cdot 136,5 \cdot 300/(30 \cdot 10) = 171 \text{ кг/сут},$$

где $K_2=1,2-1,3$ — коэффициент запаса реагента, a — содержание активного хлора в реагенте (в товарной хлорной известке 30—35 %)

Пример 4.5 Подобрать озонаторы для окисления производственных сточных вод при следующих исходных данных: расход сточных вод $Q=2300 \text{ м}^3/\text{сут}$, требуемая доза озона для окисления загрязняющих $d_{\text{оз}}=18 \text{ г/м}^3$

Решение Определим необходимый расход озона для окисления загрязнений, содержащихся в сточных водах

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

По табл. 4.3 подбираем озонаторы марки ОП-4 производительность которых 1 кг озона в 1 ч. Число озонаторов

$$m = K_3 \cdot \frac{D_{\text{оз}}}{q_{\text{оз}} \cdot 24} = 1,07 \cdot \frac{41,4}{1 \cdot 24} = 2,$$

ТАБЛИЦА 43 ТЕХНИЧЕСКИЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ ОЗОНАТОРОВ ТРУБЧАТОГО ТИПА

Модель озонатора	Номинальная производительность по озону кг/ч	Концентрация озона в смеси 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	16	11—16	120	16
ОП 315	38	12—14	300	18
ОП 510	6	12—14	450	18

где $K_2 = 105 - 11$ q_{01} — производительность одного озонатора, кг/сут

Принимаем два рабочих и один резервный озонатор марки ОП 4

Пример 46 Рассчитать контактную камеру барботажного типа для обеззараживания и окисления затравочной, 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 $d_{01} = 21$ г/м³; необходимое время контакта обрабатываемой сточной воды с озоно-воздушной смесью $t_c = 25$ мин

Решение Вычислим необходимый расход азота

$$D_{01} = d_{01} Q / 1000 = 21 \cdot 3000 / 1000 = 63 \text{ кг/сут}$$

По табл. 43 подбираем озонаторы марки ОП 4 производительностью $q_{01} = 1$ кг озона в 1 ч и концентрацией озона в озоно-воздушной смеси $C_{01} = 20$ г/м³

Число рабочих озонаторов

$$n = K_2 \frac{D_{01}}{q_{01} 24} = 1,17 \frac{63}{1 \cdot 24} = 3$$

Принимаем контактные реакционные камеры барботажного типа с распыливающими элементами из керамических труб с порами размером $d_{\text{пор}} = 100$ мкм и интенсивностью распыливания $I_p = 20$ м³/(м² ч)

Общая площадь всех распыливающих элементов

$$f_{\text{общ}} = q d_{01} / (C_{01} I_p) = 125 \cdot 21 / (20 \cdot 20) = 6,6 \text{ м}^2,$$

где q — расход обрабатываемых сточных вод м³/ч

Площадь распыливающего элемента $f_p = 0,144 \text{ м}^2$ (диаметр $d_p = 0,092$ м, длина $l = 0,5$ м)

Общее количество распыливающих элементов n_p и их общую длину Σl_p вычисляем по формулам

$$n_p = f_{\text{общ}} / f_p = 6,6 / 0,144 = 46,$$

$$\Sigma l_p = n_p l_p = 46 \cdot 0,5 = 23 \text{ м}.$$

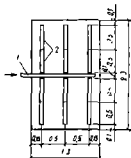


Рис. 4.2 Расположение распыляющих керамических элементов в контактной камере барботажного типа

1 — центральный коллектор озono-воздушной смеси, 2 — распыляющие элементы

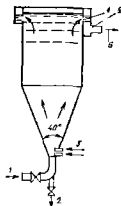


Рис. 4.3 Вертикальный смеситель

1 — подача сточных вод, 2 — па- грубок опорожняющий смесителя, 3 — подача реагентов, 4 — затвор, 5 — периферий- ный лоток, 6 — выпуск сточных вод

Принимаем четыре контактные реакционные камеры барботажного типа (рис. 4.2), керамические трубы располагаем по дну каме- ры на расстоянии 0,5 м между осями. Высоту слоя воды над распы- лителями принимаем $H=4,5$ м, а размер контактной камеры в плане $1,3 \times 2,3$ м. Распыляющие элементы собираем по два элемента в блоке с обеих сторон центрального коллектора, таким образом киш- структивно в каждой камере располагается по 12 распыляющих элементов.

Конструктивный объем контактных камер

$$V_n = 4 (1,3 \cdot 2,3 \cdot 4,5) = 54 \text{ м}^3.$$

Необходимый объем камер с учетом продолжительности контак- та обрабатываемой сточной воды с озono-воздушной смесью:

$$V = K_{np} q_n = 1,1 \cdot 125 \cdot 25/60 = 57,2 \text{ м}^3,$$

где K_{np} — коэффициент увеличения объема воды за счет продувки его озono-воздушной смесью, обычно равен 1,1, t_n — продолжитель- ность контакта, ч.

Поскольку конструктивный размер камер не обеспечивает необ- ходимой 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 составля- ет $57,4 \text{ м}^3$.

Пример 4.7. Определить размеры вертикального смесителя при следующих исходных данных: расход сточных вод $Q=200 \text{ м}^3/\text{ч}$, про- должительность пребывания сточных вод в смесителе $t_{см}=2$ мин.

Решение. Примем смеситель круглой формы в плане (рис.

4.3) с углом конусности конической части $\alpha = 40^\circ$ и скоростью восходящего потока в цилиндрической части смесителя $v_d = 90$ м/ч.

Определим площадь поперечного сечения цилиндрической части смесителя F_d и ее диаметр D_d .

$$F_d = Q/v_d = 200/90 = 2,2 \text{ м}^2,$$

$$D_d = \sqrt{4F_d/\pi} = \sqrt{4 \cdot 2,2/3,14} = 1,67 \text{ м}$$

Диаметр входного отверстия смесителя принимаем равным диаметру поднимающего трубопровода d_n , который назначают исходя из скорости движения сточной жидкости $v_n = 1-1,2$ м/с, при $v_n = 1,1$ м/с $d_n = 253$ мм.

Рассчитываем высоту конической части смесителя h_k при угле конусности $\alpha = 40^\circ$ и ее объем V_k .

$$h_k = (D_d - d_n)/(2 \sin 20^\circ) = (1670 - 253)/(2 \cdot 0,364) = 1,95 \text{ м},$$

$$V_k = \frac{\pi}{3} h_k \left[\left(\frac{D_d}{2} \right)^2 + \left(\frac{d_n}{2} \right)^2 + \frac{D_d}{2} \cdot \frac{d_n}{2} \right] =$$

$$= \frac{3,14}{3} \cdot 1,95 \left[\left(\frac{1,67}{2} \right)^2 + \left(\frac{0,253}{2} \right)^2 + \frac{1,67}{2} \cdot \frac{0,253}{2} \right] = 1,67 \text{ м}^3$$

Определим полный объем смесителя

$$V_{см} = Q/v_{см}/60 = 200 \cdot 2/60 = 6,7 \text{ м}^3,$$

находим объем цилиндрической части смесителя V_d и ее высоту h_d .

$$V_d = V_{см} - V_k = 6,7 - 1,67 = 5,03 \text{ м}^3,$$

$$h_d = V_d/F_d = 5,03/2,2 = 2,28 \text{ м},$$

Общая высота смесителя

$$H_{см} = h_k + h_d = 1,95 + 2,28 = 4,23 \text{ м}$$

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.

$$n_{отв} = F_{отв}/f_{отв} = 4Q/(\pi d_{отв}^2 v_{от} \cdot 3600) =$$

$$= 4 \cdot 200/(3,14 \cdot 0,08^2 \cdot 1 \cdot 3600) = 11,$$

где $F_{отв}$ и $f_{отв}$ — площади соответственно всех и одного отверстий м.

Расстояния между отверстиями (по осям)

$$l_{отв} = \pi D_d/n_{отв} = 3,14 \cdot 1,67/11 = 0,475 \text{ м}$$

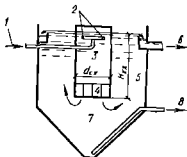
Скорость движения воды в периферийном лотке $v_l = 0,5-0,8$ м/с, а угол два лотка $\gamma = 0,02$.

Пример 4.8 Рассчитать водоворотную камеру хлопьеобразования совмещенную с вертикальным отстойником при следующих данных: расход сточных вод $Q = 13\,000$ м³/сут., максимальный расход $q_{max} = 810$ м³/ч, средний расход $q_{ср} = 540$ м³/ч.

Решение Принимаем число водоворотных камер хлопьеобразо-

Рис. 44. Водоворотная камера хлопьеобразования с совмещенным с вертикальным отстойником

1 — подача сточных вод 2 — выпускные сопла 3 — остротная водоворотная камера хлопьеобразования 4 — успокоительная решетка 5 — зона осаждения отстойника 6 — выпуск обработанных сточных вод 7 — осадочная зона 8 — выпуск осадка



вания совмещенный с вертикальным отстойником $L_{кx}=4$ (рис. 44) и определяем площадь

$$f_{кx} = q_{\max} t_{кx} / (60 H_{кx} \pi_{кx}) = 810 \cdot 7,5 / (60 \cdot 3,6 \cdot 4) = 7,03 \text{ м}^2,$$

где $t_{кx}=5-10$ мин — продолжительность пребывания сточных вод в камере $H_{кx}=3,6-4$ м — высота камеры

Далее вычислим диаметр одной камеры

$$d_{кx} = \sqrt{4 f_{кx} / \pi} = \sqrt{4 \cdot 7,03 / 3,14} = 3 \text{ м}.$$

В воду в камеру подают с помощью неподвижного сегнерова колеса, вращающегося в виде двух изогнутых отрезков трубы. Выпуск воды из сопла тангенциально по отношению к поверхности стенки камеры. Сопло размещается на расстоянии $0,2 d_{кx} = 0,2 \cdot 3 = 0,6$ м от стенки камеры на глубине $0,5$ м от поверхности воды. Диаметр сопла

$$d_c = 1,13 \sqrt{q_{\max} / (\mu_c)} = 1,13 \sqrt{0,028 / (0,908 \cdot 3)} = 0,115 \text{ м},$$

где $q_{\max}$ — максимальный расход сточных вод на одно сопло, $\text{м}^3/\text{с}$ $\mu=0,908$ — коэффициент расхода для конически сходящегося насадка с углом конусности $\beta=25^\circ$ v_c — скорость выхода воды из сопла $\text{м}/\text{с}$ (принимается равной $2-3$ $\text{м}/\text{с}$)

Диаметр подводящего трубопровода рассчитываем из условия скорости движения сточной воды $v_n=0,8-1$ $\text{м}/\text{с}$. 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 $t_{oc}=1$ ч

$$V_{oc} = q_{\max} t_{oc} / \pi_{кx} = 810 \cdot 1 / 4 = 202,5 \text{ м}^3$$

Высоту зоны осаждения принимаем равной $H_{oc} = H_{кx} + 0,5 = 3,6 + 0,5 = 4,1$ м. Диаметр отстойника

$$\begin{aligned} D_{отс} &= 1,13 \sqrt{(V_{oc} + V_n) / H_{oc}} = \\ &= 1,13 \sqrt{(202,5 + 25,3) / 4,1} = 8,4 \text{ м}. \end{aligned}$$

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 из осветлителя, $Q=1500 \text{ м}^3/\text{ч}$, сточные воды обрабатываются сульфатом алюминия и полиакриламидом, концентрация взвешенных веществ в сточной воде, поступающей в осветлитель, $C_n=2000 \text{ г/м}^3$, концентрация взвешенных веществ после осветления должна быть $C_n=10 \text{ г/м}^3$.

Решение. Определим расход сточных вод, выходящих из осветлителя.

$$Q_{\text{осв}} = \frac{Q}{1 + (C_n - C_{\text{пл}})/C_{\text{пл}}} = \frac{1500}{1 + (2000 - 10)/31000} = 1410 \text{ м}^3/\text{ч},$$

где $C_{\text{пл}}$ — концентрация взвешенных веществ в шлам осадкоуплотнителя после уплотнения в течение времени между продувками осветлителя (не менее 3—6 ч), г/м^3 (определяется по табл. 4.4), при $C_n=2000 \text{ г/м}^3$ и $t_{\text{удл}}=4 \text{ ч}$ значение $C_{\text{пл}}=31000 \text{ г/м}^3$.

ТАБЛИЦА 4. ПАРАМЕТРЫ ДЛЯ РАСЧЕТА ОСВЕТИТЕЛЕЙ СО ВЗВЕШЕННЫМ СЛОЕМ ОСАДКА

$C_n, \text{ г/м}^3$	$t_{\text{осв}}, \text{ м/ч}$	$C_{\text{пл}}, \text{ г/м}^3$, при $t_{\text{удл}}, \text{ ч}$			K_p
		4	6	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

$$F_{\text{осв}} = F_{\text{зо}} + F_{\text{удл}} = \frac{Q}{v_{\text{расч}}} [K_p + (1 - K_p) \varphi] =$$

$$= \frac{1500}{4,2} [0,62 + (1 - 0,62) 1,2] = 334,3 \text{ м}^2,$$

где $F_{\text{зо}}$ и $F_{\text{удл}}$ — соответственно площадь зоны осветления и осадкоуплотнителя, м^2 , $v_{\text{расч}}$ — расчетная скорость выходящего 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_p — коэффициент распределения воды между зоной осветления и осадкоуплотнителем (определяется по табл. 4.4).

Поскольку площадь одного осветлителя не должна превышать 100—150 м^2 , принимаем четыре осветлителя, каждый площадью $F_{\text{осв}}=96 \text{ м}^2$ (в том числе площадь зоны осветления $F_{\text{зо}}=60 \text{ м}^2$, а площадь осадкоуплотнителя $F_{\text{удл}}=36 \text{ м}^2$).

Ширина каждого коридора осветлителя $A_{\text{осв}}=3 \text{ м}$, ширина осадкоуплотнителя $A_{\text{удл}}=3,6 \text{ м}$ (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 $h_2=2+2,5 \text{ м}$, высота зоны

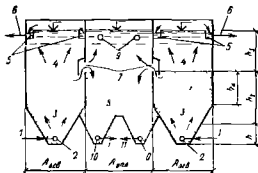


Рис. 45 Осветлитель коридорного типа с вертикальным осадкоуплотнителем 1 — подача сточных вод 2 — дырчатые подораспределительные трубы 3 — зона осветленной воды 4 — зона осветления 5 — сборные желоба 6 — отвод осветленной сточной воды 7 — осадкоприемные скважины с эластичными вкладышами 8 — осадкоуплотнитель 9 — дырчатые трубы, отводящие осветленную сточную воду 10 — дырчатые осадкоотводящие трубы 11 — отвод избыточного осадка

осветления $h_2 = 1,5 + 2$ м. В данном случае $h_1 = 1$ м, $h_2 = 2,5$ м и $h_3 = 2$ м. Тогда общая высота осветлителя

$$H_{\text{осв}} = h_1 + h_2 + h_3 = 1 + 2,5 + 2 = 5,5 \text{ м.}$$

Площадь осадкоприемных окон в одном осветлителе

$$F_{\text{ок}} = \frac{Q(1 - K_p)}{4v_{\text{ок}}} = \frac{1500(1 - 0,62)}{4 \cdot 36} = 3,96 \text{ м}^2,$$

где $v_{\text{ок}}$ — скорость движения сточной воды с осадком в осадкоприемных окнах (обычно принимается 36—54 м/ч).

Высота окон $h_{\text{ок}} = 0,3$ м. Тогда общая их длина с каждой стороны осадкоуплотнителя

$$l_{\text{ок}} = F_{\text{ок}} / (2h_{\text{ок}}) = 3,96 / (2 \cdot 0,3) = 6,6 \text{ м.}$$

Устраиваем с каждой стороны осадкоуплотнителя по горизонтали 10 окон для приема избыточного осадка размером каждое $0,3 \times 0,66$ м. Нижняя кромка осадкоприемных окон располагается на высоте $h_4 = 1,5 - 1,75$ м выше перехода стенок осветлителя из наклонных в вертикальные. При этом $h_4 = 1,75$ м.

Определим объем зоны уплотнения осадка $V_{\text{упл}}$ (части объема осадкоуплотнителя, которая расположена на 0,5 м ниже кромки осадкоприемных окон). По конструктивным размерам объем зоны уплотнения одного осветлителя $V_{\text{упл}} = 99 \text{ м}^3$.

Проверим соответствие конструктивного объема зоны уплотнения условию

$$V_{\text{упл}} \geq Q(C_p - C_n) t_{\text{упл}} / C_{\text{пл}},$$

$$Q(C_p - C_n) t_{\text{упл}} / C_{\text{пл}} = \frac{1500}{4} (2000 - 10) 4 / 31\,000 = 96,3 \text{ м}^3$$

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 $Q=15 \text{ м}^3/\text{ч}$, адсорбционный константа распределения сорбата между сорбентом и раствором $K_{адс}=8000$, начальная концентрации сорбата в растворе $C_n=0,35 \text{ кг/м}^3$, доза сорбента $C_c=1,3 \text{ кг/м}^3$

Решение Определим расход сорбента при одноступенчатой сорбционной очистке

$$m_1 = C_c Q = 1,3 \cdot 15 = 19,5 \text{ кг/ч}$$

Рассчитаем концентрацию сорбата в сточных водах после одноступенчатой сорбционной очистки

$$C_1 = \frac{Q}{Q + K_{адс} m_1} C_n = \frac{15 \cdot 0,35}{15 \cdot 0,35 + 8000 \cdot 19,5} = 0,031 \text{ г/л} = 31 \text{ мг/л}$$

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

Концентрация сорбата C_2 и C_4 соответственно после двух и четырехступенчатой очистки составляют

$$C_2 = \left(\frac{Q}{Q + K_{адс} m_2} \right)^2 C_n = \left(\frac{15 \cdot 0,35}{15 \cdot 0,35 + 8000 \cdot 9,75} \right)^2 0,35 = 0,0091 \text{ г/л} = 9,1 \text{ мг/л},$$

$$C_4 = \left(\frac{Q}{Q + K_{адс} m_4} \right)^4 C_n = \left(\frac{15 \cdot 0,35}{15 \cdot 0,35 + 8000 \cdot 4,88} \right)^4 0,35 = 0,0021 \text{ г/л} = 2,1 \text{ мг/л}$$

Определим эффект очистки сточных вод соответственно на одно, двух и четырехступенчатой сорбционной установке

$$\mathcal{E}_1 = (C_n - C_1) 100/C_n = (350 - 31) 100/350 = 91,1 \%,$$

$$\mathcal{E}_2 = (C_n - C_2) 100/C_n = (350 - 9,1) 100/350 = 97,4 \%,$$

$$\mathcal{E}_4 = (C_n - C_4) 100/C_n = (350 - 2,1) 100/350 = 99,4 \%$$

Пример 4.11 Определить продолжительность защитного действия фильтра при очистке фенолсодержащих сточных вод и количество издерживаемого фенола при следующих исходных данных: начальная концентрации фенола в сточной воде $C_n=3500 \text{ мг/л}$, скорость фильтрации $v=2,2 \text{ м/ч}$, коэффициент защитного действия фильтра $k_{адс}=22,5$, потеря времени защитного действия $t=6,5 \text{ ч}$, динамическая активность сорбента (активированный уголь) $\sigma_d=175 \text{ кг/м}^3$

Решение Принимаем насыпные фильтры высотой $H=1 \text{ м}$, площадью фильтрации $F=4 \text{ м}^2$ и эмпирической константой $h=0,3 \text{ м}$. Тогда продолжительность защитного действия фильтра

$$t_{зд} = K_{зд} H - \tau = 22,5 \cdot 1 - 6,5 = 16 \text{ ч}.$$

Количество фенала сорбируемого фильтром за этот период,

$$M = (H - h) F a_d = (1 - 0,3) 4 \cdot 175 = 490 \text{ кг}$$

Пример 4.12 Рассчитать пневматическую флотационную установку при следующих исходных данных расход сточных вод $Q = 400 \text{ м}^3/\text{ч}$, время флотации $t_{\text{ф}} = 15 \text{ мин}$, коэффициент аэрации $K_{\text{аэ}} = 0,25$

Решение Объем флотатора

$$V_{\text{ф}} = Q/t_{\text{ф}}/[60(1 - K_{\text{аэ}})] = 400/15/[60(1 - 0,25)] = 133,3 \text{ м}^3.$$

Рабочая глубина флотатора $H_{\text{ф}} = 3 \text{ м}$, тогда его площадь

$$F_{\text{ф}} = V_{\text{ф}}/H_{\text{ф}} = 133,3/3 = 44,4 \text{ м}^2$$

Принимаем интенсивность аэрации $I = 20 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$ тогда требуемый расход воздуха

$$Q_{\text{п}} = IF_{\text{ф}} = 20 \cdot 44,4 = 888 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Принимаем два флотатора шириной $B_{\text{ф}} = 3 \text{ м}$ и длиной $l_{\text{ф}} = 7,5 \text{ м}$ каждый

По оси флотаторов поперек секций располагаем воздухораспределительные трубы на расстоянии $l_{\text{тр}} = 0,25 \text{ м}$ друг от друга, общее число труб в каждом флотаторе

$$n_{\text{тр}} = l_{\text{ф}}/l_{\text{тр}} = 7,5/0,25 = 30.$$

Определим общее число сопел $n_{\text{с}}$, приняв скорость выхода струи воды из них $v_{\text{с}} = 100 \text{ м/с}$, а диаметр отверстий сопла $d_{\text{с}} = 1 \text{ мм}$, т. е. площадь отверстия каждого сопла $f_{\text{с}} = 0,000000785 \text{ м}^2$

$$n_{\text{с}} = Q_{\text{п}}/(3600 f_{\text{с}} v_{\text{с}}) = 888/(3600 \cdot 0,000000785 \cdot 100) = 3142.$$

Число сопел на каждой воздухораспределительной трубе $n'_{\text{с}}$ и расстояние между ними $l_{\text{с}}$ находим по формулам

$$n'_{\text{с}} = n_{\text{с}}/(2n_{\text{тр}}) = 3142/(2 \cdot 30) = 52,$$

$$l_{\text{с}} = B_{\text{ф}}/n'_{\text{с}} = 3/52 = 0,058 \text{ м}$$

Рабочее давление перед соплами принимаем равным $0,5 \text{ МПа}$

Пример 4.13 Рассчитать пылеуловительную флотационную установку для предварительной очистки сточных вод меховой фабрики, содержащих поверхностно активные вещества и жиры, при расходе сточных вод $Q = 2700 \text{ м}^3/\text{сут}$

Решение Флотационные камеры принимаем квадратными в плане со стороной квадрата $l = 6d_{\text{л}}$ ($d_{\text{л}} = 0,2 - 0,75 \text{ м}$ — диаметр пылеуловителя). Принимаем $d_{\text{л}} = 0,5 \text{ м}$ тогда $l = 6 \cdot 0,5 = 3 \text{ м}$. Рабочий объем камеры

$$V_{\text{ф}} = h_{\text{ф}} l^2,$$

где $h_{\text{ф}}$ — рабочая высота флотационной камеры (обычно $1,5 - 3 \text{ м}$)

$$h_{\text{ф}} = H_{\text{ст}}/\rho_{\text{ж}}$$

где $\rho_{\text{ж}}$ — плотность флотирзуемой жидкости (водно-воздушной смеси) $= 0,67 \text{ г/см}^3$, $H_{\text{ст}}$ — статический уровень сточной воды в камере (то флотации), м

$$H_{\text{ст}} = q_{\text{в}}/(2g) = 0,25/2 \cdot 9,8 = 1,8 \text{ м},$$

здесь $\phi = 0,2-0,3$ — коэффициент шара, u_k — окружная скорость вращения импеллера, равная 12—15 м/с

Тогда

$$h_{\phi} = 1,8 / (0,67 \cdot 1) = 2,7 \text{ м};$$

$$V_{\phi} = 2,7 \cdot 3^2 = 24,3 \text{ м}^3.$$

Число флотационных камер

$$n_{\phi} = \frac{Q'_{\phi}}{24 \cdot 60 \cdot V_{\phi} (1 - K_{\Delta})} = \frac{2700 \cdot 25}{24 \cdot 60 \cdot 24,3 (1 - 0,35)} = 2,97,$$

где $t_{\phi} = 20-30$ мин — продолжительность флотации, $K_{\Delta} = 0,35$ — 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 $Q = 110 \text{ м}^3/\text{ч}$, в качестве электрода использовать алюминевые пластины

Решение. Принимаем горизонтальный электрофлотатор, состоящий из двух флотационных камер (на рис. 4.6 схематично показана одна камера). Число электродов, располагаемых в каждой камере,

$$n_2 = (A - 2a + c) / (\delta + c) = (2000 - 2 \cdot 100 + 20) / (8 + 20) = 65,$$

где A — ширина флотационной камеры ($A = 2$ м при $Q < 90 \text{ м}^3/\text{ч}$, $A = 2,5-3$ м при $Q = 90-180 \text{ м}^3/\text{ч}$), $a = 100$ мм — величина зазора меж-

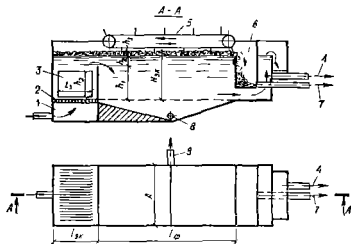


Рис. 4.6 Горизонтальный электрофлотатор

1 — входная камера, 2 — решетка-всплыватель, 3 — электродная система, 4 — отвод (сброс) чистой сточной воды, 5 — корпус, 6 — электроды, 7 — отвод (сброс) осадка, 8 — труба отвода электрофлотатора и выпуск осадка

Общий объем электрофлотационной установки

$$V_y = 2 (V_{\text{ан}} + V_{\text{ф}}) = 2 (4,8 + 27,5) = 64,6 \text{ м}^3$$

Далее определяем количество материала электродов m , переходящего в 1 м³ раствора, г/м³, по формуле

$$m = k_1 \cdot \Sigma E,$$

где $k_1 = 0,5 - 0,95$ — коэффициент выхода по току, Σ — электрохимический эквивалент, г/(А·ч) (для Fe^{2+} , Fe^{3+} , Al^{3+} — соответственно 1,042, 0,695 и 0,336)

Для алюминиевых электродов

$$m = 0,6 \cdot 0,336 \cdot 200 = 40,3 \text{ г/м}^3.$$

Срок службы электродной системы в сутках вычисляется по выражению

$$T = M \cdot 1000 / (mQ \cdot 24),$$

где M — масса металла электродов, которая растворяется при электролизе, кг, $M = \rho k_2 / \alpha b l_2$ [здесь ρ — плотность металла электродов, кг/м³, k_2 — коэффициент использования материала электродов (0,8 — 0,9)]

Определив значение $M = 2700 \cdot 0,85 / 1,15 \cdot 0,005 / 130 = 2745$ кг получим

$$T = (2745 \cdot 1000) / (40,3 \cdot 110 \cdot 24) = 25,8 \text{ сут.}$$

Пример 4.15. Рассчитать ионнообменную 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. 4б

ТАБЛИЦА 4б СОСТАВ СТОЧНЫХ ВОД ГАЛЬВАНИЧЕСКОГО ЦЕХА

Ионы	Содержание вещества, г/м ³	Расход вещества г/м ³ на 1 г экв./м ³	Содержание вещества, г экв./м ³	Ионы	Содержание вещества, г/м ³	Расход вещества г/м ³ на 1 г экв./м ³	Содержание вещества, г экв./м ³
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
Sn^{2+}	12	31,77	0,38	SO_4^{2-}	470	48,03	9,78
Ni^{2+}	90	29,36	3,07	$\Sigma [A]$	720	—	17,75
$\Sigma [K]$	237	—	17,75				

Решение. В качестве первой ступени ионнообменной установки принимаем Н-катионитовые фильтры, загруженные сильнокислотным катионитом КУ 2. Объем катионита определяется по формуле

$$V_k = K_{\text{сн}} Q_{\text{вст}} \Sigma [K] / (n_{\text{фд}} E_{\text{рв}} \text{эк}),$$

где $K_{\text{св}} = 1 + 1,35$ — коэффициент для учета расхода воды на собственные нужды установки $Q_{\text{пз}}$ — полезный расход обезвреженной стоковой воды $\text{м}^3/\text{сут}$ $n_{\text{фл}}$ — число фильтроциклов в 1 сут $E_{\text{р}}$ — рабочая обменная способность катионита г экв/м^3

$$E_{\text{раб к}} = K_{\text{зр}} K_{\text{обм}} E_{\text{пол к}} - 0,5q \Sigma [K]$$

здесь $K_{\text{зр}}$ — 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) $K_{\text{обм}}$ 0,8—0,9 — коэффициент для учета снижения обменной способности катионита $E_{\text{пол к}}$ — полная обменная способность катионита равная для КУ 2—800 г экв/м^3 q — удельный расход осветненной воды на отмывку 1 м^3 Н катионита равен 4—6 $\text{м}^3/\text{м}^3$

Тогда

$$E_{\text{раб к}} = 0,91 \cdot 0,85 \cdot 800 - 0,5 \cdot 5 \cdot 17,75 = 574,4 \text{ г экв/м}^3$$

$$V_{\text{к}} = (1,25 \cdot 1200 / 17,75) / (2 \cdot 574,4) = 23,2 \text{ м}^3$$

Определим общую площадь катионитовых фильтров $F_{\text{к}}$ при минимальной высоте загрузки $H = 2,5 \text{ м}$

$$F_{\text{к}} = V_{\text{к}} / H_{\text{к}} = 23,2 / 2,5 = 9,3 \text{ м}^2$$

Принимаем три рабочих катионитовых фильтра и один резервный диаметром $D_{\text{к}} = 2 \text{ м}$ тогда общая площадь фильтров составит $9,4 \text{ м}^2$

Скорость фильтрации воды через катионитовые фильтры

$$V_{\text{к}} = Q / (2,4 \cdot F_{\text{к}}) = 1200 / (2,4 \cdot 9,4) = 5,3 \text{ м/ч}$$

В качестве второй ступени ионообменной установки принимаем анионитовые фильтры со слабоосновным анионом АН 18

Расчетную скорость фильтрования определяем по формуле

$$v_{\text{А}} = \frac{E_{\text{раб А}} H_{\text{А}} - 0,5 H_{\text{А}} [A]}{T [A] + 0,02 E_{\text{раб А}} \ln [A] - 0,1 [A] \ln [A]}$$

где $H_{\text{А}}$ — высота загрузки анионитового фильтра принимаемая равной $2,5 \text{ м}$ $[A]$ — содержание анионов сильных кислот в стоковой воде в данном случае $4,51 + 9,78 = 14,29 \text{ г экв/м}^3$ $E_{\text{раб А}}$ — рабочая обменная способность анионитов г экв/м^3 (для АН 18 равна 1000) T — продолжительность работы каждого фильтра между регенерациями

$$T = 24 / n_{\text{рег}} - t_1 - t_2 - t_3 = 24 / 2 - 0,25 - 1,5 - 3 = 7,75 \text{ ч}$$

(здесь $n_{\text{рег}} = 2-3$ — число регенераций в сут $t_1 = 0,25 \text{ ч}$ — продолжительность взрыхления анионита $t_2 = 1,5 \text{ ч}$ — продолжительность пропускания через анионит регенерационного раствора щелочи $t_3 = 3 \text{ ч}$ — продолжительность отмывки анионита после регенерации)

Тогда

$$v_{\text{А}} = \frac{1000 \cdot 2,5 - 0,5 \cdot 2,5 \cdot 14,29}{7,25 \cdot 14,29 + 0,02 \cdot 1000 \cdot 2,66 - 0,1 \cdot 14,29 \cdot 2,66} = 16,2 \text{ м/ч}$$

Общая площадь анионитовых фильтров

$$F_{\text{А}} = Q / (n_{\text{рег}} \cdot v_{\text{А}}) = 1200 / (2 \cdot 16,2) = 37 \text{ м}^2$$

Принимаем два рабочих анионитовых фильтра и один резерв

ный диаметром $D_A = 2$ м. Тогда общая площадь рабочих фильтров составит 628 м² а фактическая скорость фильтрации

$$v_{\text{факт}} A = Q / (n_{\text{рег}} T F_A) = 1200 / (2 \cdot 7,25 \cdot 628) = 13,2 \text{ м/ч.}$$

Регенерацию катионитов предусматриваем 8 % ным раствором серной кислоты, а анионитов — 5 % ным раствором щелочи

ГЛАВА 5 ДЕЗИНФЕКЦИЯ СТОЧНЫХ ВОД

§ 24 Дезинфекция сточных вод хлором

Для уничтожения патогенных микробов и исключения заражения водоемов этими микробами сточные воды перед спуском в водоемы должны обеззараживаться (дезинфекции). 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 хлор газ поступает в хлоратор дозатор. Отдозированный

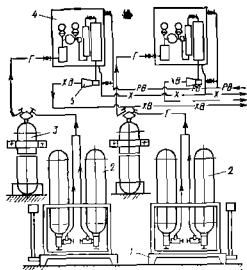


Рис. 5.1. Хлораторная установка с баллонами

1 — баллон, 2 — баллон с жидким хлором, 3 — промежуточный баллон, 4 — хлоратор, 5 — инжектор

ТАБЛИЦА 5.1. ВЫХОД ГАЗООБРАЗНОГО ХЛОРА ПРИ ТЕМПЕРАТУРЕ 16 °С БЕЗ ПОДОГРЕВА

Типа	Площадь наруж- ной поверхности тары, м ²	Средний выход хлора, кг/(ч·м ²)
Баллоны вместимостью 40 л, установ- ленные вертикально	0,99	0,7
То же, наклонно под углом 20°	0,9	2
Контейнеры вместимостью 800 л	4,7	3—4
Тенк вместимостью 40 м ³	77	2—3

хлор засасывается инжектором, 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 128—81 и 205—128 кг/ч (Кременчугский ремонтно-экспериментальный завод коммунального оборудования). Из НРБ поставляются в СССР хлораторы с ручным, электрическим и пневматическим управлением типа ХВ 200 производительностью 25—25 кг/ч и типа ХВ 260 производительностью 125—125 кг/ч.

Хлоргаз проходит по приборам хлоратора под давлением, что исключает прокипание токсичного газа хлора в помещении хлоратории. Для дезинфекции сточных вод СНиП [6] рекомендуют следующие дозы активного хлора после механической очистки — 10 г/м³ 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 Паршалля». 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 транспортировки воздуха, устройств электропитания камер коактатора озона с обрабатываемой водой, оборудования для утилизации остаточного озона в обрабатываемой газовой смеси (рис 52 и 53).

Озон получают из воздуха для получения 1 кг озона

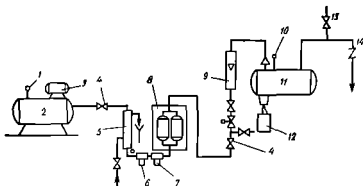


Рис. 62 Технологическая схема озонаторной установки с обезвреживанием при высоком давлении

1 — манометр 2 — баллон сжатого воздуха 3 — компрессор 4 — регулировочный вентиль 5 — водяной теплообменник 6 — воздушный фильтр 7 — масляный фильтр 8 — влагопоглощающий фильтр 9 — расходомер 10 — термометр 11 — озонатор 12 — трансформатор 13 — патрубок для отбора проб озонированного воздуха 14 — обратный клапан

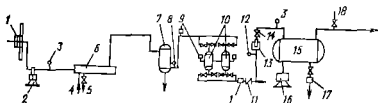


Рис. 63 Технологическая схема озонаторной установки с обезвреживанием в две стадии при низком давлении

1 — воздушный фильтр 2 — воздухоочистка 3 — манометр 4 и 5 — трубопроводы для подачи и отвода охлаждающей воды 6 — водяной теплообменник 7 — фреоновая холодильная установка 8 — термостат 9 — термометры 10 — влагопоглощающий фильтр 11 — обратный клапан 12 — влагопоглощающий фильтр 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 озон-воздушной смеси в трубопроводах не более 10 м/с)

для смесителей барботажных
то же эжекторных
», механических

784—882 ГПа
98—196 »
98—196 »

Синтез озона осуществляется в электрических генераторах озонаторов. В СССР выпускаются озонаторы производительностью до 6 кг/ч. Кроме того генераторы озонаторы поставляют французские фирмы «Трстигаз», «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 в БПК_{полн} ≥ 15 мг/л) требуемая доза озона равна 15—30 мг/л, а продолжительность контакта — 0,3—0,5 ч.

§ 26 Примеры расчетов

Пример 51 Рассчитать хлораторную установку и сооружения для смешения и контакта воды с хлором для очистной станции на полную биологическую очистку производительностью $Q_{\text{ср сут}} = 20\,000 \text{ м}^3/\text{сут}$.

Решение. Средний секундный расход воды на очистную станцию

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

Общий коэффициент неравномерности $K_{\text{об.м.ч.}} = 1,57$ [6]. Тогда максимальный часовой расход

$$Q_{\text{макс ч}} = Q_{\text{ср сут}} K_{\text{об.м.ч.}} / 24 = 2000 \cdot 1,57 / 24 = 1308 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Принимаем дозу хлора для дезинфекции вод $D_{\text{хл}} = 3 \text{ г/м}^3$. Расход хлора за 1 ч при максимальном расходе

$$q_{\text{хл}} = D_{\text{хл}} Q_{\text{макс ч}} / 1000 = 3 \cdot 1308 / 1000 = 3,92 \text{ кг/ч}$$

Расход хлора в сутки

$$q_{\text{хл}} = D_{\text{хл}} Q_{\text{ср сут}} / 1000 = 3 \cdot 20\,000 / 1000 = 60 \text{ кг/сут}$$

В хлораторной предусматривается установка двух хлораторов ЛОНИИ 100К. Один хлоратор рабочий, а другой — резервный.

Определим, сколько баллонов испарителей необходимо иметь для обеспечения получения производительности в 1 ч

$$n_{\text{бал}} = q_{\text{хл}} / S_{\text{бал}} = 3,92 / 0,7 = 6,$$

где $S_{\text{бал}} = 0,7$ 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 расходом 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 $\cdot$ 50 = 12 баллонов. Таким образом, в момент начала работы установки, когда на весах будет установлено 12 баллонов, запас хлора будет достаточен для работы в течение 12 $\cdot$ 12 = 10 сут. При выработке газа из шести баллонов на одних весах запас хлора будет достаточен для работы в течение 6 $\cdot$ 12 = 5 сут.

В хлордозаторной помещаем два хлоратора ЛОНИИ 100К и два баллона (грязевик) 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

$$Q = q_{\text{хл}} q_v = 3,92 \cdot 0,4 = 1,57 \text{ м}^3/\text{ч},$$

где $q_v = 0,4$ м³/кг — норма водопотребления, м³ на 1 кг хлора.

Хлорная вода для дезинфекции сточной воды подается перед смесителем. Принимаем смеситель типа «Лоток Паршалля» с горизонтальной шириной 300 мм.

Для обеспечения контакта хлора со сточной водой запроектируем контактные резервуары по типу горизонтальных отстойников. Объем резервуаров

$$V_{\text{кр}} = Q_{\text{макс}} \cdot t / 60 = 1308 \cdot 30 / 60 = 654 \text{ м}^3,$$

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

$$\omega = V_{np}/L = 654/18 = 36,3 \text{ м}^2.$$

При глубине $H=2,8$ м и ширине каждой секции $b=6$ м число секций

$$n = \omega/(bH) = 36,3/(6 \cdot 2,8) = 2,16.$$

Фактическая продолжительность контакта воды с хлором в час максимального притока воды

$$T = V_{np}/Q_{\max} \text{ ч} = \rho b n L / Q_{\max} \text{ ч} = 2 \cdot 6 \cdot 2,8 \cdot 18 / 1308 = \\ = 0,46 \text{ ч} = 28 \text{ мин.}$$

С учетом времени движения воды в отводных лотках фактическая продолжительность контакта воды с хлором составит около 30 мин.

Принимаем контактные резервуары, разработанные ЦНИИЭП инженерного оборудования. Они имеют ребристое дноще в лотках которого расположены смыльные трубопроводы с насадками, а по продольным стенам смонтированы аэраторы и перфорированные трубы. Оседок удаляют один раз в 5—7 сут. При отключении секции осадок вымывается технической водой, поступающей из насадок, и возвращается в начало очистных сооружений. Для поддержания осадка во взвешенном состоянии смесь в резервуаре аэрируют.

Пример 62. Рассчитать озонаторную установку и контактную камеру для дезинфекции сточных вод, прошедших доочистку на фильтрах. Расход сточных вод $Q_{\text{сут}} = 12\,000 \text{ м}^3/\text{сут}$.

Решение. Средний секундный расход воды на очистную станцию составит

$$q_{\text{ср}} = Q_{\text{сут}} / (24 \cdot 3600) = 12\,000 / 86\,400 = 0,139 \text{ м}^3/\text{с}$$

Общий коэффициент неравномерности $K_{\text{об. макс}} = 1,59$ [6]. Максимальный часовой расход

$$Q_{\text{макс. ч}} = Q_{\text{сут}} K_{\text{об. макс}} / 24 = 12\,000 \cdot 1,59 / 24 = 795 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Принимаем дозу озона $D_{\text{оз}} = 10 \text{ г/м}^3$ и продолжительность контакта $T_{\text{оз}} = 10 \text{ мин}$.

Максимальный расход озона

$$O_{\text{оз}} = Q_{\text{макс. ч}} D_{\text{оз}} / 1000 = 795 \cdot 10 / 1000 = 7,95 \text{ кг/ч}$$

Расход озона в сутки

$$O_{\text{оз. сут}} = Q_{\text{сут}} D_{\text{оз}} / 1000 = 12\,000 \cdot 10 / 1000 = 120 \text{ кг/сут}$$

Принимаем озонаторы типа ОП 315 с номинальной производительностью по озону $O_3 = 3,8 \text{ кг/ч}$. При этом средний расход воздуха равен $300 \text{ м}^3/\text{ч}$, расход охлаждающей воды $q_{\text{в}} = 30 \text{ м}^3/\text{ч}$. Требуемое число озонаторов

$$n_{\text{оз}} = O_{\text{оз}} / O_3 = 7,95 / 3,8 = 2,1$$

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

$$q = q_{\text{в}} n / 3600 = 30 \cdot 2 / 3600 = 0,017 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Определим размеры контактных (барботажных) камер для сепарации озона воздушной смеси с водой. Принимаем высоту воды в камере $H_k = 4$ м. Общая площадь камер должна равняться

$$F = Q_{\max} \cdot T_{\text{об}} / (3600 H_k) = 795 \cdot 10 / (3600 \cdot 4) = 33,1 \text{ м}^2$$

Принимаем две секции размером в плане $4 \times 4,14$ м. Для распределения озона воздушной смеси у дна контактной камеры располагаются перфорированные (керамические ворсистые) трубы длиной $l = 500$ мм, внутренним диаметром 64 мм и наружным диаметром 92 мм. Керамические ворсистые 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 $O_{\text{сух}}$ и активного ила $I_{\text{сух}}$, образующихся на станции, т в 1 сут, рассчитывают по следующим формулам.

$$O_{\text{сух}} = \frac{C \cdot k}{1000 \cdot 1000} Q, \quad (6.1)$$

$$I_{\text{сух}} = \frac{0,8C(1 - \varepsilon) + aL_a - b}{1000 \cdot 1000} Q, \quad (6.2)$$

где C — концентрация взвешенных веществ в воде, поступающей на первичные отстойники, мг/л, L_a — БПК_{пак} поступающей в аэротенк сточной воды, мг/л, ε — эффективность задержания взвешенных веществ в первичных отстойниках доли единицы, Q — средний расход сточных вод м³/сут, k — коэффициент, учитывающий увеличение объема осадка за счет крупных фракций взвешенных веществ, не удаляемых при отборе проб для анализов (равный 1,1—1,2), b — вынос активного ила из вторичных отстойников, мг/л, $a = 0,3$ —0,5 — коэффициент прироста активного ила.

Количество беззольного вещества осадка $O_{\text{без}}$ и активного ила $H_{\text{ос}}$, т в 1 сут вычисляют по формулам

$$O_{\text{без}} = \frac{O_{\text{сух}} (100 - B_r)(100 - Z_{\text{ос}})}{100 \cdot 100} \quad (6.3)$$

$$H_{\text{ос}} = \frac{H_{\text{сух}} (100 - B_r)(100 - Z_{\text{ил}})}{100 \cdot 100}, \quad (6.4)$$

где B_r B_r — гигроскопическая влажность сырого осадка и активного ила % $Z_{\text{ос}}$ $Z_{\text{ил}}$ — зольность сухого вещества осадка и ила %

Расход сырого осадка и избыточного активного ила $\text{м}^3/\text{сут}$

$$V_{\text{ос}} = \frac{100 O_{\text{сух}}}{(100 - W_{\text{ос}}) \rho_{\text{ос}}}, \quad (6.5)$$

$$V_{\text{ил}} = \frac{100 H_{\text{сух}}}{(100 - W_{\text{ил}}) \rho_{\text{ил}}}, \quad (6.6)$$

где $W_{\text{ос}}$ — влажность сырого осадка % $W_{\text{ил}}$ — влажность избыточного активного ила % $\rho_{\text{ос}}$ $\rho_{\text{ил}}$ — плотности осадка и активного ила

Общий расход осадков на станции по сухому веществу

$$M_{\text{сух}} = O_{\text{сух}} + H_{\text{сух}} \quad (6.7)$$

по беззольному веществу

$$M_{\text{без}} = O_{\text{без}} + H_{\text{без}} \quad (6.8)$$

по объему смеси фактической влажности

$$M_{\text{общ}} = V_{\text{ос}} + V_{\text{ил}} \quad (6.9)$$

Средние значения влажности смеси и зольности %

$$B_{\text{см}} = 100 (1 - M_{\text{сух}}/M_{\text{общ}}) \quad (6.10)$$

$$Z_{\text{см}} = 100 \left[1 - \frac{M_{\text{без}}}{O_{\text{сух}} (100 - B_r)/100 + H_{\text{сух}} (100 - B_r)/100} \right] \quad (6.11)$$

Зная фактическую влажность смеси можно подсчитать требуемый объем метантенка м^3

$$V = M_{\text{общ}} 100/D, \quad (6.12)$$

где D — 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 получения сброженного осадка проектируются иловые площадки,

ТАБЛИЦА 61 СУТОЧНАЯ ДОЗА ЗАГРУЗКИ ОСАДКА В МЕТАТЕНК

Режим сбраживания	Доза загрузки %, при влажности загрузочного осадка %, 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 метатенка, дозу загрузки, принятую по СНиП, следует проверить по формуле

$$D = \frac{10q}{C(100 - B_{\text{см}})} \quad (6.13)$$

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 метатенка, принимаемая в зависимости от характера присутствующих в воде ПАВ (табл. 62).

ТАБЛИЦА 62 СОДЕРЖАНИЕ ПОВЕРХНОСТИ 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	с избыточным активным илом		в осадке из вторичных отстойников	с избыточным активным илом
5	5	5	20	17	7
11	9	5	25	20	12
15	13	7	30	24	12

Если при проверочном расчете окажется, что $D < D'$, объем метатенка рассчитывается по величине D' . В других случаях корректировка не требуется. Выход

газа y' , м³ на 1 кг загруженного беззольного вещества (плотность газа принята равной 1),

$$y' = (a - nD)/100, \quad (6\ 14)$$

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

$$a_{см} = (a_o O_{вс\alpha} + a_n H_{вс\alpha})/M_{вс\alpha}, \quad (6\ 15)$$

где a_o a_n — 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

$$a \approx (0,92ж + 0,62у + 0,34б) 100 \quad (6\ 16)$$

В случае, когда данные по химическому составу осадков отсутствуют, можно принять $a_o = 53\%$, $a_n = 44\%$
Суммарный выход газа, м³/сут,

$$Г = y M_{вс\alpha} \quad (6\ 17)$$

При расчете и проектировании метантенков следует принимать типовые конструкции метантенков, а также использовать проекты, разработанные для московских станции аэрации Мосводоканалпроектом (табл 63)

ТАБЛИЦА 63 КОНСТРУКТИВНЫЕ РАЗМЕРЫ МЕТАНТЕНКОВ

Проект	Диаметр м	Полезный объем осадочного резервуара	Высота м			Строительный объем м ³	
			верхнего ко нуса	цилиндрической части	нижнего ко нуса	зданий об- служивания	кислота газо- рой 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	2,0	10,6	3,5	2520	174
Ново Курьянов- ской станции аэра- ции	18	6000	3,15	18	3,5	2700	170
Люберцкой стан- ции 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 в последующем органическое вещество (ОВ) будем называть беззольным (БЗ) веществом.

Эффективность процесса аэробной стабилизации зависит от продолжительности процесса, температуры и 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

$$a = (S_0 - S_t) / S_0 \quad (6.18)$$

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:

$$A = S_{a0} / S_0 \quad (6.19)$$

где S_{a0} — начальное содержание активной части, г/л.

Скорость распада активной части БЗ описывается уравнением первого порядка

$$\frac{dS_{a1}}{dt} = -kS_{a1}, \quad (6.20)$$

где k — константа скорости распада, S_{a1} — содержание активной части в конце периода t г/г

Количество требуемого кислорода Q_K пропорционально количеству распавшегося БЗ

$$Q_K = v(S_0 - S_1), \quad (6.21)$$

где v — стехиометрический коэффициент кг кислорода на 1 кг ОБ осадка

Удельное количество кислорода, кг O_2 /кг ОБ

$$q = Q_K/S_0, \quad (6.22)$$

$$q = 1/a \quad (6.23)$$

Из условий реакции первого порядка [см уравнение (6.20)] следует, что скорость распада пропорциональна количеству оставшегося в осадке БЗ т.е. она уменьшается с увеличением распавшегося, при $a \rightarrow 1$ 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.

$$S_a/S_i = (A - a)/(1 - a) \leq 0,18-0,2$$

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 вытеснителя)

$$t_{\text{выт}} = \{(8-10) + 0,02(20 - T_a)(t + 5)\} / 1,08^{-T_c}, \quad (6.24)$$

где T_a , T_c — расчетная температура в аэротенке и стабилизаторе, °C, t — возраст ила сут

Удельный расход кислорода, кг O_2 /кг ОБ,

$$q = (0,96 + 0,016t)/(1 + 0,108t) \quad (6.25)$$

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 модифицированная ее применительно к аэробной стабилизации

$$D = \frac{qS_0 \cdot 1000}{k_1 k_2 n_1 n_2 (C_p - C)} \quad (6.24)$$

где D — удельный расход воздуха $\text{м}^3/\text{м}^3$ иловой смеси, S_0 — концентрация БЗ в поступающем на стабилизацию иле $\text{кг}/\text{м}^3$, C — концентрация кислорода в стабилизаторе $1-2 \text{ мг}/\text{л}$, 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 t и концентрации его беззольного вещества Z , расчетных температурах в аэротенке T , и стабилизаторе T_c . При стабилизации смеси осадка из первичных отстойников (сырого осадка) и активного ила параметры t и q можно рассчитывать по формулам

$$t_c = t_{\text{вз}} + 2B, \quad (6.26)$$

$$q_c = q_{\text{вз}} (1 + 0.4B \sqrt{t}) \quad (6.28)$$

где t_c , $t_{\text{вз}}$ — период стабилизации смеси ила и активного ила сут, вычисляемый по формуле (6.24), q_c , $q_{\text{вз}}$ — удельное количество кислорода для смеси ила и для ила $\text{кг O}_2/\text{кг БЗ}$, 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°C). Аэробная стабилизация осадка может осуществляться при температуре $8-35^\circ\text{C}$. Расход воздуха на аэробную стабилизацию следует принимать $1-2 \text{ м}^3/\text{ч}$ на 1 м^3 вместимости стабилизатора. При этом интенсивность аэрации должна быть не менее $6 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$.

Уплотнение аэробно стабилизированного осадка предусматривается либо в отдельно стоящих уплотнителях, либо в специально выделенной зоне внутри стабилизатора. Иловая вода из уплотнителей направляется в аэротенки.

Гширокоммунводоканалпроектом 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

$$q_{\max} = \frac{P_{\max} Q}{24C} \quad (6 \ 29)$$

где Q — расчетный расход сточных вод, м³/сут, C — концентрация улотняемого избыточного активного ила, г/м³, $P_{\max}$ — содержание избыточного активного ила, г/м³, $P_{\max} = K_m P$ (здесь P — прирост ила, принимается в зависимости от степени очистки сточной воды [10], K_m — коэффициент месячной неравномерности прироста ила, равный 1,15—1,2)

Высота проточной части илоуплотнителя в м

$$h = 3,6v, \quad (6 \ 30)$$

где v — скорость движения жидкости, мм/с, t — продолжительность уплотнения

При этом концентрации избыточного активного ила, продолжительность отстаивания, скорость движения жидкости в отстойной зоне принимаются по СНиП 2 04 03—85

Полезная площадь поперечного сечения илоуплотнителя

$$F_{\text{пол}} = q_m / (3,6v), \quad (6 \ 31)$$

где q_m — максимальный расход жидкости, м³/ч, отделяемой в процессе уплотнения ила

$$q_m = q_{\max} (W_1 - W_2) / (100 - W_2), \quad (6 \ 32)$$

где W_1 , W_2 — влажность поступающего и уплотненного ила, %

Площадь поперечного сечения центральной трубы

$$f_{\text{тр}} = q_{\max} / (3600v_{\text{тр}}), \quad (6 \ 33)$$

где $v_{\text{тр}}$ — скорость движения жидкости в вертикальной трубе, равная 0,1 м/с

Общая площадь илоуплотнителя, м^2 ,

$$F_{\text{общ}} = F_{\text{гор}} + f_{\text{тр}} \quad (6.34)$$

а диаметр одного илоуплотнителя, м ,

$$D = \sqrt{4F_{\text{общ}}/(\pi n)}, \quad (6.35)$$

где n — число илоуплотнителей, минимальное число илоуплотнителей принимают равным двум (оба рабочие)

Объем иловой части илоуплотнителя

$$V_{\text{ил}} = q_{\text{max}} \frac{100 - W_1}{100 - W_2} \frac{t_{\text{ил}}}{n}, \quad (6.36)$$

где $t_{\text{ил}}$ — 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, м^2 ,

$$F_{\text{пол}} = q_{\text{max}}/q_0, \quad (6.37)$$

где q_0 — расчетная нагрузка на площадь зеркала уплотнителя $\text{м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$, 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

$$H = q_0 t, \quad (6.38)$$

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

$$H_{\text{общ}} = H + h + h_0, \quad (6.39)$$

где H — высота рабочей зоны м , h — высота залегания ила равная 0.3 м при илоскребе и 0.7 м при илососе, h_0 — высота буртов над урнем наты 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:

$$W_p = k B_p V_n (f_n p - 1) / (C_0 V), \quad (6.40)$$

$$W_p = k B_p (f_n p - 1) / C_0, \quad (6.41)$$

где W_p — необходимое содержание воздуха в иловой смеси, принимаемое не менее $0,03 \text{ м}^3/\text{м}^3$, h — рабочая глубина флотатора, ч, B_p — количество растворенного воздуха, освободившегося при снижении давления из 1 л жидкости, см^3 , V_n — объем рециркуляционного потока, насыщенного воздухом, м^3 , V — объем ила, м^3 , f_n — степень насыщения ила воздухом в зависимости от давления и температуры, доли единицы, p — давление воздуха, МПа, C_0 — начальная концентрация активного ила, $\text{кг}/\text{м}^3$.

При расчете радиальных флотационных илоуплотнителей следует принимать: давление при насыщении жидкости воздухом $0,2\text{—}0,4 \text{ МПа}$, количество воздуха, подаваемого на 1 м^3 жидкости, $0,05\text{—}0,06 \text{ м}^3$, отношение объема рабочей жидкости к объему уплотняемого ила $2\text{—}3$, продолжительность пребывания смеси рабочей жидкости и уплотняемого активного ила во флотационном уплотнителе $0,7\text{—}1 \text{ ч}$; скорости истечения рабочей жидкости и ила из дырчатых отверстий распределительных труб соответственно $1,8\text{—}2,3$ и $0,7\text{—}1 \text{ м}/\text{с}$, конечная влажность уплотненного ила $94,5\text{—}95 \%$, концентрация взвешенных веществ в подмывной воде $20\text{—}30 \text{ г}/\text{м}^3$.

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 вакуум-фильтры непрерывного действия типа БОУ для обезвоживания сырого осадка и активного ила на вакуум-фильтрах со складным 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 стоков вод то такая необходимость устанавливается экспериментально.

Средняя влажность смеси сырого осадка и активного ила, выгружаемой из метантенка и направляемой на вакуум фильтры,

$$W_{см} = 100 - \frac{Q_0 C_0 + Q_n C_n}{Q_0 + Q_n} \quad (6.42)$$

где Q_0 , Q_n — расходы сырого осадка и активного ила м³/сут. C_0 , C_n — количество сухого вещества соответственно в осадке и иле %

Удельное сопротивление в щелочность смеси осадка и активного ила

$$R_{см} = \frac{r_0 Q_0 C_0 + r_n Q_n C_n}{(Q_0 + Q_n) C_{см}} \quad (6.43)$$

$$Ш_{см} = \frac{Q_0 Ш_0 + Q_n Ш_n}{Q_0 + Q_n} \quad (6.44)$$

где r_0 , r_n — удельные сопротивления осадка и ила см/г. $C_{см}$ — количество сухого вещества в смеси %. $Ш_0$, $Ш_n$ — 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

$$D = k(\sqrt{R} + \sqrt{W \cdot 0,001 Ш / C}) \quad (6.45)$$

где k — коэффициент зависимости от вида и химического состава коагулянта и от вида осадка при коагуляции осадка хлорным железом в сочетании с известью $k=0,25$ (для сброженного осадка) доза хлорного железа 30—40 % от дозы извести. $R=r \cdot 10^{10}$ — удельное сопротивление осадка см/г. W — влажность осадка %. C — количество сухого вещества осадка %. $Ш$ — щелочность осадка до коагуляции мг/л

Производительность вакуум фильтра по сухому веществу осадка

$$P = 0,24 \frac{100 - W_0}{W_n - W_0} \sqrt{\frac{\rho m p (100 - W_n)}{\eta T R}} \quad (6.46)$$

где W_0 , W_n — влажность исходного осадка и ила %. ρ — 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

$$\mathcal{E} = \frac{C_n (C_{oc} - C_\phi)}{C_{oc} (C_n - C_\phi)} 100, \quad (6.47)$$

где C_{oc} , C_n , C_ϕ — 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

$$P_n = \frac{10 P_{исх} (100 - W_{исх}) \rho \mathcal{E}}{100 - W_n} \quad (6.48)$$

где $P_{исх}$ — производительность центрифуги по исходному осадку $\text{м}^3/\text{ч}$, $W_{исх}$ — влажность исходного осадка %, W_n — влажность кека %, ρ — плотность исходного осадка ($\rho = 1 \text{ т/м}^3$)

При подаче фугата после центрифугирования перед первичными отстаиваниями увеличение концентрации взвешенных веществ в сточной жидкости учитывается формулой

$$C_{пф} = C_1 + \frac{C_1 m (1 - k)}{1 - m (1 - k)}, \quad (6.49)$$

где C — концентрация взвешенных веществ в поступающей сточной жидкости г/л , k — коэффициент выноса взвешенных веществ из отстойников ($k = 1 - \mathcal{E}_{oc}/100$ здесь $\mathcal{E}_{oc}$ — эффект осветления %), m — коэффициент выноса взвешенных веществ из центрифуги ($m = 1 - \mathcal{E}/100$ здесь $\mathcal{E}$ — 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

$$W = Q \left(1 - \frac{100 - W_1}{100 - W_2} \right), \quad (6.50)$$

где Q — расход смеси осадка и пара л/сут W W_1 — начальная и конечная влажности осадка %

Объем осадка, обрабатываемого за 1 цикл сушки

$$Q_{\text{ц}} = 3W_{\text{г}}/2 \quad (6.51)$$

где $W_{\text{г}}$ — рабочий объем аппарата м^3

Количество воды, выпариваемой в аппарате за 1 цикл,

$$W_{\text{ц}} = Q_{\text{ц}} \left(1 - \frac{100 - W_1}{100 - W_{\text{г}}} \right) \quad (6.52)$$

Требуемое количество циклов для испарения суточного объема воды

$$n_{\text{ц}} = W/W_{\text{ц}} \quad (6.53)$$

Продолжительность цикла сушки одного сушильного аппарата

$$\tau = W_{\text{ц}}/P \quad (6.54)$$

где P — производительность аппарата по испаряемой влаге кг/ч

Количество циклов на один аппарат в сутки

$$n_1 = 24/\tau \quad (6.55)$$

Число сушилок

$$n = n_{\text{ц}}/n_1 \quad (6.56)$$

Расход пара

$$D = 1.4W/24, \quad (6.57)$$

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

ЦИНИЭП инженерного оборудования разработан ряд схем обработки осадков и проведены расчеты сооружений. Рассмотрим эти расчеты.

Изменение объема осадка в результате изменения его влажности

$$V_1/V_2 = (100 - W_1)/(100 - W_2) \quad (6.58)$$

где V_1 V_2 — объем осадка при влажности соответственно W_1 и W_2

Формула справедлива для осадков влажностью 75—100 %

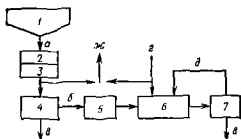


Рис 61 Схема обработки осадков центрифугированием и аэробной минерализацией

— первичный отстойник 2 — решетка дробилки 3 — бак накопителя 4 — шнековый минерализатор 5 — фугат 6 — центрифуга

Концентрация сухого вещества в осадке г/м³.

$$C_{с,х} = 1 - W/100, \quad (6.59)$$

где W — влажность осадка %

Схема обработки осадков сточных вод центрифугированием и аэробной минерализацией. Технологической схемой предусмотрено разделительное центрифугирование сырого осадка и смеси уплотненного избыточного активного ила и фугата сырого осадка, минерализованной в аэробных условиях.

Осадок a из первичных отстойников пропускается через решетку дробилки и направляется в бак накопителя 3, из которого он подается на шнековую центрифугу 4. Образующийся кек b вывозят на компостирование, а фугат $в$ через бак накопителя 5 направляется в аэробный минерализатор (рис 61), 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-

дательность 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 дробилка меньшей производительности не выпускают, поэтому устанавливаем одну рабочую дробилку РД 200 и одну резервную.

При том же расходе $39 \text{ м}^3/\text{сут}$ предполагаем установку одной рабочей центрифуги ОГШ 50К 4 производительностью по данному осадку $9 \text{ м}^3/\text{ч}$. 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

$$P_2 = P_1 \cdot \mathcal{E}_1 / 100,$$

где $\mathcal{E}_1$ — эффективность задержания сухого вещества, по объему

$$Q_2 = \frac{P_2}{\rho_1 (1 - W_1 / 100)},$$

где ρ — плотность кека ($0,85 \text{ т/м}^3$), W_1 — влажность кека, %

Согласно СНиП 2-04-03-85, $\mathcal{E} = 55\%$, $W = 70\%$. Тогда

$$P_2 = 2,5 \cdot 55 / 100 = 1,4 \text{ т/сут}$$

$$Q_2 = \frac{1,4}{0,85 (1 - 70 / 100)} = 5,5 \text{ м}^3/\text{сут}$$

Расход фугата по массе сухого вещества $P_4 = P_1 - P_2 = 2,5 - 1,4 = 1,1 \text{ т/сут}$, по объему $Q_4 = Q_1 - Q_2 = 39 - 5,5 = 33,5 \text{ м}^3/\text{сут}$

В аэробном минерализаторе расход первоначально поступающей смеси по сухому веществу

$$P_3 = P_1 + P_4 = 2,6 + 1,1 = 3,7 \text{ т/сут}$$

Расход аэробно сброженной смеси в минерализаторе при зольности $Z = 27\%$ и распаде беззольного вещества $a = 30\%$

$$P_3 = P_1 \left[1 - \frac{0,5a}{100} \left(1 - \frac{Z}{100} \right) \right] - \\ = 3,7 \left[1 - \frac{0,5 \cdot 30}{100} \left(1 - \frac{27}{100} \right) \right] = 3,3 \text{ т/сут}$$

Расход уплотненной аэробно сброженной смеси, подаваемой на центрифугирование по сухому веществу при эффективности центрифугирования $\mathcal{E}_2 = 30\%$

$$P_2 = P_3 / \mathcal{E}_2 = 3,3 \cdot 100 / 30 = 11 \text{ т/сут.}$$

по объему при концентрации уплотненной смеси $C_2 = 30 \text{ г/л}$

$$Q_3 = P_2 \cdot 1000 / C_2 = 11 \cdot 1000 / 30 = 367 \text{ м}^3/\text{сут}$$

Расход аэробно сброженной смеси, поступающей в уплотнитель, при концентрации сухого вещества в зоне аэрации $C_3 = 12 \text{ г/л}$

$$Q_4 = P_2 \cdot 1000 / C_3 = 11 \cdot 1000 / 12 = 917 \text{ м}^3/\text{сут}$$

Расход иловой воды, отводимой из осадкоуплотнителя,

$$Q_5 = Q_4 - Q_3 = 917 - 367 = 550 \text{ м}^3/\text{сут}$$

Расход обезвоженного осадка при $W_4 = 70\%$ и плотности $\rho_2 = 0,9 \text{ т/м}^3$

$$Q_6 = \frac{P_2}{\rho_2 (1 - W_4 / 100)} = \frac{3,3}{0,9 (1 - 70 / 100)} = 12,2 \text{ м}^3/\text{сут.}$$

Расход фугата по объему

$$Q_{10} = Q_6 - Q_8 = 367 - 12,2 = 354,8 \text{ м}^3/\text{сут}$$

Расход иловой воды, отводимой через отстаивающую зону, $Q_8 = Q_3 + Q_4 + Q_{10} - Q_6 = 550 + 33,5 + 344,8 - 917 = 335 \text{ м}^3/\text{сут}$

Объем зоны аэрации при периоде аэрации $t_1 = 12 \text{ сут}$ (см СНиП 2.04.03-85)

$$V_1 = P_1 \cdot 1000 / C_3 = 3,7 \cdot 1000 \cdot 12 / 12 = 3700 \text{ м}^3$$

Объем зоны отстаивания при продолжительности отстаивания $t_2 = 2 \text{ ч}$

$$V_2 = Q_8 t_2 / 24 = 33,5 \cdot 2 / 24 = 2,8 \text{ м}^3.$$

Объем осадкоуплотнителя при периоде уплотнения
 $t_2 = 4$ ч

$$V_2 = Q_2 t_2 / 24 = 917,4 / 24 = 153 \text{ м}^3.$$

Расход воздуха на аэрацию смеси в минерализаторе, $\text{м}^3/\text{ч}$, при удельном расходе воздуха $q = 1,5 \text{ м}^3/(\text{м}^3 \text{ ч})$

$$Q_{\text{вент}} = qV = 1,5 \cdot 3700 = 5550 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Для центрифугирования аэробно сброженной смеси при расчетном расходе смеси $Q_3 = 367 \text{ м}^3/\text{сут}$ предполагаем установку двух рабочих центрифуг ОГШ 50К 4, имеющих при работе с данной смесью производительность $q_2 = 12 \text{ м}^3/\text{ч}$. Продолжительность работы центрифуг

$$T = Q_3 / (q_2 \cdot 2) = 367 / (12 \cdot 2) = 15,3 \text{ ч}$$

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 $P_4 = 3,3 \text{ т/сут}$, по влажности $W_4 = 70\%$ и плотности $\rho_s = 0,9 \text{ т/м}^3$

При определении площадей складирования обезвоженного осадка (площадки компостирования) необходимо знать расход обезвоженного осадка

$$Q_{11} = Q_3 + Q_4 = 5,5 + 12,2 = 17,7 \text{ м}^3/\text{сут}$$

При складировании в течение 6 мес (180 сут) потребуется объем

$$V_1 = 17,7 \cdot 180 = 3200 \text{ м}^3$$

Необходимая площадь для компостирования при принятой высоте слоя насыпки $h = 1,5 \text{ м}$ и коэффициенте использования площадки $k = 0,5$

$$F = V_1 / (hk) = 3200 / (1,5 \cdot 0,5) = 4266 \text{ м}^2 \approx 0,43 \text{ га}$$

Годовое количество осадка, подаваемого на аварийные кюветы площадки,

$$Q_{12} = (Q_1 + Q_2) \cdot 365 \text{ м}^3/\text{год},$$

где Q_2^* — уловленный (до 98,2 %ной влажности) избыточный активный ил

С учетом формулы (6.58) получим:

$$\begin{aligned} Q_1/Q_2 &= (100 - W_2) / (100 - W_1) = Q_1^*/650 = \\ &= (100 - 99,6) / (100 - 98,2), \end{aligned}$$

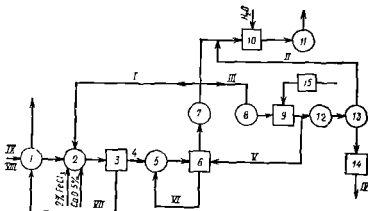


Рис. 6.2 Механическое обезвоживание сырого осадка и уплотненного активного ила с последующей термической сушкой и сжиганием

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 — выхлопной фильтр 11 — дымосос 12 — ловушка 13 — циклон золоуловителя 14 — бункер 15 — воздухоподогреватель I — высушенный осадок II — газы в скруббер III — осадок в печь IV — зола V — газы на сушку VI — ретур VII — фенитрат VIII — активный ил IX — сырой осадок

откуда $Q_2 = 147 \text{ м}^3/\text{сут.}$, 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 $q = 0.8 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$. Полезная площадь

$$F_{\text{пол}} = Q_{13}/q = 68\,000/0.8 = 85\,000 \text{ м}^2 = 8.5 \text{ га.}$$

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 $D_{\text{FeCl}_3} = 2\%$ по сухому веществу, известь по CaO $D_{\text{изв}} = 5\%$ и термически высушенный осадок $D_{\text{сух}} = 50\%$ 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 кекса 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 багетарейный 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 золы откуда вывозится автоцементовозом к потребителям или на свалку. Дымовые газы из печи по двум стальным газопроводам подаются в сушилку со встречными струями. Отработавшие сушильные газы и дымовые газы из циклона золоуловителя поступают на окончательное обеспыливание в микровыловитель 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 $\kappa \text{ г}/(\text{ч}^2 \cdot \text{ч})$,

$$P = 0,24 \left(\frac{100 - W_n}{W_n - W_k} \right) \sqrt{\frac{\gamma m p (100 - W_n)}{\eta T R}},$$

где m — период вакуумирования по отношению к периоду полного цикла, %; W_k — начальная влажность поступающего осадка, %; W_n — конечная влажность обезвоженного осадка, %; p — вакуумметрическое давление МПа; $\eta = 1$ Па·с — вязкость фильтрата.

Период одного оборота барабана вакуум-фильтра, с,

$$T = l/m$$

где l — продолжительность фильтрации, с.

Сопротивление фильтрации см/г,

$$R = r \cdot 10^{-10}$$

Удельное сопротивление r находится экспериментально

Суточный расход сухого вещества, кг/сут,

$$Q_{\text{сух}} = Q_{\text{упл}} (100 - W_n) / 100$$

где $Q_{\text{упл}}$ — объем уплотненного осадка м³/сут W_n — влажность уплотненного осадка %

Необходимая площадь фильтрации м²,

$$F = Q_{\text{сух}} / (TL),$$

где T — продолжительность работы фильтра ч

Объем снимаемого кека с вакуум-фильтра м³ в 1 сут

$$Q_n = Q_{\text{упл}} \frac{100 - W_n}{100 - W_k}$$

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 $Q_{\text{см}} = 500$ т в 1 сут

Количество смеси в пересчете на сухое вещество

$$Q_{\text{см сух}} = 500 (100 - 96) / 100 = 20\,000 \text{ кг}$$

Увеличение массы сухого осадка за счет вводимых реагентов составляет 5% т.е. $Q_{\text{сух}} = 20\,000 + 0.05 \times 20\,000 = 21\,000$ кг. Принимаем производительность вакуум-фильтра согласно СНиП 2.04.03—85 $L = 25$ кг/(м² × ч). Тогда площадь фильтрования при трехсменной работе составит $T = 21\,000 / (24 \times 25) = 35$ м².

Оборудование для термической сушки осадков рассчитывают по количеству испаряемой влаги. Количество влаги в кеке, подаваемом на сушку т

$$B_1 = Q_{\text{сух}} W_n / (100 - W_n)$$

где $Q_{\text{сух}}$ — количество кека по сухому веществу т W_n — влажность кека %

Количество влаги осадка после термической сушки т

$$B_2 = Q_{\text{сух}} W_c / (100 - W_c)$$

где W_c — влажность осадка после термической сушки %

Количество испаряемой влаги

$$\Delta B = B_1 - B_2$$

Продолжительность работы сушилки

$$t = \Delta B / q_t$$

где q_t — производительность т/ч

Например при расходе кека по сухому веществу $Q = 21$ т/сут с влажностью $W_k = 75\%$ $B_1 = 21 \times 75 / (100 -$

—75) = 63 т/сут. После термической сушки его до влажности $W_c = 25\%$ $B_2 = 21 \cdot 25 / (100 - 25) = 7$ т/сут. Тогда $\Delta B = 63 - 7 = 56$ т/сут и следовательно продолжительность работы сушилки (при ее производительности по испарению влаги $q_c = 5$ т/сут) $t = 56/5 \approx 11$ ч.

§ 33 Расчет сооружений по обработке осадка Ново Люберецкой и Люберецкой станции аэрации

Мосводоканалпроектом произведен расчет сооружений по обработке осадка Ново Люберецкой и Люберецкой станции 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 станции аэрации принят метод обработки осадков сточных вод предусматривающий следующие технологические операции: анаэробное сбраживание в метантенках с термифильным 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 — высушенные и затаренные в мешки осадок предназначенный для использования в качестве удобрения в сельском хозяйстве.

В качестве аварийных иловых площадок будут использоваться существующие площадки Люберецкой стан-

ции азрацини, 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

$$D = Q_{\text{сут ос}} 100 / (Vn) = 7380 100 / (4840 4) = 19,1\%,$$

где $Q_{\text{сут ос}}$ — среднесуточное количество осадков, поступающих на метантени, V — объем одного метантенка м³, n — 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

$$a = (0,92ж + 0,62y + 0,34б) 100 = (0,92 \cdot 0,314 + 0,627 \cdot 0,187 + 0,34 \cdot 0,257) 100 = 49,2\%,$$

где $ж, б, y$ — 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

$$a = (0,92ж + 0,62y + 0,34б) 100 = (0,92 \cdot 0,215 + 0,62 \cdot 0,08 + 0,34 \cdot 0,373) 100 = 37,9\%,$$

где $ж, б, y$ — соответственно равны 0,215, 0,08 и 0,373 г/г

Количество смеси сырого осадка и избыточного активного ила по среднесрифметическому 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 $1,07 \text{ кг/м}^3$,

$$G = Q_{\text{сут}} \cdot \rho_{\text{газ}} / 1,07 = 83\,000 / 1,07 = 77\,600 \text{ м}^3/\text{сут},$$

где $Q_{\text{сут}}$ — 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 116 000 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)

$$V_{\text{к}} = \frac{V_{\text{см}} / \tau_{\text{пр}}}{\tau_{\text{п}} / 60} = \frac{29\,520 / 20}{21 / 60} = 470 \text{ м}^3$$

где $V_{\text{см}}$ — объем промывной смеси 7380 л = 29 520 м³.

Камеры промывки приняты по типу вертикальной пескоструйки с крутовым движением воды, круглые в плане цилиндрическая часть которых набирается из железобетонных колец $D=6 \text{ м}$ 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 тырчатых труб уложенных по кольцу. Сжатый воздух подается в количестве 0,5 м³ на 1 м³ промываемой смеси. Среднесуточный расход воздуха $Q = 0,5 \cdot 29\,520 = 14\,760 \text{ м}^3/\text{сут}$, или 11,7 м³/мин.

Промытый осадок уплотняется в илоуплотнителях радиального типа $D=33 \text{ м}$ и с полным гидравлическим объемом 4437 м³. Период уплотнения принят в соответствии с действующими нормами $t=18 \text{ ч}$ считая на полный гидравлический объем сооружений. Объем уплотнителей

$$V = V_{\text{см}} t/24 = 29\,520 \cdot 18/24 = 22\,140 \text{ м}^3$$

Тогда число уплотнителей должно быть

$$n = V/V_1 = 22\,140/4437 = 5$$

Общее количество уплотненного осадка влажностью 95 %

$$Q_{\text{уд.1}} = Q_{\text{сух}} \cdot 100/(100 - B) = 212,5 \cdot 100/(100 - 95) = 4250 \text{ м}^3/\text{сут}$$

На один илоуплотнитель приходится $850 \text{ м}^3/\text{сут}$ или $35,4 \text{ м}^3/\text{ч}$

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 прочистного осадка влажностью 95 % $4250 \text{ м}^3/\text{сут}$; расход сухого вещества осадка $Q_{\text{сух}} = 212,5 \text{ т}/\text{сут}$; влажность кека 79 %; производительность вакуум-фильтров $q = 22 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$; продолжительность непрерывной работы $t = 22 \text{ ч}$.

Общая требуемая площадь фильтрации вакуум-фильтров

$$S = Q_{\text{сух}} \cdot 1000/(q) = 212,5 \cdot 1000/(22 \cdot 22) = 439 \text{ м}^2$$

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 $0,1 \text{ м}^3/\text{мин}$ на 1 м^2 площади фильтра общий его требуемый расход при 11 рабочих фильтрах

$$Q_{\text{возд}} = 0,1 S_1, n = 0,1 \cdot 40 \cdot 11 = 44 \text{ м}^3/\text{мин}$$

Подача воздуха осуществляется воздушодуяками. Норма расхода отсасываемого воздуха от вакуум-фильтров принята $0,5 \text{ м}^3/\text{мин}$ с 1 м^2 фильтра. При 11 рабочих фильтрах и площади каждого из них 40 м^2 общий расход воздуха при нормальных условиях

$$V_0 = 0,5 S_1, n = 0,5 \cdot 40 \cdot 11 = 220 \text{ м}^3/\text{мин}$$

Расход воздуха при рабочих условиях

$$V = \frac{p_0 V_0 T}{T_0 p} = \frac{0,103 \cdot 220 \cdot 293}{273 \cdot 0,05} = 487,8 \text{ м}^3/\text{мин}$$

где p_0 — давление воздуха при нормальных условиях ($p_0 = 0.1$ 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 $50 \text{ м}^3/\text{мин}$. 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 топлив 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 стоков вод обезвоженного механическим путем. Основные технологические показатели работы установки со встречными струями характеризуются следующими данными. Количество высушенного осадка влажностью 30 % в 1 сут

$$q = \frac{Q_{\text{ос}} (100 - B)}{100 - B_1} = \frac{1153.6 (100 - 79)}{100 - 30} = 346 \text{ т}$$

где $Q_{\text{ос}} = 1153.6 \text{ м}^3/\text{сут}$ — количество обезвоженного осадка влажностью 79 %, B — влажность обезвоженного осадка B_1 — влажность высушенного осадка.

Количество испаренной влаги в 1 сут

$$W = Q_{\text{ос}} q = 1153.6 \cdot 346 = 807.6 \text{ т}$$

Число установок со встречными струями производительностью 5 т/ч по испаряемой влаге равно $W/(24 \times 5) \approx 7$ (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 $4 \text{ кг}/\text{м}^3$ испаряемой влаги) составляет $V = 134.600 \text{ м}^3/\text{ч}$.

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 $0,8 \times 200 \times \frac{24}{1000} = 192$ т/сут где 0,8 — коэффициент использования рабочего времени 200 — число мешков заполняемых в 1 ч 50 кг — масса мешка 24 — продолжительность работы в сут. 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 $Q_{\text{св}} \times 0,04 = 212,5 \times 0,04 = 8,5$ т/сут.

Расход потребляемого FeCl_3 (товарного) при 35 % ном содержании чистого безводного продукта $8,5 \times 100/35 = 24,3$ т/сут.

Коагулирование осадка производится 10 % ным раствором хлорного железа количество которого $8,5 \times 100/10 = 85$ 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 $212,5 \times 100/1000 = 21,25$ т/сут.

Так как в привозимом растворе известкового молока содержится 55 % чистого продукта то расход потребляемой извести $21,25 \times 100/55 = 38,6$ т/сут.

Известковое молоко 30 % ной концентрации доставляют автоцистернами. Расход 30 % ного раствора известкового молока $38,6 \times 100/30 = 128,6$ 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 $21,25 \cdot 100/10 = 212,5$ т/сут.

Для приготовления 10 % ного раствора известкового молока предусмотрены два резервуара объемом по 20 м³ каждый.

Для промывки тлаши вакуум-фильтров применяют раствор ингибированной кислоты. При норме расхода 50 л кислоты 30 % ной концентрации на 1 м² фильтрующей тлаши расход 30 % ного раствора ингибированной кислоты составит $50 \cdot 40 \cdot 11 = 22\,000$ л/сут = 22 м³/сут.

Промывку предусматривают 10 % ным раствором ингибированной кислоты, необходимый расход раствора $22 \cdot 30/10 = 66$ м³/сут.

§ 34. Примеры расчетов

Пример 61. Выполнить расчет метантенков для станции по биологической очистке 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 обезживание сброженного осадка с последующей термической сушкой.

Решение. По формуле (61) определяем расход осадка по сухому веществу

$$Q_{\text{осх}} = \frac{200 \cdot 0,5 \cdot 1,1}{1000 \cdot 1000} \cdot 50\,000 = 5,5 \text{ т/сут}$$

В процессе осветления воды в первичных отстойниках происходит снижение концентрации загрязнений, фиксируемых БПК примерно на 10—25 %. Принимая среднее из приведенных значений 20 %, определяем БПК в воде поступающей в аэротенки

$$L_a = 180(1 - 0,2) = 144 \text{ мг/л}$$

Вынос активного ила из вторичного отстойника принимаем равным 15 мг/т. Тогда по формуле (62)

$$N_{\text{бух}} = \frac{0,8 \cdot 200(1 - 0,5) + 0,3 \cdot 144 \cdot 15}{1000 \cdot 1000} \cdot 50\,000 = 5,41 \text{ т/сут}$$

Для расчета расхода осадка и ила по беззольному веществу при зольности осадка $Z_{\text{ос}} = 30 \%$, зольности активного ила $Z_{\text{аи}} = 25 \%$ и гигроскопической влажности осадка и ила W и W_i равной 5 % применяем формулы (63) и (64)

$$Q_{\text{осл}} = \frac{5,5(100 - 5)(100 - 30)}{100 \cdot 100} = 3,66 \text{ т/сут}$$

$$H_{\text{всз}} = \frac{5,41 (100 - 5) (100 - 25)}{100 \cdot 100} = 3,85 \text{ т/сут.}$$

При удалении осадка из отстойников вакуумными 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).

$$V_{\text{ос}} = \frac{100 \cdot 5,5}{(100 - 94)} = 91,7 \text{ м}^3/\text{сут.}$$

$$V_{\text{и.т}} = \frac{100 \cdot 5,41}{(100 - 97)} = 180,3 \text{ м}^3/\text{сут.}$$

По формулам (6.7) — (6.9) определим суммарные расходы осадка и ила

$$M_{\text{с.т}} = 5,5 + 5,41 = 10,91 \text{ т/сут.}$$

$$M_{\text{ос.и}} = 91,7 + 180,3 = 272 \text{ м}^3/\text{сут.}$$

$$M_{\text{всз}} = 3,66 + 3,85 = 7,51 \text{ м}^3/\text{сут.}$$

Подсчитаем по формулам (6.10) и (6.11) среднее значение влажности и зольности

$$B_{\text{с.т}} = 100 (1 - 10,91/272) = 96\%,$$

$$Z_{\text{и.т}} = 100 \left[1 - \frac{7,51}{5,5 (100 - 5)/100 + 5,41 (100 - 5)/100} \right] = 28\%.$$

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 отдаст воду для его промывки. Учитывая, что проектом предусматривается механическое обезвоживание сброженной смеси с последующей термической сжижкой осадка, принимаем мезофильный режим сбраживания, что позволит полностью обеспечить процесс теплом, получаемым от сжигания газов брожения, и понизить 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

$$V = M_{\text{ос.и}} \cdot 100 / D = 272 \cdot 100 / 9 = 3022 \text{ м}^3.$$

Принимаем три типовых метантенка $d = 12,5$ м, полезным объемом одного резервуара 1000 м^3 . Суммарный объем метантенков при этом окажется несколько больше требуемого, в связи с чем фактическая доза загрузки D понизится

$$D = 272 \cdot 100 / 3000 = 9,1\%.$$

Подсчитаем предел распада смеси по формуле (6.15)

$$a_{\text{с.т}} = (53 \cdot 3,66 + 44 \cdot 3,85) / 7,51 = 49,9\%$$

Для подсчета выхода газа с 1 кг органического вещества осадка принимаем коэффициент $\mu = 0,56$ (при $B_{\text{с.т}} = 96\%$ и $t = 33^\circ\text{C}$) (см

СНиП 2 04 03—85) Тогда по формуле (6 17)

$$y' = (49,9 - 0,56 \cdot 9,1) / 100 = 0,448 \text{ м}^3/\text{кг}$$

Суммарный выход газа

$$G = y \cdot M_{\text{всг}} \cdot 1000 = 0,448 \cdot 7,51 \cdot 1000 = 3364 \text{ м}^3/\text{сут}$$

Для выравнивания давления газа в газовой сети предусматриваем мокрые газгольдеры вместимостью которых $V_{\text{г}}$ рассчитывается на 2—4 ч выход газа

$$V_{\text{г}} = 3364 \cdot 3/24 = 420,5 \text{ м}^3$$

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 изменится. 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 часу беззольного вещества в сброженной смеси

$$M_{\text{без}} = 7,51 (100 - 44,8) / 100 = 4,14 \text{ т/сут}$$

Разность $M_{\text{тх}} - M_{\text{без}}$ представляет собой зольную часть не подвергающуюся изменению в процессе сбраживания. Масса сухого вещества в сброженной смеси $M_{\text{сух}}$ поэтому выразится суммой

$$M_{\text{сух}} = (10,91 - 7,51) + 4,14 = 7,44 \text{ т/сут}$$

Зная $M_{\text{сух}}$ и $M_{\text{без}}$ и принимая гигроскопическую влажность сброженной смеси 6 % можно определить ее зольность

$$Z_{\text{см}} = 100 - \frac{4,14 \cdot 100 \cdot 100}{7,44 (100 - 6)} = 42\%$$

Определим влажность сброженной смеси $B_{\text{см}}$ из соотношения

$$B_{\text{см}} = 100 - \frac{M_{\text{сух}}}{M_{\text{общ}}} \cdot 100 = 100 - \frac{7,44}{272} \cdot 100 = 97,3\%$$

Таким образом сбраживание приводит к увеличению влажности и зольности бродящей массы.

Пример 62. Для условий примера 61 проверить правильность расчетной дозы загрузки метатанков если известно что концентрация алкилбензолсульфонатов с прямой алкильной цепью в поступающей стоковой 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 метантенк вычислим по формуле

$$C = (17 \cdot 5,5 + 7 \cdot 6,41) / 10,91 = 12 \text{ мг/г}$$

Предельно допустимую нагрузку по ПАВ на 1 м³ объема метатенка принимаем равной 40 г (см СНиП 2 04 03—85). Допустимую дозу загрузки метатенков рассчитываем по формуле (6.13)

$$D' = \frac{10 \cdot 40}{12 (100 - 96)} = 8,3 \%$$

Таким образом, расчеты показали, что при данной концентрации ПАВ доза загрузки метатенков должна быть понижена до 8,3 % (вместо 10 %). Следовательно, следует произвести корректировку объема метатенков

$$V = (272 - 100)/8,3 = 3277 \text{ м}^3$$

Принимаем четыре типовых метатенка $d=12,5$ м и объемом 1000 м³ каждый

Таким образом, наличие ПАВ в сбрасываемой смеси приводит к увеличению требуемых объемов метатенков

Пример 6.3 Для условий примера 6.1 рассчитать вариант аэробной стабилизации неувлажненного активного ила и смеси сырого осадка и уплотненного активного ила

В сутках на станции образуются следующие количества осадков и ила — по сухому веществу, т $O_{схт}=5,5$, $H_{схт}=5,41$, $M_{схт}=10,91$, по беззольному веществу, т $O_{оцз}=3,06$, $H_{оцз}=3,85$, $M_{оцз}=7,51$, по объему фактической влажности $V_{оц}=91,7 \text{ м}^3$, $V_{и1}=180,3 (103 - 97)/(100 - 99,5) = 1082 \text{ м}^3$, $M_{оцз} + V_{оц} + V_{и1} = 1173,7 \text{ м}^3$

Поскольку подвергать аэробной стабилизации целесообразнее неувлажненный активный ил, общий объем ила по сравнению с примером 6.1 ($V_{и1}=180,3 \text{ м}^3$ при влажности его 97 %) значительно возрастет и при влажности неувлажненного ила 99,5 % составит, как это было показано выше $V_{и1}=1082 \text{ м}^3$

Температуру сточных вод и аэротенка и активного ила в стабилизаторе принимаем $T_a=18^\circ\text{C}$ и $T_c=15^\circ\text{C}$

Для условий данного примера подсчитано, что время обработки воды в аэротенках $t_a=5,4$ ч при дозе ила $\sigma_a=2$ г/л. Содержание dissolved веществ в сточной жидкости, поступающей в аэротенки, $B_{дз}=100$ мг/л. Возраст ила в этом случае может быть подсчитан по формуле

$$\tau = \frac{t_a \sigma_a 1000}{B_{дз} 24} = \frac{5,4 \cdot 2 \cdot 1000}{100 \cdot 24} = 4,5 \text{ сут.}$$

Решение. Время стабилизации неувлажненного активного ила в стабилизаторе подсчитываем по формуле (6.24)

$$t_{и1} = \{8 + 0,02 (20 - 16) (4,5 + 5)\} / 1,06^{15-15} = 12,32 \text{ сут.}$$

Удельный расход кислорода q определим по формуле (6.25)

$$q = (0,96 + 0,016 \cdot 4,5) / (4 + 0,108 \cdot 4,5) = 0,76 \text{ кг } O_2/\text{кг } OB.$$

Требуемый объем аэробного стабилизатора

$$V = V_{и1} t_{и1} = 1082 \cdot 12,32 = 13340 \text{ м}^3.$$

В качестве стабилизаторов применяем типовые аэробные стабилизаторы, разработанные ЦНИИЭП инженерного оборудования

Для определения количества воздуха D принимаем $k_1=1,47$, $k_2=2,68$, $C_1-C=9,1$, коэффициенты μ_1 и μ_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 $M_{\text{бз}}=3,85$ т/сут и общем количестве ила $V_{\text{ил}}=1082$ м³ значение S_0 неуплотненного активного ила составит

$$S_0 = \frac{M_{\text{бз}}}{V_{\text{ил}}} = 3,85 \cdot 1000 / 1082 = 3,6 \text{ кг/м}^3$$

Зная все необходимые величины по формуле (6.26) находим

$$D = \frac{0,76 \cdot 3,6 \cdot 1000}{1,47 \cdot 2,68 \cdot 1,1 \cdot 0,85 \cdot 9,1} = 81,62 \text{ м}^3/\text{м}$$

При расчете продолжительности аэробной стабилизации смеси сырого осадка и неуплотненного активного ила необходимо определить отношение БЗ осадка к БЗ смеси $B=3,86/7,51=0,49$. Тогда по формуле (6.27)

$$t_0 = 12,32 + 2 \cdot 0,49 = 12,32 + 0,98 = 13,3 \text{ сут}$$

Удельное количество кислорода q_0 определяем по формуле (6.28)

$$q_0 = 0,76 \cdot (1 + 0,4 \cdot 0,49 \sqrt{4,5}) = 1,07 \text{ кг } O_2/\text{кг БЗ}$$

Требуемый объем аэробного стабилизатора V_0 составит

$$V_0 = M_{\text{обм}} \cdot t_0 = 1173,7 \cdot 13,3 = 15600 \text{ м}^3$$

В качестве стабилизаторов применяем типовые аэробные стабилизаторы разрабатываемые ЦНИИЭП инженерного оборудования.

Необходимое удельное количество воздуха находим по формуле (6.26). Концентрация беззольного вещества смеси сырого осадка и неуплотненного активного ила составит

$$S_0 = M_{\text{осм}}/M_{\text{обм}} = 7,51 \cdot 1000 / 1173,7 = 6,4 \text{ кг/м}^3$$

Тогда по формуле (6.26)

$$D = \frac{1,07 \cdot 6,4 \cdot 1000}{1,47 \cdot 2,92 \cdot 1,1 \cdot 0,85 \cdot 9,4} = 180 \text{ м}^3/\text{м}^3$$

Значения коэффициентов $k=1,47$, $k_2=2,92$, $C_p-C=9,4$ взяты в соответствии с принятым типом аэрации, используемым в качестве аэробного стабилизатора. Коэффициенты n_1 и $n_2=1$ 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 неопасно подвергать аэробной стабилизации так как это приводит к резкому увеличению удельного сопротивления осадка.

Уплотнение (отстаивание) аэробно стабилизированных осадков должно производиться в течение 15—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

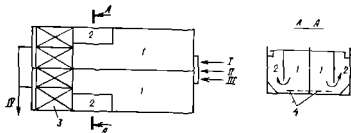


Рис. 63 Аэробный минерализатор

1 — зона аэрации, 2 — стационарная 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 — отход 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 64* 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 D , %, 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 сброжливается в течение 16,7 сут, а активный ил — в течение 8,3 сут ($T = 100/D$, %).

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

$$D_{\text{без}} = 0,06 \cdot 49 \cdot 2 = 5,88 \text{ кг/(м}^3 \text{ сут)}$$

Аналогичные рассуждения для второго случая дают $D_{\text{ил}} = 2,66 \text{ кг/(м}^3 \text{ сут)}$.

Из полученных результатов видно, что метантенки работают

* Примеры 64—66 составлены канд. техн. наук доц. Т. А. Карюхиной.

в различных условиях как по продолжительности пребывания в них осадков, так и по нагрузке безазотного вещества на единицу объема метантенка.

Чтобы определить, к какому результату приведет столь различные условия работы метантенкой, следует воспользоваться уравнениями Л. А. Кларкиского, по которым можно подсчитать ожидаемый процент распада безазотного вещества P_{bez} и выхода газа $G_{\text{газ}}$.

При сбраживании осадка из первичных отстойников в мезофильных условиях уравнения имеют вид $P_{\text{bez}} = 66,7 D_{\text{bez}}^{-0,7}$ и $G_{\text{газ}} = 582 D_{\text{bez}}^{-0,7}$.

Для активного ила соответственно имеем $P_{\text{bez}} = 40,4 D_{\text{bez}}^{-0,12}$ и $G_{\text{газ}} = 365 D_{\text{bez}}^{-0,44}$.

Подставив в эти уравнения найденные величины D_{bez} , получаем: что ожидаемый распад осадка составит 50 % с выходом газа 430 г с 1 кг загружаемого безазотного вещества, а ожидаемый распад ила — 27,5 % с выходом газа 241 г на 1 кг загрузки, или соответственно 872 и 878 л/кг распавшегося безазотного 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 безазотного вещества.

Пример 65. Подсчитать теоретически возможный выход газа при сбраживании осадка из первичных отстойников и активного ила если анализом определен состав компонентов, приведенный в табл. 64.

ТАБЛИЦА 64 К ПРИМЕРУ 65

Компоненты	Концентрация, %, в пересчете на безазотное вещество	
	осадка из первичных отстойников	активного ила
Жироподобные вещества	35,6	32,3
Азот общий	1,9	7,9
Углеводы		
ацетат	10,2	1,6
глиц	6,6	5

Решение. Теоретически возможный выход газа можно подсчитать если известно содержание в осадках жира, углеводов и белковоподобных 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 концентрации азота на 6,25 ($100/16=6,25$). Таким образом, величина b (белки) для осадка составляет $4,9 \cdot 6,25 = 30,6$ %.

В составе углеводов показано наличие легкогидролизуемой фракции (гемя углеводов) и трудногидролизуемой (альфа углеводов). В реакциях брожения участвуют обе фракции, поэтому при подсчете величин у наличие углеводов учитывается суммой обеих фракций. В осадке содержание углеводоподобных равно 16,8 %, а в иле — 6,5 %.

При подсчете теоретически возможного выхода газа (или предела сбраживания) содержание жиров, белков и углеводов соотносят соответственно ж, б, у следует выразить в граммах на 1 г беззольного вещества осадков. Таким образом для осадка из первичных отстойников (в 16) имеем

$$a = 0,92 \cdot 0,356 + 0,62 \cdot 0,168 + 0,34 \cdot 0,306 = 0,536 \text{ г/г,}$$

а для вторичного ила

$$a = 0,92 \cdot 0,323 + 0,62 \cdot 0,065 + 0,34 \cdot 0,494 = 0,505 \text{ г/г.}$$

Оценивая данные анализа и результаты подсчета, можно видеть, что химический состав осадка из первичных отстойников заметно отличается от состава активного ила меньшим содержанием белководоподобных веществ и большим углеводоподобных. Это закономерно, так как в иле находится огромное число микроорганизмов, обуславливающих повышенное содержание и неч белководоподобных веществ и углеводоподобных (растворимые остатки, бумага, раздробленное тряпье и т.п.), которые в значительной мере улавливаются в первичных отстойниках.

Можно также отметить, что в беззольном веществе осадка содержание газобразующих компонентов (т.е. сумма ж+б+у) составляет 83 %, а ила — 88,2 %. Следовательно в первом случае из 1 г ила можно получить комплекс веществ не образующих газа при брожении, приходится 17 %, а во втором — 11,8 %.

Пример 6.8. Сравнить полученные результаты если предел сбраживания по данным химического анализа осадков из первичных отстойников равен 58 л для ила — 46 %. В первом метатенке 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 метатенке составляет 44 %, а во втором — 36 %.

Решение. Сравнить результаты применительно к условиям данной задачи — это значит определить глубину или степень сбраживания осадков в двух метатенках аналогично тому, как оценивается например, степень очистки сточной воды, т.е. в процентах по отношению к начальному (или максимально возможному) количеству.

В первом метатенке где сбраживается только осадок полученная степень его обработки равная 75 % теоретически возможной $(44/58) \cdot 100 = 75 \%$.

Во втором метатенке сбраживается смесь осадка и ила. Предел сбраживания смеси $a_{см}$ определяется как среднелирифметическое

$$a_{см} = (58 \cdot 0,5) + (46 \cdot 1) / (0,5 + 1) = 48 \%$$

Степень обработки смеси (или глубина сбраживания) равная $(36/48) \cdot 100 = 75 \%$.

Таким образом оба метатенка обеспечивают одинаковую степень обработки осадков хотя количество газов образующихся в двух сооружениях, может оказаться заметно различным.

Пример 47 Определить удельный расход промывной воды q если удельное сопротивление r подаваемого на вакуум-фильтранию сброженного осадка составляет $2 \cdot 10^4$ см/г а на брожение смеси ила и осадка — $3 \cdot 10^{10}$ см/г

Решение Удельный расход промывной воды для осадка

$$q = \lg(r \cdot 10^{-10}) - 1,8 = \lg(2 \cdot 10^4 \cdot 10^{-10}) - 1,8 = 2,5 \text{ м}^3/\text{м}^2$$

а для смеси ила и осадка

$$q = \lg(3 \cdot 10^{14} \cdot 10^{-10}) - 1,8 = 4,5 \text{ м}^3/\text{м}^2$$

Пример 68 Рассчитать какое количество реагентов потребуются для обработки осадком способом вакуум-фильтрации. Для этой цели используют FeCl_3 и Ca(OH)_2 с активностью этих веществ соответственно 90 и 40 %. Установлено что необходимая доза Fe_2O_3 составляет 35 %, CaO — 12 %

Решение Пересчитаем дозу с Fe_2O_3 на FeCl_3 и 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 — 35 % то на долю железа приходится $1,35 \cdot 0,7 = 2,45$ %. В FeCl_3 на 56 г железа приходится 162,5 г соли на 1 г железа по массе — 2,9 г соли. При потребности в железе 2,45 % потребностей в соли FeCl_3 составит $2,45 \cdot 2,9 = 7,1$ %. Поскольку исследуемое вещество имеет активность 95 % то для обеспечения нужного количества активного реагента потребуются соли $7,1 \cdot 0,95 = 6,75$ %

Определим необходимую дозу Ca(OH)_2 . В составе этого вещества на долю CaO приходится по массе 73,7 % или что то же на 1 г CaO требуется 1,36 г Ca(OH)_2 . При дозе CaO равной 12 % требуемая доза Ca(OH)_2 , следовательно составит $12 \cdot 1,36 = 16,3$ %. Поскольку активная известь составляет всего 40 % то для обеспечения достаточной дозы по активному продукту необходимая доза Ca(OH)_2 будет $16,3 \cdot 0,4 = 6,52$ %

Окончательно получим что для обработки 1 кг сухого вещества осадков нужно взять 75 г хлорного железа и 408 г гашеной извести

Пример 69 Проанализировать данные о работе вакуум-фильтра БОУ-40 если за 2500 ч его эксплуатации на промывку было подано $80\,000 \text{ м}^3$ осадков влажностью 96,8 %. Получено после промывки $42\,000 \text{ м}^3$ осадков влажностью 95 % а обезвоженного осадка — $12\,650 \text{ м}^3$ влажностью 80 %. Использованы реагенты хлорное железо с дозой 4 % и гашеная известь с дозой 25 % по товарной продукции. Удельный расход промывной воды составляет $4 \text{ м}^3/\text{м}^2$

Решение На промывку подано сухого вещества $80\,000 \cdot 3,2/100 = 2560$ т. После промывки и уплотнения сухого вещества получено $12\,000 \cdot 5/100 = 2100$ т. Потеря сухого вещества осадка со ственой водой $2560 - 2100 = 460$ т

В уплотнитель было подано смеси по объему $80\,000 \cdot 4 = 320\,000 \text{ м}^3$

Если удалено в виде осадка $42\,000 \text{ м}^3$ то объем ственой воды составит $320\,000 - 42\,000 = 278\,000 \text{ м}^3$

Концентрация повышенных веществ в ственой воде $(460 \cdot 1000)/278\,000 = 1654 \text{ мг/л}$

По сухому веществу подано реагентов хлорного железа $2100 \cdot 0,04 = 84$ т гашеной извести $2100 \cdot 0,25 = 525$ 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 известки и связан с ее малой растворимостью и до 5—10 % изородных веществ. Учет всех этих компонентов прямым способом может быть выполнен лишь ориентировочно по такой подкладке показывает (то 70—80) а массы реагентов добавляется к сухому веществу осадка.

После фильтрации и получения сухого вещества $(12000 \cdot 20)/100 = 2400$ т. Поскольку в осадке сухого вещества было 2100 т, то до почтенные 400 т могут быть отнесены за счет реагентов.

Производительность вакуум-фильтра по сухому веществу при площади поверхности фильтра 10 м^2 (с учетом реагентов) составит $(2400/1000)/(2500/40) = 25,3 \text{ кг/(ч м}^2\text{)}$, а без учета реагентов — $21 \text{ кг/(ч м}^2\text{)}$.

Пример 610. Рассчитать, какая часть ила по объему удалится в виде фугата и определить качество фугата, если из центрифуги получается ил влажностью 96,8 %. Влажность обезвоженного ила 80 %, эффективность задержания взвешенных веществ 28 %.

Решение. В 1 м^3 исходного ила было 32 кг сухого вещества (влажность ила 96,8 %). В виде обезвоженного ила получено сухого вещества $32 \cdot 0,28 = 8,96 \text{ кг/м}^3$. Объем этого ила при его влажности 80 % т.е. содержании сухого вещества 200 кг/м^3 составляет $8,96/200 = 0,0448 \text{ м}^3$.

Если с 1 м^3 обрабатываемого ила получается $0,0448 \text{ м}^3$ обезвоженного продукта, то фугата получится $0,9552 \text{ м}^3/\text{м}^3$, что составляет 95,5 % первоначального объема ила. В полученном фугате имеется сухого вещества $32 - 8,96 = 23,04 \text{ кг/м}^3$. Концентрация фугата по взвешенным веществам составит $23,04/0,9552 = 24,1 \text{ кг/м}^3$ или $24,1 \text{ г/л}$. При концентрации сухого вещества в фугате $24,1 \text{ г/л}$ 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 оброботки ити использования фугата.

Пример 611. Определить влажность осадка после удаления илов воды если на иловые площадки с поверхностным оттоком 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 выполнять 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 $25,5 \text{ г}$ а в веревате на 1 л — 51 г/л . При концентрации сухого вещества 51 г/л влажность осадка составит 94,9 %.

Пример 612. Расчетный расход очистных сооружений полной биологической очистки $Q = 20000 \text{ м}^3/\text{сут}$ очищенная вода имеет $\text{БПК}_{\text{ж}} \approx 20 \text{ мг/л}$. Рассчитать производительность для улотнения избыточного активного ила.

Решение Для данных условий прирост активного ила составит $P = 200 \text{ г/м}^3$ [10, табл. 4.59]. При $k_{max} = 1,2$

$$P_{max} = 1,2 \cdot 200 = 240 \text{ г/м}^3$$

Максимальный приток избыточного активного ила

$$q_{max} = 240 \cdot 20\,000 / (20\,000 - 24) = 10 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Предполагаем, что будут применены два илоуплотнителя вертикального типа. Согласно табл. 58 СНиП 2.04.03—85 и табл. 4.60 [10] принимаем продолжительность уплотнения $t = 10 \text{ ч}$, скорость $v = 0,07 \text{ м/с}$, влажность исходного ила $W_1 = 99,2\%$, уплотненного $W_2 = 98\%$. Высота проточной части $h = 3,6 \cdot 0,07 \cdot 10 = 2,52 \text{ м}$.

Максимальный расход жидкости, отделяемой при уплотнении ила,

$$q_{ж} = 10 (99,2 - 98) / (100 - 98) = 6 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Полезная площадь илоуплотнителя

$$F_{пол} = 6 / (3,6 \cdot 0,07) = 23,81 \text{ м}^2$$

Площадь поперечного сечения центральной трубы $f_{тр} = 10 / (3600 \times 0,01) = 0,0277 \text{ м}^2 \approx 0,03 \text{ м}^2$. Общая площадь илоуплотнителя $F_{общ} = 23,81 + 0,03 = 23,84 \text{ м}^2$. Диаметр одного илоуплотнителя

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 23,84}{3,14 \cdot 2}} = 3,9 \text{ м}$$

Принимаем к установке два илоуплотнителя. Объем иловой части илоуплотнителя

$$V_{ил} = 10 \cdot \frac{100 - 99,2}{100 - 98} \cdot \frac{10}{2} = 20 \text{ м}^3$$

Пример 6.13 Рассчитать расход очистных сооружений полной биологической очистки $Q = 250\,000 \text{ м}^3/\text{сут}$ очищенная сточная вода имеет БПК $2 = 25 \text{ мг/л}$. Рассчитать илоуплотнители.

Решение Прирост активного ила $P = 220 \text{ г/м}^3$ [10, табл. 4.59] тогда принимаем $k_{max} = 1,3$

$$P_{max} = 1,3P = 1,3 \cdot 220 = 286 \text{ г/м}^3$$

Максимальный приток избыточного активного ила при $C = 20 \text{ г/л}$

$$q_{max} = 286 \cdot 250\,000 / (24 \cdot 20\,000) = 135 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Предполагаем, что будут использованы два радиальных илоуплотнителя.

Согласно СНиП 2.04.03—85 при $C = 20 \text{ г/л}$ принимаем расчетную нагрузку на площадь зеркала уплотнителя $q_c \approx 0,3 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ [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

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 450}{3,14 \cdot 2}} = 16,9 \text{ м}$$

Принимаем к установке два типовых радиальных уплотнителя диаметром $D=18$ м (один рабочий и один резервный)

Необходимая высота рабочей зоны уплотнителя при продолжительности уплотнения 9 ч [10] составит $H=0,3$ м $y=2,7$ м

Общая высота уплотнителя при использовании плоскостей $H_{\text{общ}}=2,7+0,3+0,1=3,1$ м

Пример 6.14. Рассчитать сушилку с флотизирующим 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 $A_{\text{в}}=100$ кг/(м²·ч), напряжение по влаге на площадь неподвижного слоя (сухого осадка) 615 кг/(м²·ч), удельное количество затраченной теплоты $q_t=4590$ кДж/кг

Решение. Расход сухого осадка

$$Q_{\text{св}} = Q_1 (100 - B_1) / (100 - B_2) = 5,5 (100 - 92) / (100 - 8) = 0,478 \text{ т/сут}$$

Расход испаряемой влаги

$$Q_{\text{в}} = Q_1 - Q_{\text{св}} = 5,5 - 0,478 = 5,02 \text{ т/сут}$$

При равномерной и течение суток подаче уплотненного осадка в сушилку его расход будет

$$Q_{\text{св}} = 5,5 \cdot 1000 / 24 = 229 \text{ кг/ч.}$$

Расход испаряемой воды

$$Q_{\text{в}} = 5,02 \cdot 1000 / 24 = 209 \text{ кг/ч.}$$

Объем сушилки

$$V_{\text{с}} = Q_{\text{в}} n / A_{\text{в}} = 209 / 100 = 2,09 \text{ м}^3.$$

Площадь плотного слоя сухого осадка

$$F_{\text{пл}} = V_{\text{с}} / A_{\text{в}} = 2,09 \cdot 100 / 615 = 0,34 \text{ м}^2.$$

Диаметр сушилки

$$d_s = \sqrt{0,34 \cdot 4 / 3,14} = 0,558 \text{ м}$$

Высоту плотного слоя сухого осадка $h_{\text{пл}}$ рекомендуется принимать 0,2 м. Наклон образующей конического дна к горизонту 70° . Обозначая диаметр нижнего основания усеченного конуса сушилки $d_{\text{н}}$ запишем $d_2 - d_1 = 2x$, $x = h_{\text{пл}} \operatorname{ctg} 70^\circ$, $x = 0,2 / 2,747 = 0,081$, тогда

$$d_1 = 0,658 - 2 \cdot 0,081 = 0,496 \text{ м.}$$

Площадь нижнего основания

$$F_{\text{д}} = 3,14 \cdot 0,496^2 / 4 = 0,193 \text{ м}^2$$

Диаметр трубы отбора сухого осадка $d_{\text{от}}=0,26$ м, т.е. площадь сечения этой трубы $F_{\text{от}}=0,049$ м². Площадь нижнего основания — площадь газораспределительной решетки

$$F_{\text{р}} = F_{\text{д}} - F_{\text{от}} = 0,193 - 0,049 = 0,144 \text{ м}^2$$

Принимаем живое сечение решетки равным 0,5. Тогда

$$F_{\text{жв}} = 0,144 / 0,5 = 0,288 \text{ м}^2.$$

Расход теплоносителя

$$Q_{тп} = Q_n \cdot \rho_n = 209 \text{ л} \cdot 13 = 2717 \text{ кг/ч},$$

где принимаемая плотность теплоносителя 1205 кг/м^3

$$Q_{тп} = 2717/1,205 = 2255 \text{ м}^3/\text{ч} (0,626 \text{ м}^3/\text{с})$$

Скорость движения теплоносителя при проходе через решетку

$$v = Q_{тп}/F_{реш} = 0,626/0,072 = 8,69 \text{ м/с}$$

В качестве теплоносителя используют дымовые газы котельной, разогретые воздухом до температуры 400°C . Для преодоления сопротивления в газовых коммуникациях устанавливают последовательно два дымососа Д 8.

Диаметр цилиндрической части сушилки принимаем $d_c = 1,3 \text{ м}$. Площадь цилиндра

$$F_n = \pi d_c^2/4 = 3,14 \cdot 1,3^2/4 = 1,327 \text{ м}^2$$

Высота усеченного конуса дна

$$H_{гн} = (d_y - d_c) \lg 70/2 = (1,3 - 0,496) \cdot 747/2 = 1,1 \text{ м}$$

Объем усеченного конуса

$$V_{гн} = \frac{\pi H_{гн}}{3} \left[\left(\frac{d_c}{2} \right)^2 + \left(\frac{d_1}{2} \right)^2 + \left(\frac{d_c d_1}{2 \cdot 2} \right) \right] = \\ = \frac{3,14 \cdot 1,1}{3} \left[\left(\frac{1,3}{2} \right)^2 + \left(\frac{0,496}{2} \right)^2 + \frac{1,3 \cdot 0,496}{2 \cdot 2} \right] = 0,742 \text{ м}^3.$$

Высота цилиндрической части сушилки

$$H = (V_c - V_{гн})/F_n = (2,09 - 0,742)/1,327 \approx 1,02$$

Принимаем одну рабочую и одну резервную сушилки.

Пример 15. Рассчитать экспериментальную установку тепловой обработки осадков стоковых вод производительностью $120 \text{ м}^3/\text{сут}$ при температуре обработки осадков 200°C , продолжительность обработки осадков в реакторе 15 ч, рабочее давление в реакторе 18 МПа, период уплотнения обработанного осадка 3 ч, производительность вакуум-фильтра при обезвоживании обработанного и уплотненного осадка $30 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$.

Решение. Обработка осадка осуществляется в такой последовательности. Осадки 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 поступает пар от источника теплоснабжения. Обработанный осадок из реактора проходит через теплообменник и редукционный клапан и 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 свинасый с вакуум-фильтра подается в бункер или на склад осадка. Вода, выделившаяся в процессе уплотнения, отводится из сооружения биологической очистки. Из реактора образующиеся газы отводятся в систему газоудаления.

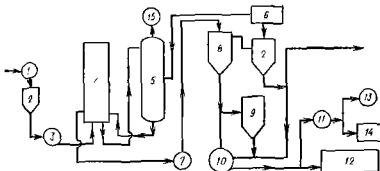


Рис. 6.4. Схема установки тепловой обработки осадков сточных вод

1 — дросселик 2 — приемный резервуар 3 — насосная станция 4 — реактор
5 — котельная 6 — редукционный клапан 7 — уплотнитель осадка 8 — насос
9 — вакуум-фильтр 10 — шлюзовые колодцы 11 — бункер 12 — склад осадка 13 — система газоподогрева

Осадок из первичных отстойников и избыточный активный ил подаются по самостоятельным трубопроводам. Расчетный расход смеси осадка и ила равен $5 \text{ м}^3/\text{ч}$ при исходной влажности сырого осадка 94 % и избыточного активного ила 97 %. Объем приемного резервуара принимается равным 9 м^3 из учета 15 ч хранения осадка.

Для теплового расчета теплообменного аппарата предназначенного для предварительного нагрева осадков, поступающих в реактор принимают следующие параметры $T_1 = 200^\circ\text{C}$ — температура теплоносителя на входе в теплообменник $t_1 = 12^\circ\text{C}$ — температура осадков на входе в теплообменник $T_2 = 50^\circ\text{C}$ — температура теплоносителя на выходе из теплообменника $t_2 = 150^\circ\text{C}$ — температура осадков на выходе из теплообменника $p = 1,8 \text{ МПа}$ — рабочее давление в теплообменнике. По технологическим соображениям принята противоточная схема движения греющего и нагреваемого осадков — труба в трубу. Диаметр внутренней трубы 80 мм наружной — 150 мм.

Площадь поверхности нагрева теплообменного аппарата м^2

$$F = Q (\Delta t_{\text{ср}} k),$$

где Q — теплопроизводительность аппарата $\text{Дж}/\text{ч}$ k — коэффициент теплопередачи, $\text{Дж}/(\text{ч м}^2)$, $\Delta t_{\text{ср}}$ — средняя разность температур греющего и нагреваемого осадков град.

Расход теплоты на нагревание осадков

$$Q = cG(t_2 - t_1) = 4,2 \cdot 5000 (150 - 12) = 2,9 \cdot 10^6 \text{ кДж}$$

где $G = 5000 \text{ л}$ — количество подогреваемого осадка и $c = 4,2 \text{ кДж}/(\text{кг K})$ — теплоемкость осадка, равная $4,2 \text{ кДж}/(\text{кг K})$.

Средняя разность температур

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{2,3 \lg \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} = \frac{(200 - 150) - (50 - 12)}{2,3 \lg \frac{200 - 150}{50 - 12}} = 44^\circ\text{C}$$

Если принять $k=2100$ кДж/(м² К) то необходимая площадь поверхности нагрева

$$F = 2910^3 / (2100 \cdot 44) = 314 \text{ м}^2$$

Длина секции составляет 4 м при этом площадь поверхности нагрева одной секции равна 112 м². Число труб $n = 314 / 112 = 28$.

По условиям компоновки к установке принимается 30 секций при этом площадь поверхности нагрева равна 336 м².

Реактор предназначен для подогревания осадков при заданной температуре. Продолжительность их обработки 15 ч. Необходимый рабочий объем реактора равен 75 м³. Объем реактора с учетом использования части объема под выделившийся газ составляет 10 м³.

К установке приняты два реактора КОСП-100 (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 $n = 3 = 15$ м³. Принимаем диаметр уплотнителя 25 м площадь зеркала воды 49 м² рабочую глубину 31 м.

На вакуум-фильтр предназначенный для обезвоживания осадков подвергнутых тепловой обработке и уплотнению осадок подается с помощью плунжерного насоса по трубопроводу $d=150$ мм. Расчетный расход уплотненного осадка подаваемого на один вакуум-фильтр $Q_{\text{расч}}=25$ 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-517.

На яловую 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 соотношениям принимается равным 60 м³/сут или 21900 м³/год при исходной влажности уплотненного осадка 94 %. Предполагается что половина осадка прошедшего тепловую обработку направляется на яловую площадку. Лабораторными опытами установлено что осадок после тепловой обработки хорошо отдает влагу и поэтому годовая нагрузка на яловых площадки может быть принята 5 м³/(м² год). Тогда необходимая площадь яловых площадок составит 21900 : 4300 = 5 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 жидкой синиматомой с вакуум-фильтров 75 %. При дальнейшем сушке в естественных условиях 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 входе из котельной принимается равным 2 МПа. Количество теплоты необходимое для нагревания поступающего реактор осадка кДж/ч для 5 м³/ч осадка составляет $Q_{\text{расч}} = 15000(200-150) = 046500$ 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 шлама составит 500 кг/ч. Таким образом, суточное потребление пара на один реактор будет равняться 12 т.

Пример 6.16 Рассчитать флотационный флоататор при следующих исходных данных: расход шла $V=1000$ м³/сут, начальная концентрация активного шла $C_0=4,5$ кг/м³.

Решение. При рециркуляции шла во флоататоре количество сухого вещества $W_{сх}=C_0V=4,5\,1000=450$ кг.

Согласно рекомендациям принимаем давление воздуха $p=0,4$ МПа, степень насыщения воздухом $f_n=0,6$, температура $t=15^\circ\text{C}$, рабочая глубина флоататора $h=1,4$ м, что соответствует гидростатическому давлению 0,09 МПа. Рабочее давление воздуха $p_s=0,4+0,09=0,49$ МПа.

Объем растворимого воздуха q_a , освободившегося при снижении давления с 0,49 до 0,1 МПа, определим по номограмме (рис. 6.5) $q_a=100-20=80$ см³/л. Тогда $q_s=q_a f_n=80\,0,6=48$ см³/л.

Необходимое содержание воздуха в шловой смеси находим по формуле (6.41)

$$W_p = \frac{1\,4\,48\,(0,6\,4,9 - 1)}{4,5\,1000} = 0,03 \text{ м}^3/\text{м}^3$$

Подставляя значение W_p из уравнения (6.40), находим объем рециркуляционного потока, насыщенного воздухом

$$V_R = \frac{W_p V C_0}{h B_p (f_n p_s - 1)} = \frac{0,03\,1000\,4,5}{1,4\,48\,(0,6\,4,9 - 1)} = 1250 \text{ м}^3/\text{сут.}$$

Общий расход, поступающий во флоататор,

$$Q = V + V_R = 1000 + 1250 = 2250 \text{ м}^3/\text{сут.},$$

или, при равномерном поступлении шла по часам суток 94 м³/ч.

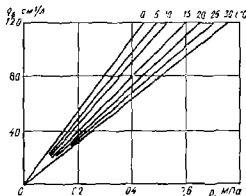


Рис. 6.5 Растворимость воздуха в активном шле в зависимости от давления и температуры

Принимая, что при 10 мин разрежении высота флотуемого слоя составляет 77 % а слои разреженного осадка — 23 %, тогда гидравлическая нагрузка

$$Q = 0,23 \cdot 1,4 / 10 = 0,0332 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{мин}), \text{ или } 1,93 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$$

Площадь флотатора

$$F = Q/q = 94/1,93 = 49 \text{ м}^2$$

Объем флотуемого слоя

$$V_{\phi} = Fh = 49 \cdot 1,4 = 69 \text{ м}^3$$

При непосредственном насыщении вла воздухом (без рециркуляции вла) из формулы (6.41) определяем необходимое давление воздуха

$$0,03 = 1,4 \cdot 48 (0,6p_a - 1) / (4,5 \cdot 1000) \quad p_a = 0,57 \text{ МПа}$$

Площадь флотатора

$$F = V/(24Q) = 1000/(24 \cdot 1,93) = 22 \text{ м}^2$$

Сравнивая рассмотренные варианты можно отметить, что по первому варианту необходимая площадь флотатора почти в 2 раза больше чем по второму (49 и 22 м²) но необходимое давление насыщения воздухом по второму варианту выше (0,57 и 0,49 МПа)

Пример 6.17 Произвести расчет вакуум-фильтра в барботажной сушилке для обезвоживания и сушки сброженной смеси осадка и активного ила. Расход сырого осадка влажностью $W_1=93\%$ и первичных отстойников $Q_1=250 \text{ м}^3/\text{сут}$ расход избыточного активного ила влажностью $W_2=97\%$ $Q_2=420 \text{ м}^3/\text{сут}$. Удельное сопротивление осадка первичных отстойников $220 \cdot 10^{10} \text{ см}^2/\text{г}$ щелочность 25 мг экв/л, удельное сопротивление уплотненного активного ила $2200 \cdot 10^{10} \text{ см}^2/\text{г}$ щелочность 12 мг экв/л.

Решение Влажность смеси осадка и активного ила определяем по формуле (6.42)

$$\begin{aligned} W_{\text{см}} &= 100 - \frac{Q_1(100 - W_1) + Q_2(100 - W_2)}{Q_1 + Q_2} = \\ &= 100 - \frac{250 \cdot 7 + 420 \cdot 3}{250 + 420} = 95,5\% \end{aligned}$$

Щелочность смеси находим по формуле (6.44)

$$Щ_{\text{см}} = \frac{250 \cdot 25 + 420 \cdot 12}{250 + 420} = 16,85 \text{ мг экв/л}$$

Удельное сопротивление смеси вычисляем по зависимости (6.43)

$$R_{\text{см}} = \frac{220 \cdot 10^{-10} \cdot 250 \cdot 7 + 2200 \cdot 10^{-10} \cdot 420 \cdot 3}{(250 + 420)(100 - 95,5)} = 1047 \cdot 10^{-10} \text{ см}^2/\text{г}$$

Длину извести (по СГО) определяем по формуле (6.45)

$$L = 0,25 \left(\sqrt{1047 \cdot 10^{-10}} + \sqrt{\frac{95,5 \cdot 0,01685}{100 - 95,5}} \right) = 9\%$$

Доза хлорного железа составляет 3 % массы сухого вещества

смеси. Количество сухого вещества обезвоженного осадка в 1 сут определяется по известной зависимости

$$P_1 = (Q_1 + Q_2) (100 - W_{сч}) / 100 = (250 + 420) (100 - 95,5) / 100 = 35,5 \text{ т}$$

Удельное сопротивление сжатия, дewaterованного осадка $r = 28 \text{ см/г}$, а при вакууме $350 \cdot 133,322 = 46662 \text{ Па}$ $R = 28 \cdot 46662 / 1000 = 19,6 \text{ см/г}$. При этом удельным сопротивлением осадка продолжительность одного оборота барабана равна 3 мин.

Принимая влажность кека $W = 80\%$ по формуле (6.10) определим производительность накузов фильтра в 1 ч

$$n = 0,24 \frac{100 - 80}{95,5 - 80} \sqrt{\frac{1 \cdot 80 \cdot 350 (100 - 95,5)}{1 \cdot 3 \cdot 19,6}} = 19,7 \text{ кг/ч}^2$$

При работе вакуум фильтров 24 ч в сутки необходимая площадь поверхности фильтров составит 108 м^2 . Принимаем три рабочих и один резервный накузов фильтр типа БОУ с площадью поверхности фильтрования 20 м^2 каждый.

Количество осадка обезвоженного на вакуум фильтрах в 1 сут, составит

$$Q_{ос} = (Q_1 + Q_2) \left(\frac{100 - W_{сч}}{100 - W_n} \right) = 670 \frac{100 - 99,5}{100 - 80} = 150 \text{ м}^3$$

Принимаем что в барабанах сушилке осадок подсушивается до влажности 30% . Таким образом в сутки из осадка удалится 107 м^3 воды или $446 \text{ м}^3/\text{ч}$. Нагрузка на испаряемой воде на 1 м^3 объема барабана составит 60 кг/ч .

Удельный расход теплоты на 1 кг испаряемой влаги равен 1943 кДж . Тогда расход теплоты в сутки будет $107 \cdot 600 \cdot 4943 = 44491 \cdot 10^3 \text{ кДж}$.

Количество термической высушенного осадка составит $150 - 107 = 43 \text{ т}$ 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 аэротенк. Производительность станций $Q = 30000 \text{ м}^3/\text{сут}$. Концентрация взвешенных веществ в сточной жидкости $C_1 = 200 \text{ мг/л}$. Эффект осветления в первичных отстойниках 90% . На 1 м^3 сточных вод прирост активного ила составляет $C_n = 100 \text{ г/сут}$.

Решение. Определим коэффициент выноса взвешенных веществ из первичных отстойников

$$k = 1 - \xi_{ос} / 100 = 1 - 50 / 100 = 0,5$$

Принимая эффективность задержания сухого вещества в центрифуге 55% определим коэффициент выноса $n = 1 - 9 / 100 = 1 - 55 / 100 = 0,45$.

Увеличив концентрацию взвешенных веществ при выходе фугата перед первичными отстойниками определим по формуле (6.49).

$$C_{лф} = 200 + \frac{200 \cdot 0,45 (1 - 0,5)}{1 - 0,45 (1 - 0,5)} = 258 \text{ г/м}^3.$$

Объем сырого осадка влажностью 95 %, задержанного в первичных отстойниках

$$V = \frac{C_{\text{в.ф.}} Q_{\text{Э.с.}} 100}{1000 \cdot 1000 \cdot 100 (100 - 95)} = \frac{258 \cdot 30 \cdot 000 \cdot 50 \cdot 100}{1000 \cdot 1000 \cdot 100 \cdot 5} = 77,4 \text{ м}^3/\text{сут}$$

Принимая эффективность задерживания сухого вещества 55 %, при центрифугировании осадка первичных отстойников и влажность кека 70 % определим его объем

$$V_{\text{к}} = \frac{77,4 (100 - 95) 100 \cdot 55}{100 (100 - 70) 100} = 7,09 \text{ м}^3.$$

Плотность кека $\rho_{\text{к}} = 0,85$ поэтому масса кека

$$M = V_{\text{к}} \rho_{\text{к}} = 7,09 \cdot 0,85 = 6,03 \text{ т}$$

Определим коэффициент прироста активного ила (прирост его массы)

$$K = C_{\text{п.ф.}}/C_1 = 258/200 = 1,29$$

$$M_{\text{и}} = \frac{C_{\text{п.ф.}} Q K}{1000 \cdot 1000} = \frac{100 \cdot 30 \cdot 000 \cdot 1,29}{1000 \cdot 1000} = 3,87 \text{ м}^3$$

Считая эффективность задерживания сухого вещества активного ила на центрифугах 20 % и влажность кека 70 %, получим массу ила и его объем подаваемый на центрифуги

$$M_1 = M_{\text{и}} 100/20 = 3,87 \cdot 100/20 = 19,35 \text{ т}$$

$$V_1 = M_1 100/(100 - W_{\text{и}}) = 19,35 \cdot 100/(100 - 97) = 645 \text{ м}^3$$

К установке принимаем центрифуги ОГШ 50К 4 имеющие производительность 14 м³/ч тогда число рабочих центрифуг $n = 645/(14 \cdot 24) = 2$ 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 ежедневно 150 м³ сырого осадка и 250 м³ избыточного уплотненного активного ила. Влажность сырого осадка 93 %, в 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

$$V_{\text{и.д.}} = \frac{V_{\text{и.л.}} (100 - W_{\text{и}})}{100 - W_{\text{с}}} = \frac{251 (100 - 97)}{100 - 93} = 107 \text{ м}^3$$

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 станцию устанавливаем вакуум сушилку ВКСУ 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 третиному рабочему объему аппарата который равен половине его геометрического объема.

По формуле (6.51) определим объем осадка обрабатываемого

за 1 цикл сушки

$$Q_{ц} = 3 \cdot 30/2 = 45 \text{ ч}^2$$

Количество воды выпариваемой из осадка за 1 цикл подсчитываем по формуле (6 52)

$$W_{ц} = 45 \cdot 0,3 \left(1 - \frac{100 - 93}{100 - 35} \right) = 40 \cdot 200 \text{ кг.}$$

По формуле (6 53) находим количество циклов необходимое для испарения воды из суточного расхода осадка

$$n_{ц} = 228 \cdot 730 / 40 \cdot 200 = 5,68$$

Продолжительность цикла вакуум сушки в одном аппарате определяем по формуле (6 54)

$$\tau = 40 \cdot 200 / 3900 = 10 \text{ ч}$$

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 одна резервный аппараты

Необходимый расход пара

$$D_1 = 1,4 \text{ ц} / T = 1,4 \cdot 228 \cdot 730 / 24 = 13,3 \text{ т/ч}$$

Пример 6 20* Подсчитать расход по газу P_g и по беззольному веществу $P_{бз}$, если загружаемый в чистящий осадок имеет влажность 96 % зольность 25 % а сброженный — соответственно 97,5 и 38 %. Удельный выход газа составляет $12 \text{ м}^3/\text{м}^3$, плотность газа — $1,02 \text{ кг}/\text{м}^3$ (плотность подсчитана по результатам химического анализа брожения). Определить также какая часть распавшегося вещества переходит в газ и какая — в жидкую фазу

Решение. Подсчитаем расход по беззольному веществу исходя из данных измерения влажности и зольности осадков в процессе брожения. При подсчете плотность осадков до и после брожения принимаем равной $1 \text{ кг}/\text{л}$

В исходном осадке количество сухого вещества было 10 кг , в беззольного $40(1 - 0,25) = 30 \text{ кг}$. В сброженном осадке осталось сухого вещества 25 кг , а беззольного — 62% сухого, или $25(1 - 0,38) = 15,5 \text{ кг}$

Поскольку в процессе брожения объем осадка не изменяется то количество распавшегося беззольного вещества можно определить по разности $30 - 15,5 = 14,5 \text{ кг}$, откуда расход по убыли беззольного вещества оказывается равным

$$P = 14,5 / 30 = 0,483, \text{ или } 48,3\%$$

Подсчитаем теперь расход по газу. В процессе брожения выделялось 12 м^3 газа с 1 м^3 загружаемого осадка. Масса выделившегося газа $12 \cdot 1,02 = 12,2 \text{ кг}$. Расход по газу те откошенные массы

* Примеры 6 20—6 25 составлены канд. техн. наук доц. Т. А. Корякиной

выделившегося газа к массе загруженного беззольного вещества

$$P_r = (12,2/30) 100 = 40 \%$$

Поскольку с 1 м^3 загружаемого осадка распалось $14,5 \text{ кг}$ беззольного вещества а в виде газа получено $12,2 \text{ кг}$ то $2,3 \text{ кг}$ распавшихся веществ перешло в иловую воду. В процентном отношении это распределение составляет соответственно 83 и 17% .

Если фиксируется соотношение $P_{\text{газ}} > P_r$, 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 — 26% , H_2 — 29% , CO_2 — 45% , N — 1% а во втором — соответственно 65 , 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 воды, а 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 загружаемого смеси осадка и ила — $95,5 \%$, зольность — 28% , влажность сброшенного осадка — $97,1 \%$, зольность сброшенного осадка — 42% . Температура брожения $51,5^\circ\text{C}$.

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 газов составляет $13 \text{ м}^3/\text{м}^3$. В иловой жидкости среднее содержание ивлящих жирных кислот (ИЖК) равняется $7,6 \text{ мг экв/л}$ 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 брожения $51,5^\circ\text{C}$ весьма близкой к оптимальной, которая принимается 53°C . 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 главный процесс распада органического вещества для чего выполним ряд предварительных расчетов.

Доза $D_{\text{газ}}$ составляет

$$D_{\text{газ}} = 0,11 \cdot 45 (1 - 0,28) = 3,56 \text{ кг}/(\text{м}^3 \text{ сут}).$$

В сброшенном осадке осталось беззольного вещества

$$D_{\text{бес}} = 0,11 \cdot 29 \cdot 0,58 = 1,85 \text{ кг}/(\text{м}^3 \text{ сут}).$$

Распад по беззольному веществу

$$P_{\text{бес}} = (D_{\text{газ}} - D_{\text{бес}}) 100 / D_{\text{бес}} = (3,56 - 1,85) 100 / 3,56 = 48,1 \%$$

Найдем распад по выходу газа. Плотность газов брожения, найденная по справочнику и подсчитанная как среднеарифметическая величина, составляет 115 кг/м^3 . При выходе газов $13 \text{ м}^3/\text{ч}$ загружаемого осадка их вес будет $13 \cdot 115 = 149 \text{ кг/м}^3$ или в расчете на 1 м^3 объема метантенка (что нужно для получения сравнимых величин) $149 \cdot 0,11 = 164 \text{ кг/м}^3$ сут. Распад по газу $P_r \approx = 164 / 100 / 3,56 = 46,2 \%$.

Предел сбраживания загружаемой смеси (учитывается по выходу газа) при соотношении осадка и ила по беззольному веществу $1 : 1$ $a_{см} = (53,6 + 50,5) / 2 = 52,1 \%$.

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 газа, так и по беззольному веществу. Вследствие этого получения высокие результаты по степени обработки осадков. Распад по беззольному веществу несколько превышает величину P_r , что позволяет говорить о практической закончившемся выделении газа (речь идет о таком избыточении которое проходит со скоростями приемлемыми в теплическом отношении).

[Глубина сбраживания осадка составляет 89% т.е. до теплотехнически возможного выхода остается недополученным лишь 11% количества газа. Состав газов брожения и плохой 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 $95,5 \%$ и $K_r = 0,27$ ожидаемый распад беззольного вещества (учитываемый по выходу газа) должен быть

$$\beta - P_r = (a_{см} - A_{с.д.}) / 100 = 52,1 - 0,27 \cdot 11 = 49,03 \%$$

В ином случае в натуре мы получили $P_r = 46,2 \%$, т.е. результат близкий к тому который по требованиям СНиП следовало бы получить при $D = 11 \%$. 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. Найдем степень сбраживания (или глубину распада) отношение ожидаемого распада беззольного вещества y к максимумально 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 городского 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 указании 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 $D=7\%$ и коэффициент $\lambda=1,05$. Следовательно расход беззольного вещества, учтенный по выходу газа, составит $y=a-\lambda D=53-1,05 \cdot 7=45,65\%$, а степень сбраживания $y/a=45,65 \cdot 100/53=81,1\%$.

Выполненные аналогично расчеты для остальных вариантов загрузки сведены в табл. 63.

ТАБЛИЦА 63 К ПРИМЕРУ 6.23

Режим сбраживания	Степень сбраживания, %		
	осадок первичных отстойников	свежий осадок и ила	активного ила
Мезофильный	81,1	86,4	91
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, различия в цифрах ожидаемой степени обработки осадков в мезофильных и термофильных условиях ничтожны (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 пресквашивания. 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 придает еще более серьезным значениям 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 $3 \text{ м}^3/\text{м}^3$

Решение Выполним предпринятые расчеты Сухого вещества подано на промывку $80 \cdot 32 = 2560 \text{ т}$ Получено сухого вещества после промывки и уплотнения $42 \cdot 50 = 2100 \text{ т}$ Потеря сухого вещества осадка со сливной воды составила $2560 - 2100 = 460 \text{ т}$

В уплотнитель было подано смеси по объему (при удельном расходе промывной воды $4 \text{ м}^3/\text{м}^3$) $80 \cdot 4 = 320 \text{ тыс м}^3$ Если удалено и виде осадка 42 тыс м^3 , то объем сливной воды составил $320 - 42 = 278 \text{ тыс м}^3$ Концентрация взвешенных веществ в сливной воде $460/278 = 1654 \text{ т/тыс м}^3 = 1654 \text{ мг/л}$ По сухому веществу подано реагентов хлорного железа $2100 \cdot 0,04 = 84 \text{ т}$ гашеной и негашеной $0,25 = 525 \text{ т}$, всего реагентов $84 + 525 = 609 \text{ т}$

Значительная часть добавляемых реагентов оказывается в виде и нерастворимом виде. Это — образующийся гидроксид железа, практически нерастворимый в воде до 80 %, добавляемого негашеной, и силу малой ее растворимости и до 5—10 % апордных 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 полугустую консистенцию для такого осадка можно рассчитать количество сухого вещества исходя из данных по объему и влажности осадка

Получено сухого вещества после фильтрации $1265 \cdot 200 = 2530 \text{ т}$ Поскольку в осадке сухого вещества было 2100 т, то дополнительные 430 т могут быть отнесены за счет реагентов к содержанию, 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 м^2 с учетом реагентов составит $2530 \cdot 1000 / (2500 \cdot 40) = 25,3 \text{ кг/(ч м}^2\text{)}$, а без учета реагентов — $21 \text{ кг/(ч м}^2\text{)}$

Оценывая 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 осадком (до 20 %) при их промывке и уплотнении Сливная вода из уплотнителя 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 м^3 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 625. 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 количество фугата.

Решение. В 1 м³ исходного ила было сухого вещества 32 кг. В виде обезвоженного ила получено сухого вещества $32 \cdot 0,28 = 8,96$ 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 47,6 %.

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 626. На новые площадки с поверхностным отводом воды подан осадок влажностью 97,4 %. После отстаивания удален иловый осадок 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 составит 26 г/л. После удаления отстаившейся 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 песколовков — М. Стройиздат 1976 — 80 с.
- 2 Канализация населенных мест и промышленных предприятий/ Н. И. Лихачев, И. И. Лорин, С. А. Хасьян и др. Под общ. ред. В. Н. Самохина — 2-е изд. — М. Стройиздат 1981 — 639 с. — (Справочник проектировщика).
- 3 Лукняных А. А., Лукиных Н. А. Таблицы для гидравлического расчета канализационных сетей и люжиров по формуле акад. Н. Н. Паятовского — М. Стройиздат 1974 — 160 с.
- 4 Оборудование водопроводно-канализационных сооружений/ А. С. Москвитин, Б. А. Москвитин, Г. М. МIRONIHK, 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
Атмосферы 175 193
Аэрационные механизмы 98 136
— пневматические 94 117
Аэрация естественная 87
— искусственная 86
— механическая 88
— наклонная 93
— пневматическая 88
— пневмомеханическая 88
Аэротенк 88 114
— вытеснитель 90 123
— многокамерный 89
— отстойник 134
— смеситель 90 116
— с продленной аэрацией 93
— с расщепленным под-
час 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 со-
ставляющая 23
Вещество беззольное 205 223
Вода иловая 207
Воздуходувки 98 123
Возраст ила 205 230
Выход газа 243 247

Д

Дезинфекция сточных вод озо-
ном 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
Итоуплотнитель вертикальный
208
— радиальный 209 223 237
— флотационный 209 242
Индекс иловый 91
Иониты 175
Камера озонирования 182
— реакции 167 175
— флотационная 174 189
— хлопьеобразования 171 181
Канал окислительный циркуля-
ционный 99 147
Катиониты 175 192
Коагуляция 170
Концентрация загрязнений 12
Коэффициент ингибирования 91
— объемного использования 21
35
— смещения 5 15
— усреднения 19
Кратность разбавления 6 15

М

Метатенки 205 221 224 217

Н

Нейтрализация 165 176
Нефтеуловки 32 77

О

Обезвоживание осадка 221
Объем иловый 175
Озон 168 181 196
Озонатор 181
Оксиген 89 144
Ороситель реактивный 108 151
— спринклерный 108 148
Осадок сырой 207
Осветители 27 35 76 171 185
Отстойники вертикальные 27
32 71

- вторичные 27 35 73
- горизонтальные 27 58
- первичные 27
- радиальные 27 29 62
- с вращающимся сборным распределительным устройством
- Осадки биологические 80
- механическая
- химическая 80
- физико-химическая 165
- химическая 165

П

- Песколовки аэрируемые 22 24 53
- вертикальные 22
- горизонтальные 22 23 44
- тангенциальные 22 24 57
- Пластина фильтрующая 96 117
- Площадка шламовая 168 179
- Поля орошения 80 109
- фильтрации 80 108
- Пресерваторы 27 34
- Приrost 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 аэробиология 200 230

- Степень очистки сточных вод 7 16
- Сушилка барабанная 213

Т

- Тепловая обработка осадков 239
- Термическая сушка осадка 221 225

У

- Уплотнение осадка 207 241
- Усреднители круглые 17
- треугольные 17 41
- с перемешивающим устройством 17 41
- Установка воздухообменная 192
- для дезинфекции 194
- озонаторная 196 200
- сорбционная 172 188

Ф

- Фильтр 37 77
- насыпной 188
- нейтритизатор 166 180
- Флокуляция 171
- Флотатор 189
- Флотация 173

Х

- Хлор газобразный 194
- жидкий 194
- Хлораторы 195

Ц

- Центрифуги 211 214 244
- Цпаняды 168 181

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 Потт-фильтры и поля орошения	81
§ 12 Биологические пруды	80
§ 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 озона	196
§ 26 Примеры расчетов	198
Глава 6. СООРУЖЕНИЯ ДЛЯ ОБРАБОТКИ ОСАДКОВ	201
§ 27 Метабленки	201
§ 28 Аэробные стабилизаторы	204
§ 29 Вертикальный и радиальный уплотнители	208
§ 30 Флотационный уплотнитель	209