МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ

ХАРКІВСЬКА НАЦІОНАЛЬНА АКАДЕМІЯ
МІСЬКОГО ГОСПОДАРСТВА

С.Б.Козловська, К.Б.Сорокіна

МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ

ДО ВИКОНАННЯ КУРСОВОГО ПРОЕКТУ (РОБОТИ)
ТА САМОСТІЙНОЇ РОБОТИ З ДИСЦИПЛІНИ

“СПЕЦКУРС З ОЧИСТКИ СТІЧНИХ ВОД”

(для студентів 5 курсу денної і заочної форм навчання
спеціальностей 7.092601, 8.092601 – «Водопостачання та
водовідведення»)

Харків – ХНАМГ – 2008

Методичні вказівки до виконання курсового проекту (роботи) та самостійної роботи з дисципліни “Спецкурс з очистки стічних вод” (для студентів 5 курсу денної і заочної форм навчання спеціальностей 7.092601, 8.092601 – «Водопостачання та водовідведення»). Укл.: С.Б.Козловська, К.Б.Сорокіна. – Харків: ХНАМГ, 2008. – 72 с.

Укладачі: С.Б.Козловська ,
К.Б.Сорокіна

Рецензент: доц. Л.І.Дегтерева

Рекомендовано кафедрою водопостачання, водовідведення та очистки вод, протокол № 1 від 2.09.2008 р.

ЗМІСТ

Стор.

ВСТУП..... 4

1. СТРУКТУРА І ОФОРМЛЕННЯ КУРСОВОГО ПРОЕКТУ (РОБОТИ)..... 4

2. ЗАВДАННЯ ДЛЯ ВИКОНАННЯ КУРСОВОГО ПРОЕКТУ (РОБОТИ)..... 6

2.1. Теоретична частина..... 6

2.2. Розрахункова частина..... 6

3. ВКАЗІВКИ З РОЗРАХУНКУ ТЕХНОЛОГІЧНИХ СПОРУД..... 7

3.1. Розрахунок окислювальних блоків..... 8

3.2. Розрахунок вторинних радіальних відстійників з периферійним впусканням стічних вод..... 12

3.3. Розрахунок технологічної схеми фізико-хімічного очищення стічних вод з використанням освітлювачів та фільтрувальних споруд..... 14

3.4. Розрахунок технологічної схеми доочистки стічних вод від біогенних элементів..... 28

3.5. Розрахунок кількості осадів, що утворюються на очисних спорудах канализації..... 44

3.6. Розрахунок споруд для ущільнення осаду..... 47

3.7. Розрахунок споруд анаеробного зброджування..... 51

3.8. Розрахунок аеробної стабилизації..... 53

3.9. Розрахунок споруд зневоднення осаду в природних умовах..... 55

3.10. Розрахунок механічного зневоднення осаду..... 56

4. ЗМІСТ ТЕОРЕТИЧНОЇ ЧАСТИНИ ДИСЦИПЛІНИ, КОНТРОЛЬНІ ЗАПИТАННЯ ТА ЗАВДАННЯ ДЛЯ САМОСТІЙНОЇ РОБОТИ..... 59

СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ..... 64

ДОДАТКИ..... 65

ВСТУП

Метою вивчення дисципліни «Спецкурс з очищення стічних вод» є розгляд шляхів рішення проблем очищення стічних вод від специфічних забруднень, а також обробки і утилізації утворюваних осадів.

У ході вивчення теоретичної частини дисципліни розглядаються *основні питання*:

- очищення стічних вод від біогенних речовин;
- інтенсифікація очищення стічних вод методами реагентної обробки;
- очищення стічних вод фізико-хімічними методами;
- основні напрями розвитку і впровадження сучасних технологій охорони поверхневих і підземних джерел від забруднення;
- підвищення ефективності роботи фільтрів для доочистки стічних вод;
- методи очищення поверхневих стічних вод;
- способи обробки осадів, що утворюються при очищенні стічних вод;
- напрями утилізації осадів стічних вод.

Для вивчення конструктивних особливостей вживаних споруд та методик визначення розрахункових параметрів технологічних схем навчальним планом передбачено виконання курсового проекту для студентів спеціальності 7.092601 та курсової роботи – для студентів спеціальності 8.092601.

1. СТРУКТУРА І ОФОРМЛЕННЯ КУРСОВОГО ПРОЕКТУ (РОБОТИ)

Метою виконання курсового проекту (КП) і курсової роботи (КР) є вивчення умов застосування та конструктивних особливостей споруд для глибокого очищення й доочистки стічних вод та споруд для обробки утворюваних осадів, а також методик підбору і розрахунку технологічних схем.

КП складається із розрахунково-пояснювальної записки і графічної частини. При виконанні КР графічна частина виконується в меншому обсязі за вказівками викладача. У свою чергу розрахунково-пояснювальна записка включає теоретичну і розрахункову частини.

Завданням для виконання теоретичної частини є розкриття теоретичного питання за завданням викладача (див. підрозділ 2.1).

Завданням для виконання розрахункової частини є розрахунок технологічних споруд та схем для очищення стічних вод й обробки утворюваних осадів за завданням викладача (див. підрозділ 2.2).

Графічна частина проекту виконується за завданням викладача.

Структура КП (КР) повинна бути такою:

➢ *титульний лист* - виконують за відповідною формою, прийнятою для оформлення розрахунково-пояснювальних записок (згідно з ГОСТ). На титульному листі повинні бути позначені назва (тема) КП (КР), прізвища студента та викладача дисципліни;

➢ *зміст***.** До складу змісту входять:

= вступ;

= послідовно перераховані найменування всіх розділів, підрозділів, пунктів і підпунктів;

= список літератури;

= додатки (при необхідності).

Допускається найменування пунктів і підпунктів у зміст не включати;

➢ *вступ***.** Коротко формулюють тематику КП (КР), необхідність і актуальність застосування розглянутих методів очищення;

➢ *елементи основної частини* КП *(КР)*. Склад, зміст і обсяг розділів основної частини КП (КР) визначаються одержаним завданням на його виконання. У загальному випадку основна частина КП (КР) складається з текстової частини (відповідь на теоретичне питання) і розрахункової (розрахунок споруд або схеми)**;**

➢ *список літератури*. Перелік джерел, на які зроблені посилання у відповідних місцях тексту, складають в тому порядку, в якому вони вперше згадуються в тексті. Окрім літературних джерел, в список включають перелік використовуваної нормативної документації (ГОСТ, ДБН, СНіП, ДСТУ, ТУ та ін.);

➢ *додатки*. У додатках розміщують матеріал, який є необхідним, але не може бути розміщений в основній частині КП (КР) із-за великого об'єму або з інших міркувань. Додатки розташовують у порядку появи посилань в тексті основної частини КП (КР). Кожен додаток починають з нової сторінки.

Оформлення КП (КР) проводять відповідно вимогам оформлення розрахунково-пояснювальних записок (згідно з ГОСТ), тобто:

✦ сторінки КП (КР) виконують без рамки з полями: верхнє і нижнє - 20, ліве - не менше 25, праве - не менше 10 мм;

✦ текст КП (КР) виконують шрифтом 14 пт. (Times New Roman Arial, Arial Narrow, GOST type A, B) з полуторним міжрядковим інтервалом; заголовки можуть бути виділені шрифтом 16 пт. Абзаци в тексті відступають від тексту на 1-1,27 см;

✦ нумерацію сторінок КП (КР) проставляють в правому верхньому кутку арабськими цифрами без крапки. Нумерація сторінок - наскрізна, включає ілюстрації (рисунки) і таблиці, розташовані на окремих сторінках, а також додатки. Структурні елементи КП - ВСТУП, ВИСНОВКИ, СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ - не нумерують;

✦ всі розділи КП (КР) починають з нової сторінки;

✦ заголовки структурних елементів і розділів КП (КР) пишуть прописними (заголовними) буквами без крапки в кінці, не підкреслюючи. Заголовки підрозділів, пунктів і підпунктів пишуть малими буквами починаючи з заголовної, розташовуючи номер підрозділу (пункту, підпункту) з абзацного відступу, без крапки в кінці.

Оформлення графічного матеріалу повинне відповідати прийнятим нормам і вимогам ЄСКД.

2. ЗАВДАННЯ ДЛЯ ВИКОНАННЯ КУРСОВОГО ПРОЕКТУ (РОБОТИ)

Завдання на виконання теоретичної і розрахункової частини видається викладачем або вибирається за його вказівками відповідно до номера залікової книжки (див. Додатки К, Л).

2.1. Теоретична частина

1. Суть реагентної обробки стічних вод.
2. Точки введення реагентів на очисних спорудах при обробці стічних вод.
3. Введення реагентів перед первинними відстійниками.
4. Введення реагентів перед аеротенками.
5. Споруди, вживані при використанні реагентів.
6. Фізико-хімічні методи обробки стічних вод.
7. Хіміко-біологічне очищення стічних вод.
8. Технологічна схема фізико-хімічного очищення стічних вод.
9. Споруди механо-хімічного очищення стічних вод.
10. Блок кварцових фільтрів при фізико-хімічному очищенні стічних вод.
11. Блок вугільних фільтрів при фізико-хімічному очищенні стічних вод.
12. Споруди для обробки осадів, що утворилися при реагентній обробці стоків.
13. Споруди з підготовки й регенерації вугілля.
14. Доочистка стічних вод.
15. Очищення стічних вод від біогенних речовин.
16. Очищення стічних вод від фосфатів.
17. Очищення стічних вод від азоту.
18. Види осадів стічних вод, їх властивості і склад.
19. Ущільнення осадів стічних вод.
20. Стабілізація осадів стічних вод.
21. Кондиціонування осадів стічних вод.
22. Зневоднення осадів стічних вод.
23. Утилізація осадів стічних вод.
24. Перспективи використання біогазу, що утворюється при обробці осадів стічних вод.
25. Поверхневий стік, його відмітні особливості. Від чого залежить забрудненість поверхневого стоку?
26. Способи очищення поверхневого стоку.
27. Регулювання поверхневого стоку.
28. Методи очищення поверхневого стоку і типи вживаних споруд.
29. Очищення поверхневого стоку методом відстоювання.
30. Очищення поверхневого стоку флотацією.
31. Доочистка поверхневого стоку фільтруванням.

2.2. Розрахункова частина

1. Розрахунок технологічної схеми біологічного очищення стічних вод з окислювальними блоками.

2. Розрахунок вторинних радіальних відстійників з периферійним впусканням стічних вод.
3. Розрахунок технологічної схеми фізико-хімічного очищення стічних вод з використанням освітлювачів та фільтрувальних споруд *(комплексний)*.
4. Розрахунок технологічної схеми доочистки стічних вод від біогенних елементів (*комплексний*).
5. Розрахунок кількості осадів, що утворюються на очисних спорудах каналізації.
6. Розрахунок споруд для ущільнення осадів стічних вод.
7. Розрахунок технологічної схеми обробки осадів стічних вод, що включає анаеробне зброджування.
8. Розрахунок технологічної схеми обробки осадів стічних вод, що включає аеробну стабілізацію.
9. Розрахунок і порівняння аеробної і анаеробної стабілізації осадів стічних вод (*комплексний*).
10. Розрахунок двох варіантів зневоднення осадів стічних вод: у природних умовах та мехзневоднення.
11. Розрахунок цеху центрифугування осаду.
12. Розрахунок технологічної схеми обробки осадів, утворюваних при очищенні стічних вод (*комплексний, склад споруд – за завданням викладача*).

3. ВКАЗІВКИ З РОЗРАХУНКУ ТЕХНОЛОГІЧНИХ СПОРУД

При виконанні розрахункової частини КП (КР) необхідно використовувати методики розрахунків, викладені в наступних джерелах:

1. СНиП 2.04.03-85. Канализация. Наружные сети и сооружения. – М.: ЦИТП, 1986.

2. СНиП 2.04.02-84. Водоснабжение. Наружные сети и сооружения. - М.: Стройиздат, 1986.

3. Справочное пособие к СНиП 2.04.03-85. – М: Стройиздат, 1990.

4. Рекомендации по использованию реагентов в схемах прямой физико-химической и химико-биологической очистки городских сточных вод. – М.: ОНТИ АКХ, 1982.

5. Ласков Ю.М., Воронов Ю.В., Калицун В.И. Примеры расчёта канализационных сооружений. – М.: Стройиздат, 1987.

6. Алексеев В.И., Винокурова Т.Е., Пугачев Е.А. Проектирование сооружений переработки и утилизации осадков сточных вод с использованием элементов компьютерных информационных технологий. – М.: Изд-во АСВ, 2003.

7. Рекомендации по проектированию сооружений химико-биологической очистки городских сточных вод с применением железного купороса. – Харьков: УкркоммунНИИпроект, 1982.

НИЖЧЕ ПРИВЕДЕНІ СТИСЛІ РЕКОМЕНДАЦІЇ З ВИКОНАННЯ РОЗРАХУНКІВ (ВКАЗІВКИ ВИКЛАДЕНІ МОВОЮ ОРИГІНАЛІВ).

3.1. Розрахунок окислювальних блоків

Окислительные блоки применяются для биологической очистки бытовых и близких к ним по составу производственно-бытовых сточных вод с концентрацией загрязнения по $БПК_{полн}$ до 300 мг/л и по взвешенным веществам до 250 мг/л. Эффект очистки сточных вод составляет 95-97%.

Окислительный блок представляет собой круглое в плане сооружение, состоящее из аэрационной секции и отстойника, расположенного в центре. При группе окислительных блоков расположена насосная станция, распределительная чаша и камера для удаления плавающих веществ.

Исходные данные для расчета:

1. Производительность станции – 2700 $м^3$/сут. = 112,5 $м^3$/ч;
2. $БПК_{полн}$ поступающей сточной жидкости – 300 мг/л;
3. $БПК_{полн}$ очищенной сточной жидкости - 15 мг/л.

Принимаем три окислительных блока диаметром по 30 м (Додаток Ж).

Объем аэрационной зоны

$$W_{аэр} = Q \cdot t_{аэр},\ м^3, \qquad (3.1)$$

где Q – среднесуточный приток сточных вод на одно сооружение, $м^3$; Q=2700/3=900 $м^3$;

$t_{аэр}$ - продолжительность аэрации, сут.

$$t_{аэр} = \frac{L_{en} - L_{ex}}{S \cdot (1-\mu) \cdot \rho} \cdot \frac{15}{T},\ сут., \qquad (3.2)$$

где L_{en} - $БПК_{полн}$ поступающей сточной жидкости, 300 мг/л;

L_{ex} - $БПК_{полн}$ очищенной сточной жидкости, 15 мг/л;

S - концентрация активного ила, мг/л; для режима полного окисления принимается 3000 мг/л;

ρ - удельная скорость окисления органических веществ сточных вод активным илом; для режима полного окисления принимается 0,13-0,25 г $БПК_{полн}$ на 1 г беззольного вещества ила в сутки;

μ - зольность ила, определяется по формуле

$$\mu = 10 \cdot \rho - 65 \cdot \rho^2 + 34,\ \%, \qquad (3.3)$$

$$\mu = 10 \cdot 0{,}165 - 65 \cdot 0{,}165^2 + 34 \approx 34\ \%;$$

T - среднегодовая температура сточной жидкости, ^{0}C.

$$t_{аэр} = \frac{300-15}{3000 \cdot (1-0{,}34) \cdot 0{,}165} \cdot \frac{15}{12} \approx 1{,}1\ сут.$$

Тогда расчетный объем зоны аэрации равен

$$W_{аэр} = 900 \cdot 1{,}1 = 990\ м^3.$$

При принятой гидравлической глубине H_0=2,6 м площадь зоны аэрации составит:

$$F_{аэр} = \frac{W_{аэр}}{H_0} = \frac{990}{2{,}6} = 380{,}8\ м^2. \qquad (3.4)$$

Объем зоны отстаивания

$$W_{отст} = q_{ср} \cdot t_{отст}, м^3, \quad (3.5)$$

где $q_{ср}$ - среднечасовой приток сточных вод на одно сооружение, $м^3$/ч; $q_{ср}$ =112,5/3= 37,5 $м^3$/ч;

$t_{отст}$ - продолжительность отстаивания, ч.; принимаем $t_{отст}$ = 2 ч.

$$W_{отст} = 37,5 \cdot 2 = 75 \ м^3.$$

Рабочая глубина отстойника

$$H_0 = V \cdot t_{отст} \cdot 3,6, м, \quad (3.6)$$

где V – максимальная восходящая скорость потока в зоне осветления, принимается 0,3-0,4 мм/с;

$$H_0 = 0,3 \cdot 2 \cdot 3,6 = 2,16 \ м.$$

Площадь живого сечения зоны отстаивания одного окислительного блока

$$F_{отст} = \frac{W_{отст}}{H_0} = \frac{75}{2,16} = 34,7 \ м^2. \quad (3.7)$$

Общая площадь зон отстаивания и аэрации

$$F = F_{аэр} + F_{отст} = 380,8 + 34,7 = 415,5 \ м^2. \quad (3.8)$$

Расчетный диаметр отстойника окислительного блока будет равен:

$$D = \sqrt{\frac{F_{отст} \cdot 4}{\pi}} = \sqrt{\frac{34,7 \cdot 4}{3,14}} = 6,7 \ м. \quad (3.9)$$

Ближайший типоразмер отстойника для окислительного блока D=30 м - диаметр отстойника d=9 м, рабочая глубина H_0 =2,6 м.

Фактический объем аэрационной зоны

$$W_{аэр.факт.} = \frac{\pi}{4} \cdot (D^2 - d^2) \cdot H_0 = \frac{3,14}{4} \cdot (30^2 - 9^2) \cdot 2,6 = 1672 \ м^3. \quad (3.10)$$

Фактическое время аэрации

$$t_{факт} = \frac{W_{аэр.факт.}}{Q} = \frac{1672}{900} = 1,86 \ сут. \quad (3.11)$$

Для насыщения ило-водяной смеси кислородом воздуха и перемешивания среды в зоне аэрации устанавливаются механические аэраторы типа АРН-9 с горизонтальной осью вращения. Количество кислорода, которое необходимо подать в сточную воду для достижения требуемой степени очистки равно

$$\xi = \frac{q_k \cdot (L_{en} - L_{ex})}{1000} \cdot W_{аэр.факт}, кг/сут., \quad (3.12)$$

где q_k - удельный расход кислорода воздуха в мг на мг снятой $БПК_{полн}$; при очистке до $БПК_{полн}$=15 мг/л принимается q_k =1,1 мг/мг согласно п. 6.157 [1];

$$\xi = \frac{1,1 \cdot (300 - 15)}{1000} \cdot 1672 = 524,2 \ кг/сут.$$

Количество аэраторов, исходя из производительности одного аэратора 216 кг O_2/сут, равно

$$n = \frac{\xi}{216} = \frac{524,2}{216} = 2,4 \text{ шт.}$$

Количество аэраторов, исходя из перемешивающей способности аэратора, равно

$$n' = \frac{W_{аэр.факт.} \cdot П_{уд.}}{7,5}, \text{ шт.,} \qquad (3.13)$$

где $П_{уд}$- удельная номинальная мощность на единицу аэрируемого объема. Оптимальное значение $П_{уд}$=0,02-0,05 кВт/м^3. Для аэратора АРН-9 $П_{уд}$=0,025 кВт/м^3;

7,5 – мощность электродвигателя одного аэратора АРН-9.

$$n' = \frac{1672 \cdot 0,025}{7,5} = 5,57 \text{ шт.}$$

По расчету необходимое количество одновременно работающих аэраторов исходя из требуемого количества подаваемого O_2 составляет 2 шт., а для создания скорости движения жидкости – 6 шт. Принимаем в каждом окислительном блоке Д=30 м по 8 аэраторов АРН-9 (6 рабочих и 2 резервных).

Количество циркулирующего активного ила в сутки определяется по рекомендациям [1]. Учитывая, что окислительные блоки работают в режиме полного окисления, количество циркулирующего ила принимается в диапазоне 60-100% расхода сточных вод, поступающих на сооружения.

При работе окислительных блоков без первичного отстаивания количество стабилизированного ила, удаляемого из сооружения, можно определять по формуле

$$W_{ил} = \frac{Q_{общ} \cdot (3,6 \cdot \rho^2 + 0,06 \cdot \rho) \cdot 100}{1000 \cdot (100 - К) \cdot \gamma}, \text{ м}^3\text{/сут,} \qquad (3.14)$$

где $Q_{общ}$ – среднесуточный расход сточных вод, м^3/сут.;

ρ – удельная скорость окисления органических веществ сточных вод активным илом. Для режима полного окисления принимается 0,13-0,25 г $БПК_{полн}$ на 1 г беззольного вещества ила в сутки, принимаем 0,165 г $БПК_{полн}$ на 1 г;

К – влажность избыточного ила, принимаем 99,4%;

γ – объемный вес ила, принимается равным 1 т/м^3.

$$W_{ил} = \frac{2700 \cdot (3,6 \cdot 0,165^2 + 0,06 \cdot 0,165) \cdot 100}{1000 \cdot (100 - 99,4) \cdot 1} = 48,5 \text{ м}^3\text{/сут.}$$

Рассчитаем параметры отстойной зоны окислительного блока.

Общая площадь отстойника при d=9 м

$$F = \pi \cdot r^2 = 3,14 \cdot 4,5^2 = 63,6 \text{ м}^2.$$

Рабочая площадь отстойника

$$F' = \pi \cdot \left[r^2 - (r'^2)\right] = 3,14 \cdot (4,5^2 - 0,4^2) = 63,08 \text{ м}^2, \qquad (3.15)$$

где r' - радиус впускного устройства, м.

Фактическая гидравлическая нагрузка

$$q_{гидр.факт.} = \frac{q_{max1}}{F'} = \frac{68,26}{63,08} = 1,08 \text{ м}^3/\text{м}^2\cdot\text{ч}, \quad (3.16)$$

где q_{max1} - максимальный часовой расход сточных вод на один отстойник, м^3/ч. Для среднего общего расхода 2700 м^3/сут. = 112,5 м^3/ч = 31,25 л/с по табл. 2 [1] определяем максимальный коэффициент неравномерности притока сточных вод $K_{gen.max}$ =1,82. Тогда максимальный общий расход равен 112,5·1,82=204,8 м^3/ч, а расход на один отстойник q_{max1}= 204,8 / 3= 68,26 м^3/ч.

Расчетная гидравлическая нагрузка согласно п. 6.161 [1]

$$q_{ssa} = \frac{4,5 \cdot K_{ss} \cdot H_{set}^{0,8}}{(0,1 \cdot J_i \cdot a_i)^{0,5-0,01 \cdot a_t}}, \text{ м}^3/\text{м}^2\cdot\text{ч}, \quad (3.17)$$

где K_{ss} - коэффициент использования объема отстойника, 0,5;

H_{set} - принятая рабочая глубина, 2,6 м;

J_i - иловый индекс, 100 см^3/г;

a_i - концентрация активного ила в зоне аэрации, 3 г/л;

a_t - концентрация активного ила в осветленной воде, 15 мг/л.

$$q_{ssa} = \frac{4,5 \cdot 0,5 \cdot 2,6^{0,8}}{(0,1 \cdot 100 \cdot 3)^{0,5-0,01 \cdot 15}} = \frac{4,83}{30^{0,35}} = 1,47 \text{ м}^3/\text{м}^2\cdot\text{ч}.$$

Скорость восходящего потока в отстойнике

$$V_{факт} = \frac{q_{max1}}{3,6 \cdot F'} = \frac{68,26}{3,6 \cdot 63,08} = 0,3 \text{ м/с}.$$

$$V_{расч} = \frac{q_{max1}}{3,6 \cdot F''} = \frac{68,26}{3,6 \cdot 46,43} = 0,41 \text{ м/с},$$

где F'' - предполагаемая площадь отстойника при q_{ssa}

$$F'' = \frac{q_{max1}}{q_{ssa}} = \frac{68,26}{1,47} = 46,43 \text{ м}^2. \quad (3.18)$$

Расчетная скорость получилась выше значений, рекомендуемых НИКТИ ГХ (0,2-0,3 м/с). Принимаем в расчетах $V_{гидр.факт.}$

Фактический объем зоны отстаивания

$$W_{отст.факт.} = F' \cdot H_{set} = 63,08 \cdot 2,6 = 164 \text{ м}^3.$$

Фактическое время отстаивания

$$t_{факт} = \frac{W_{отст.факт.}}{q_{max1}} = \frac{164}{68,26} = 2,4 \text{ ч}. \quad (3.19)$$

Определим количество избыточного ила, удаляемое из окислительных блоков.

Количество избыточного ила в аэрационных установках на полное окисление в соответствии с п. 6.169 [1] составляет 0,35 кг на 1 кг $БПК_{полн}$.

При $БПК_{полн}$ исходной воды 300 мг/л (0,3 кг/м^3) количество избыточного ила по весу составит

$$P = Q_{сут} \cdot БПК_{полн} \cdot 0{,}35 = 2700 \cdot 0{,}3 \cdot 0{,}35 = 283{,}5 \text{ кг/сут.}$$

Объем избыточного ила

$$W_{ил} = \frac{P \cdot 100}{(100 - K) \cdot \gamma} = \frac{0{,}2835 \cdot 100}{(100 - 99{,}4) \cdot 1} = 47{,}25 \text{ м}^3\text{/сут.} \qquad (3.20)$$

3.2. Розрахунок вторинних радіальних відстійників з периферійним впусканням стічних вод

Исходные данные для расчета:

1. Гидравлическая нагрузка - 3,5 м^3/м^2 в час.
2. Диаметр отстойника – 40 м.
3. Диаметр центральной отводящей трубы – 2,86 м.
4. Количество возвратного активного ила по сравнению со среднечасовым расходом сточной воды – 50%.

Расчетный расход, подаваемый на сооружения, составит

$$Q_{расч} = \frac{F_{отст}}{q} = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot q, \text{ м}^3\text{/ч,} \qquad (3.21)$$

где q – гидравлическая нагрузка, равная 3,5 м^3/ч;

D – диаметр отстойника, равный 40,0 м.

При расчете не учитываем диаметр центральной отводящей трубы:

$$D - d = 40{,}0 - 2{,}86 = 37{,}14 \text{ м,}$$

где d – диаметр центральной отводящей трубы, равный 2,86 м.

$$Q = \frac{3{,}14 \cdot 37{,}14^2}{4} \cdot 3{,}5 = 3790 \text{ м}^3\text{/ч.}$$

Время отстаивания – 1 час.

Среднечасовой расход будет равен

$$Q_{ср} = \frac{Q}{K}, \qquad (3.22)$$

где К – коэффициент неравномерности, равный 1,15 [1].

$$Q_{ср} = \frac{3790}{1{,}15} \approx 3300 \text{ м}^3\text{/ч.}$$

Расчет распределительного устройства

Распределительное устройство рассчитано на суммарный расход сточной воды Q и активного ила $Q_И$.

Количество возвратного активного ила принято равным 50% от среднечасового расхода сточной воды

$$Q_И = Q_{ср} \cdot 50\% = 3300 \cdot 0{,}5 = 1650 \text{ м}^3\text{/ч.}$$

Общее количество иловой смеси составит:

$$Q_{общ} = Q + Q_{ил} = 3790 + 1650 = 5440 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Гидравлический расчет распределительного устройства произведен с учетом коэффициента 1,3, учитывающим возможную интенсификацию работы сооружений

$$Q = 5440 \cdot 1{,}3 = 7072 \text{ м}^3/\text{ч} = 1{,}96 = \text{м}^3/\text{сек}.$$

Подача иловой смеси в рабочую зону отстойника осуществляется из впускной зоны, т.е. зоны между стенкой отстойника и полупогружной перегородкой.

Площадь поверхности впускной зоны определяем из расчета нагрузки на нее, равной 31 $м^3/м^2 \cdot ч$.

Площадь поверхности впускной зоны

$$F_{вп} = \frac{Q}{q} = \frac{7072}{31} = 228{,}13 \text{ м}^2.$$

Диаметр полупогружной перегородки и наружной стенки распределительного лотка будет равен

$$d_{пер} = \sqrt{D^2 - \frac{4 \cdot F}{\pi}} = \sqrt{40^2 - \frac{4 \cdot 228{,}13}{3{,}14}} = 36{,}2 \text{ м}. \qquad (3.23)$$

Ширина впускной зоны

$$B = \frac{D - b_{пер}}{2} = \frac{40 - 36{,}2}{2} = 1{,}9 \text{ м}. \qquad (3.24)$$

Принимаем рабочую зону водосливов распределительного лотка равной 12 см, расход через один водослив составляет q= 25 $м^3/ч$.

Количество водосливов, необходимое для пропуска всего расхода

$$n = \frac{Q}{q} = \frac{7072}{25} = 283 \text{ шт}.$$

Длина окружности, на которой располагаются водосливы

$$L = \pi \cdot D_1, \qquad (3.25)$$

где

$$D_1 = D - 2 \cdot b_{пер}. \qquad (3.26)$$

$$D_1 = 40 - 2 \cdot 1{,}9 = 36{,}2 \text{ м}.$$

$$L = 3{,}14 \cdot 36{,}2 = 113{,}7 \text{ м},$$

$$L = 113{,}7 - 1{,}9 = 111{,}8 \text{ м},$$

так как 1,9 – ширина впускной камеры.

Шаг водосливов

$$b = \frac{L}{n}; \qquad (3.27)$$

$$b = \frac{111{,}8}{283} = 0{,}40 \text{ м}.$$

Высоту начального сечения по конструктивным соображениям принимаем равной $h_н$=0,8 м при ширине $b_н$=10 м. Тогда средняя скорость в начальном сечении будет равна

$$V_{ср}^{н} = \frac{Q}{2 \cdot b_{н} \cdot h_{н}} = \frac{1,96}{2 \cdot 1 \cdot 0.8} = 1,225 \text{ м/с.} \qquad (3.28)$$

Высоту сечения на последнем участке принимаем равной рабочей высоте водослива, то есть $h_к = 0,12$ м. Уклон дна лотка будет равным

$$i = \frac{h_н - h_к}{\frac{L}{2}} = \frac{0,8 - 0,12}{\frac{111,8}{2}} = 0,012 \text{ м.} \qquad (3.29)$$

3.3. Розрахунок технологічної схеми фізико-хімічного очищення стічних вод з використанням освітлювачів та фільтрувальних споруд

Физико-химический метод очистки сточных вод основан на последовательном извлечении из воды взвешенных, коллоидных и растворенных веществ. Принципиальная схема сооружений комплекса физико-химической очистки сточных вод показана на рис. 3.1.

После задержания крупных отбросов и песка из сточных вод удаляются взвешенные вещества. Для глубокого осветления используется метод коагуляции сернокислым алюминием. При реагентном осветлении сточных вод происходит образование нерастворимых соединений фосфатов и адсорбция их на поверхности хлопьев коагулянта, что позволяет извлечь фосфаты на 98-100%.

Далее предусмотрена ступень фильтрации сточной воды через загрузку из кварцевого фильтра для удаления мелкодисперсных взвешенных веществ перед очисткой воды от растворенных органических веществ на сорбционных фильтрах. Для адсорбционной очистки (снижение БПК, ХПК) предусмотрено две ступени фильтров с загрузкой активированным углем.

Исходные данные для расчета:

1. Производительность станции – 5000 м^3/сут. = 208,3 м^3/ч = 58 л/с;
2. Общий коэффициент неравномерности притока сточной жидкости К=1,69;
3. $БПК_{полн}$ поступающей сточной жидкости – 300 мг/л;
4. Содержание взвешенных веществ в поступающей сточной жидкости – K_0=300 мг/л.
5. Диаметр осветлителя – 9 м.

С учетом коэффициента неравномерности максимальный суточный расход сточных вод равен:

$$Q_{max}^{сут} = 5000 \cdot 1,69 = 8450 \text{ м}^3\text{/сут;}$$

часовой расход сточных вод равен

$$Q_{max}^{ч} = 208,3 \cdot 1,69 = 352 \text{ м}^3\text{/ч;}$$

максимальный секундный расход равен

$$Q_{max}^{с} = 58 \cdot 1,69 = 98 \text{ л/с.}$$

Расчет сооружений для задержания крупных отбросов и песка проводится в соответствии с рекомендациями [1].

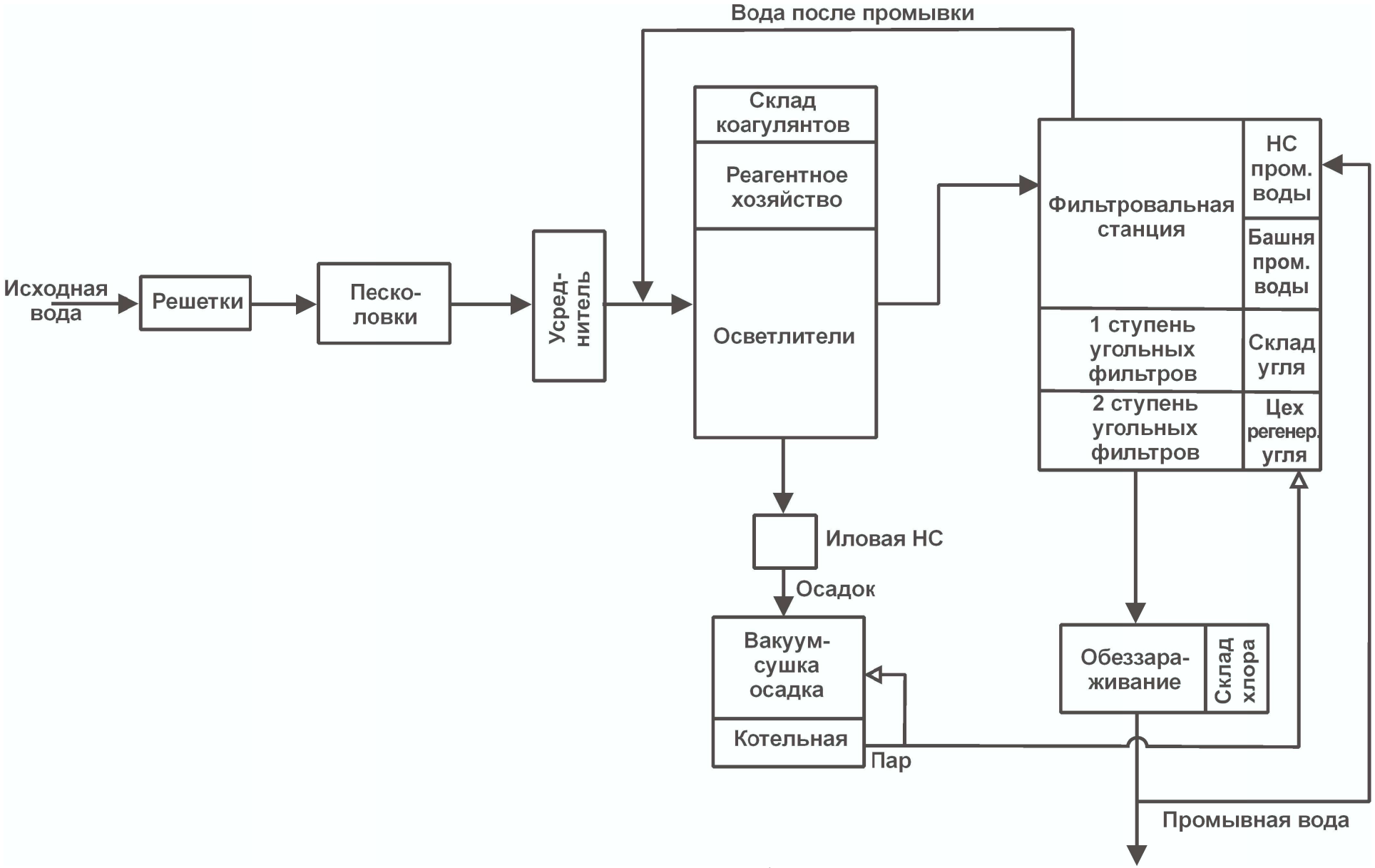

Рис. 3.1 - Принципиальная схема сооружений комплекса физико-химической очистки сточных вод

Решетки-дробилки

Ширина прозоров решетки b=16 мм. Форма стержней – прямоугольная. Скорость воды при прохождении решетки принимается равной $V_{реш}$=0,6 м/с.

Наполнение канала перед решеткой $h/d = 0{,}54$ м. Площадь сечения стержней в зоне наполнения

$$S_{ст} = n \cdot d \cdot l, \qquad (3.30)$$

где n – количество стержней при расчетном уровне воды, n=16;

d – диаметр стержней, м; d=0,016 м;

l – длина окружности стержня решетки

$$l = 2 \cdot \pi \cdot r, \text{ м},$$

где r – радиус решетки, r=0,225 м;

$$l = 2 \cdot 3{,}14 \cdot 0{,}225 = 1{,}41 \text{ м}.$$

$$S_{ст} = 16 \cdot 0{,}016 \cdot 1{,}41 = 0{,}36 \text{ м}^2.$$

Расчетный расход, проходящий через решетку, равен q_{max} =0,098 м^3/с.

Необходимая площадь живого сечения решетки

$$F_{расч} = \frac{q_{max}}{V_{реш}} = \frac{0{,}098}{0{,}6} \approx 0{,}2 \text{ м}^2. \qquad (3.31)$$

Принимаем 1 решетку.

Потери в решетке

$$h_p = \xi \cdot \frac{V^2}{2 \cdot g}, \text{ м}, \qquad (3.32)$$

где ξ - коэффициент сопротивления, зависящий от формы сечения стержней решетки

$$\xi = \beta \cdot \left(\frac{d}{b}\right)^{3/4}, \qquad (3.33)$$

где β – коэффициент, равный 2,42.

$$\xi = 2{,}42 \cdot \left(\frac{0{,}016}{0{,}016}\right)^{3/4} = 2{,}42;$$

$$h = 2{,}42 \cdot \frac{0{,}6^2}{2 \cdot 9{,}81} = \frac{0{,}87}{19{,}62} = 0{,}044 \text{ м}.$$

Песколовки

Применены 2 горизонтальные песколовки с круговым движением сточных вод Д=6,0 м, $q_{расч}$ =0,098 м^3/с.

Расчет количества песка

При исходной концентрации взвешенных веществ K_0 =300 мг/л расчетное количество населения будет составлять

$$N_p = \frac{K_0 \cdot Q_{сут}}{65} = \frac{300 \cdot 5000}{65} \approx 23{,}1 \text{ тыс. жителей}. \qquad (3.34)$$

Согласно табл. 28 [1] количество задерживаемого песка составляет 0,02 г на 1 жителя в сутки, влажность его 60%, объемный вес 1,5 т/м^3. Всего задерживается песка

$$W_П = \frac{0{,}02 \cdot 23100}{1000} = 0{,}462 \text{ кг/сут или } {}^{0{,}462}\!/_{1{,}5} = 0{,}308 \text{ м}^3\text{/сут.}$$

Учитывая, что песок удаляется на площадку автотранспортом, предварительно пройдя стадию обезвоживания, то для его складирования применяем открытую площадку, рассчитанную на 4-х месячное хранение при высоте слоя 1,5 м. Тогда объем песка на площадке

$$W_П^{пл} = 0{,}308 \cdot 30 \cdot 4 = 36{,}96 \text{ м}^3,$$

площадь, необходимая для складирования такого объема

$$F_П^{пл} = \frac{36{,}96}{1{,}5} = 24{,}64 \text{ м}^2.$$

Принимаем размеры площадки с учетом угла естественного откоса 6х6 м.

Площадки для плавающих веществ

Расчет площадки производился из расчета принятой нагрузки 0,8 м^3/м^2 в год. Одноразовое количество воды, удаляемое совместно с плавающими веществами, принято 0,1 м^3/сут. Площадь площадки

$$F = \frac{q_{сут} \cdot 365}{0{,}8} = \frac{0{,}1 \cdot 365}{0{,}8} = 45{,}6 \text{ м}^2,$$

с учетом намерзания (еще 30% площади) размеры площадки равны 8х8 м.

Усреднитель

Объем усреднителя определяется по формуле

$$W = \frac{Q_{max}^{ч} \cdot T}{k}, \text{ м}^3, \qquad (3.35)$$

где Т – время усреднения, принимаем Т=24 ч.;

k – коэффициент, зависящий от количества коридоров. Количество коридоров свыше 10 является нецелесообразным. Принимаем 8 коридоров, тогда k=2,83.

$$W = \frac{352 \cdot 24}{2{,}83} = 2985{,}2 \text{ м}^3.$$

Принимаем размеры усреднителя в плане 40 х 30 м, высота 2,5 м.

Подача и распределение воздуха

Интенсивность барботирования, обеспечивающую перемешивание для промежуточных барботеров, принимаем i=4 м^3/ч на 1 п.м. Общая длина барботеров для 8 коридоров длиной по 30 м равна 240 м. Расстояние от окончания барботера до стенки усреднителя – 1 м с каждой стороны коридора. Тогда длина барботеров равна L = 240– 16 = 224 м.

Тогда общий расход воздуха

$$Q_{возд} = L \cdot i = 224 \cdot 4 = 896 \text{ м}^3\text{/ч.}$$

Принимаем диаметр воздухопровода $Д_У$=150 мм, V=16 м/с, P=4 кг/м^2. Диаметр барботера принят равным 50 мм.

Количество отверстий в барботерах

$$n = \frac{i \cdot L}{V_{отв} \cdot 3600 \cdot f_{отв}}, \text{ шт.,} \qquad (3.36)$$

где $V_{отв}$ – скорость выхода воздуха из отверстий, м/с;

$f_{отв}$ – площадь отверстия, м^2.

$$n = \frac{4 \cdot 224}{30 \cdot 3600 \cdot 0{,}0000196} = 424 \text{ шт.}$$

Расстояние между отверстиями равно

$$b = \frac{L}{n} = \frac{224}{424} = 0{,}53 \text{ м.} \qquad (3.37)$$

Принимаем шаг отверстий 50 см.

Реагентное хозяйство

В качестве коагулянта используется сернокислый алюминий дозой 190 г/м^3 по товарному продукту.

Суточный расход реагента равен 190 · 8450 = 1,6 т/сут.

Принимаем 15-дневный запас реагента. При 30%-ной концентрации раствора предусматриваются:

а) для однодневного расхода – расходные баки объемом

$$W_1 = \frac{1{,}6 \cdot 100}{30} = 5{,}4 \text{ м}^3;$$

б) для 15-дневного хранения – растворные баки-хранилища объемом

$$W = 5{,}4 \cdot 15 = 81 \text{ м}^3.$$

Количество баков принимаем: растворных – 4 (размерами 4х3,5х1,5 м каждый), расходных – 2 (размерами 1,5х2,0х1 м каждый).

Для растворения реагента подается сжатый воздух из расчета 8 л/с·м^2, а для перемешивания при разбавлении до требуемой концентрации в расходных баках – 3 л/ с·м^2. Время приготовления раствора – 8-10 часов.

Из растворных баков-хранилищ 30%-ный раствор подается в расходные баки. Количество раствора – 5,4 м^3/сут, столько же воды добавляется для приготовления 15%-ного раствора. Емкость баков принята 15 м^3.

Подача 15%-ного раствора реагента в осветлители осуществляется насосами-дозаторами НД-1000/10.

Расчет конструктивных элементов осветлителя со взвешенным осадком для реагентной очистки сточных вод.

Осветлитель представляет собой круглый в плане резервуар с коническим днищем. Внутри резервуара имеется ряд конических перегородок, которые делят его на несколько зон: *смешения, реакции и воздухоотделения, взвешенного слоя, осветленной воды, циркуляции взвешенного слоя*. Осветлитель имеет сборный кольцевой лоток, подводящий перепускной и отводящий трубопроводы. Циркуляция взвешенного слоя осуществляется с помощью сжатого воздуха, подаваемого в перфорированный трубопровод.

Принимаем осветлитель диаметром 9 м.

Скорость восходящего потока над взвешенным слоем осадка принимается $V_{восх}$ =0,7 мм/с = 2,52 м/ч.

Пропускная способность осветлителя равна

$$q_{осв} = \alpha \cdot S \cdot V_{восх}, \text{ м}^3/\text{ч}, \quad (3.38)$$

где α – коэффициент, учитывающий отношение площадей камер реакции и смешения осветлителя, α=0,63;

S – площадь осветлителя, м^2.

$$q_{осв} = 0{,}63 \cdot \frac{3{,}14 \cdot 9^2}{4} \cdot 2{,}52 = 101 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Диаметр подводящего трубопровода определяется из условий, что скорость движения в нем $V_{подв}$=1 м/с, по формуле

$$d_{подв} = \sqrt{\frac{4 \cdot q_{осв} \cdot К}{\pi \cdot V_{подв}}}, \text{ м}, \quad (3.39)$$

где К – коэффициент, учитывающий приток промывной воды, К=1,4.

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 101 \cdot 1{,}4}{3{,}14 \cdot 1 \cdot 3600}} = 0{,}224 \text{ м}.$$

Принимаем выпуск сточной жидкости в камеру смешения трубопроводом 300 мм. Подсоединение трубы к камере смешения должно обеспечивать круговое движение жидкости в ней.

Расход смеси через камеру смешения составит

$$Q_{см} = Q_{осв} + Q_{цирк} = q_{осв} \cdot К + 3 \cdot q_{осв} \cdot К = 101 \cdot 1{,}4 + 3 \cdot 101 \cdot 1{,}4 \approx 566 \text{ м}^3/\text{ч}$$

или 0,157 м^3/с.

Объем камеры смешения равен

$$W_{см} = Q_{см} \cdot t_{см}, \text{ м}^3, \quad (3.40)$$

где $t_{см}$ – время смешения, равное 5 сек.

$$W_{см} = 0{,}157 \cdot 5 = 0{,}785 \text{ м}^3.$$

При диаметре камеры смешения 1,2 м ее высота составит

$$h_{см} = \frac{W_{см}}{S_{см}}, \text{ м}, \quad (3.41)$$

где $S_{см}$ – площадь поперечного сечения камеры смешения, м^2.

$$h_{см} = \frac{0{,}785 \cdot 4}{3{,}14 \cdot 1{,}2^2} = 0{,}7 \text{ м}.$$

С учетом запаса принимаем высоту камеры смешения 1,25 м.

Перепуск смеси из камеры смешения в зону реакции и хлопьеобразования осуществляется шестью трубопроводами ($n_{пер} = 6$), скорость движения в которых принимается $V_{пер}$=1 м/ч. Диаметр перепускных трубопроводов равен

$$d_{пер} = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_{см}}{\pi \cdot V_{пер} \cdot n_{пер}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0{,}157}{3{,}14 \cdot 1 \cdot 6}} = 0{,}182 \text{ м}. \quad (3.42)$$

Принимаем диаметр перепускных труб равным 200 мм. Перепад уровня между камерой смешения и зоной реакции 0,4 м.

Для придания смеси кругового движения перепускные трубопроводы в зоне реакции заканчиваются коленами с углом поворота $\alpha=90^{o}$.

При времени пребывания жидкости в камере реакции $t_{к.р.}$= 100 с. ее объем составит

$$W_{к.р.} = Q_{см} \cdot t_{к.р.} = 0{,}157 \cdot 100 = 15{,}7 \text{ м}^3. \quad (3.43)$$

При средней глубине зоны реакции $h_{к.р.}$= 1 м площадь ее равна

$$S_{к.р.} = \frac{W_{к.р.}}{h_{к.р.}} = \frac{15{,}7}{1} = 15{,}7 \text{ м}^2. \quad (3.44)$$

Наружный диаметр сборного лотка, который одновременно служит перегородкой между зоной осветления и зоной реакции равен

$$d_{сб.л.} = \sqrt{D_{осв}^2 - \frac{4 \cdot S_{к.р.}}{\pi}} = \sqrt{9^2 - \frac{4 \cdot 15{,}7}{3{,}14}} = 7{,}81 \text{ м}. \quad (3.45)$$

В этой зоне устанавливается приемник для отвода плавающих веществ.

Скорость выпуска сточной жидкости в зону взвешенного слоя принимаем равной $V_{вып.взв.}$=0,02 м/с. Необходимая площадь поверхности зоны взвешенного слоя равна

$$S_{взв} = \frac{Q_{см}}{V_{вып.взв.}} = \frac{0{,}157}{0{,}02} = 7{,}85 \text{ м}^2. \quad (3.46)$$

Диаметр полупогружной перегородки

$$d_{пер.} = \sqrt{D_{осв}^2 - \frac{4 \cdot S_{взв.}}{\pi}} = \sqrt{9^2 - \frac{4 \cdot 7{,}85}{3{,}14}} = 8{,}43 \text{ м}. \quad (3.47)$$

Высота цилиндрической части полупогружной перегородки принимается $h_{пер}^{ц}$=0,6 м.

Для устранения вращения жидкости в зоне выпуска устраиваются направляющие перегородки.

Подсос циркулирующего осадка из нижней зоны взвешенного слоя в смеситель осуществляется через кольцевую щель, образованную двумя усеченными конусами, вставленными один в другой с зазорами. Величина зазора определяется из условия, что скорость циркулирующего взвешенного осадка в начальном сечении должна быть не менее $V_{цирк.ос.}$= 0,35 м/с.

Необходимая площадь щели

$$F_{щ} = \frac{Q_{см}}{V_{цирк.ос.}} = \frac{0{,}157}{0{,}35} = 0{,}45 \text{ м}^2. \quad (3.48)$$

При диаметре начального сечения $d_{н}$=3,35 м высота щели составит

$$h_{щ} = \frac{F_{щ}}{\pi \cdot d_{н}} = \frac{0{,}45}{3{,}14 \cdot 3{,}35} = 0{,}043 \text{ м или 43 мм}. \quad (3.49)$$

Циркулирующий взвешенный осадок поступает в центральную трубу, соединенную со смесителем. Диаметр трубы определяется из условий, что скорость в ней равна $V_{ц.тр.}$=1,2 м/с. Тогда ее необходимая площадь составит

$$F_{ц.тр.} = \frac{Q_{см}}{V_{ц.тр.}} = \frac{0,157}{1,2} = 0,131 \text{ м}^2. \qquad (3.50)$$

Диаметр трубы равен

$$d_{ц.тр.} = \sqrt{\frac{4 \cdot F_{ц.тр.}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,131}{3,14}} = 0,41 \text{ м}. \qquad (3.51)$$

Принимаем диаметр центральной трубы 450 мм.

Циркуляция иловой смеси осуществляется с помощью сжатого воздуха. Удельный расход воздуха равен $q^{уд}_{возд}$ = 3 м^3/м^3. Тогда общий расход воздуха

$$Q_{возд} = q^{уд}_{возд} \cdot Q_{осв} = 3 \cdot 141,4 = 424,2 \text{ м}^3/\text{ч}. \qquad (3.52)$$

Скорость воздуха в подводящем трубопроводе принимается $V_{возд}$=10 м/с. Диаметр воздуховода равен

$$d_{возд} = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_{возд}}{\pi \cdot V_{возд} \cdot 3600}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 424,2}{3,14 \cdot 10 \cdot 3600}} = 0,12 \text{ м}. \qquad (3.53)$$

Принимаем воздуховод диаметром 125 мм.

Сбор осветленной воды осуществляется кольцевым сборным лотком прямоугольного сечения с треугольным водосливом на его внутренней стенке. Наружной стенкой лотка служит перегородка между зоной реакции и зоной взвешенного слоя диаметром 7,8 м (формула (3.45)). При ширине лотка b=0,4 м внутренний диаметр сборного лотка равен 7 м. Длина внутренней стенки лотка будет при этом 22 м. Шаг водосливов принят равным 0,25 м. Тогда количество водосливов

$$n_{вод} = 22/0,25 = 88 \text{ шт.}$$

Расход жидкости на один водослив

$$q_{вод} = \frac{Q_{осв}}{n_{вод}} = \frac{141,4}{88} = 1,61 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Рабочая глубина на водосливе определяется из формулы

$$q_{вод} = 0,0504 \cdot H^{\frac{5}{2}}, \text{ откуда} \qquad (3.54)$$

$$H = \sqrt[5]{\left(\frac{q_{вод}}{0,0504}\right)^2} = \sqrt[5]{\left(\frac{1,61}{0,0504}\right)^2} \approx 4 \text{ см}. \qquad (3.55)$$

Принимаем водослив высотой 7 см.

Расчет лотка производим на участке отвода из него, причем расход на этом участке равен

$$Q_{отв} = \frac{Q_{осв}}{2 \cdot 3600} = \frac{141,4}{2 \cdot 3600} = 0,0197 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Площадь поперечного сечения лотка при скорости жидкости в сборном лотке $V_{отв}$=0,4 м/с равна

$$F_Л = \frac{Q_{отв}}{V_{отв}} = \frac{0,0197}{0,4} = 0,049 \text{ м}^2.$$

При ширине лотка b=0,4 м его высота равна $h_Л$=0,1 м.

Общая высота лотка составит

$$H_Л = h_Л + 0,1 + 0,07 = 0,1 + 0,1 + 0,07 = 0,27 \approx 0,3 \text{ м}.$$

Отвод жидкости из лотка осуществляется трубопроводом, диаметр которого определяем из условия, что скорость жидкости в нем $V_{отв.тр.}$=0,7 м/с,

$$d_{отв.тр.} = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_{осв}}{\pi \cdot V_{отв.тр.} \cdot 3600}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 141,4}{3,14 \cdot 0,7 \cdot 3600}} = 0,267 \text{ м}. \qquad (3.56)$$

Принимаем трубопровод диаметром 300 мм.

Диаметр кольцевого воздухораспределительного устройства из конструктивных соображений принят равным $D_{возд}$=3,5 м. Длина воздухораспределительного устройства равна

$$L_{возд} = \pi \cdot D_{возд} = 3,14 \cdot 3,5 = 11,0 \text{ м}. \qquad (3.57)$$

Расход воздуха определен по формуле (3.52) - 424, 2 м^3/ч.

Принимаем отверстия для выхода воздуха $d_{отв}$=5 мм, площадью $f_{отв}$=19,6 мм^2 при скорости выхода $V_{отв}$=15 м/с.

Суммарная площадь отверстий равна

$$F_{отв} = \frac{Q_{возд}}{V_{отв} \cdot 3600} = \frac{424,2}{15,0 \cdot 3600} = 0,008 \text{ м}^2 \text{ или } 8 \text{ см}^2 \text{ или } 800 \text{ мм}^2.$$

Количество отверстий

$$n_{отв} = \frac{F_{отв}}{f_{отв}} = \frac{800}{19,6} = 41 \text{ шт}.$$

Шаг отверстий равен $L_{возд} / n_{отв} = 11/41 = 0,27$ м.

Количество осветлителей определяем, исходя из максимального притока сточных вод,

$$N_{осв} = \frac{Q_{max}^{сут}}{24 \cdot q_{осв}} = \frac{8450}{24 \cdot 101} = 3,5 \text{ шт}. \qquad (3.58)$$

Принимаем 4 осветлителя диаметром по 9 м.

Обработка осадка

Количество осадка по экспериментальным данным после осветления сточных вод с реагентом равно 3% от общего количества сточных вод. При производительности станции 8450 м^3/сут (с учетом сбрасываемых вод от технологических нужд станции) количество осадка равно

$$Q_{ос} = \frac{8450 \cdot 3}{100} = 254 \text{ м}^3/\text{сут}.$$

Влажность осадка – 99,7%. После уплотнения влажность снижается до 97,6%. Количество осадка будет равно

$$Q_{упл.ос} = \frac{254 \cdot (100 - 99,7)}{100 - 97,6} = 31,75 \text{ м}^3/\text{сут}.$$

Из илоуплотнителей осадок поступает на центрифуги. Влажность выгружаемого осадка равна 93%. Количество выгружаемого осадка равно

$$Q_{центр.ос.} = \frac{31,75 \cdot (100 - 97,6)}{100 - 93} \approx 11 \text{ м}^3/\text{сут}.$$

При производительности центрифуги 4 м^3/ч время ее работы равно $31,75/4 \approx 8$ ч/сут.

Принимаем 1 рабочую центрифугу и 1 резервную.

Количество фугата равно

$$Q_ф = 31,75 - 11 = 20,75 \text{ м}^3/\text{сут или } 20,75/8 = 2,6 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Из центрифуг осадок влажности 93% поступает в резервуар центрифугированного осадка и из него подается на вакуум-сушку.

Вакуум-сушильная установка

На установку в течение 8 ч. подается осадок с расходом 11 м^3/сут или 1,375 м^3/ч влажностью 93%. Выгружается осадок с влажностью 40%. Количество выгружаемого осадка равно

$$Q_{выс} = \frac{11 \cdot (100 - 93)}{100 - 40} = 1,28 \text{ м}^3/\text{сут}.$$

Количество испаряемой влаги

$$W = 11000 \cdot \left(1 - \frac{100 - 93}{100 - 40}\right) = 9717 \text{ кг/сут}.$$

Принимаем к установке вакуум-сушки СВЦР-4к рабочим объемом 3,9 м^3 с поверхностью нагрева 14 м^3. Производительность одной сушилки 252 кг/ч.

Площадка для складирования высушенного осадка

Высушенный осадок в вакуум-сушилках из бункера выгружается непосредственно на автотранспорт и вывозится на специально отведенные для этих целей площадки. Принимаем 4-х месячное хранение при высоте слоя 1,5 м.

Количество высушенного осадка – 1,28 м^3/сут. Объем накапливаемого осадка

$$W_{ос} = 1,28 \cdot 30 \cdot 4 = 153,6 \text{ м}^3.$$

Площадь площадки складирования

$$F = \frac{W_{ос}}{h_{слоя}} = \frac{153,6}{1,5} = 102,4 \text{ м}^2. \qquad (3.59)$$

Принимаем размеры площадки 12 х 9 м.

Кварцевые фильтры

Площадь фильтров определим с учетом простоя фильтра на время промывки и расхода промывной воды по формуле

$$F_{осв.ф.} = \frac{Q_{max}^{сут}}{T_{сут} \cdot V_{Р.Н.} - 3,6 \cdot n_{пр} \cdot W \cdot t_1 - n \cdot t_2 \cdot V_{Р.Н.}}, \text{ м}^2, \qquad (3.60)$$

где $T_{сут}$ – продолжительность работы станции в течение суток, ч.;

$V_{Р.Н.}$ – расчетная скорость фильтрования при нормальном режиме, $V_{Р.Н.}$=8 м/ч;

$n_{пр}$ – число промывок каждого фильтра в сутки при нормальном режиме эксплуатации;

W – интенсивность промывки, W =20 л/с·м^2;

t_1 – продолжительность промывки, t_1=6 мин. = 0,11 ч.;

t_2 – время простоя фильтра в связи с промывкой, t_2=20 мин. = 0,33 ч.

$$F_{осв.ф.} = \frac{8450}{24 \cdot 8 - 3{,}6 \cdot 2 \cdot 20 \cdot 0{,}11 - 2 \cdot 0{,}33 \cdot 8} = 49{,}5 \text{ м}^2.$$

Принимаем механические однокамерные фильтры площадью 15 м^2 каждый в количестве $n = {}^{49,5}\!/_{15} = 3{,}3 \approx 3$ шт. рабочих и 1 резервный. Фактическая скорость фильтрования при этом составит 7,8 м/ч.

При интенсивности промывки W=20 л/с·м^2 и продолжительности t_1=6 мин. = 0,11 ч. расход воды на одну промывку одного фильтра равен $Q_{пр} = 15 \cdot 20 = 300$ л/с = 1080 м^3/ч, а объем бака для промывной воды $W_б = 0{,}300 \cdot 6 \cdot 60 \cdot 3 = 324$ м^3.

С целью исключения анаэробных процессов в теле фильтра необходимо перед водяной промывкой осуществлять продувку загрузки сжатым воздухом. При интенсивности продувки 20 л/с·м^2 расход воздуха на одну промывку равен $Q_{возд} = 15 \cdot 20 = 300$ л/с = 1080 м^3/ч. Длительность продувки принимается равной 3 мин. Тогда необходимое количество воздуха для всех фильтров равно $W_{возд} = 0{,}300 \cdot 3 \cdot 60 \cdot 3 = 324$ м^3. Подача воздуха для барботирования загрузки фильтра через нижнее распределительное устройство осуществляется непосредственно в трубопровод промывной воды. По окончании продувки фильтра подача воздуха прекращается, затем подается промывная вода.

Для промывки кварцевых фильтров принимаем насосы марки Д600-28 (Q=891 м^3/ч, H=20 м, N=100 кВт).

Для продувки фильтров принимаем воздуходувки ВК-12.

Угольные фильтры

Угольные фильтры рассчитываются из условия, что скорость фильтрации должна быть не более 6 м/ч.

Площадь сорбционных фильтров равна

$$F_{сорбц} = \frac{Q_{max}^{сут}}{T_{сут} \cdot V_{Р.Н.} - 3{,}6 \cdot n_{пр} \cdot (W_1 \cdot t_1 + W_2 \cdot t_2) - n_{пр} \cdot t_3 \cdot V_{Р.Н.}}, \text{ м}^2, \quad (3.61)$$

где $W_1 \cdot t_1$ – интенсивность, л/с·м^2, и продолжительность, ч., первоначального взрыхления фильтрующей загрузки; W_1= 6 л/с·м^2, t_1=10 мин. = 0,166 ч.;

$W_2 \cdot t_2$ – интенсивность, л/с·м^2, и продолжительность, ч., отмывки; W_2 = 4 л/с·м^2, t_2 = 10 мин. = 0,166 ч.;

t_3 – время простоя фильтра в связи с промывкой, ч.; t_3=20 мин. = 0,33 ч.

$$F_{сорбц} = \frac{8450}{24 \cdot 6 - 3{,}6 \cdot 1 \cdot (6 \cdot 0{,}166 + 4 \cdot 0{,}166) - 1 \cdot 0{,}33 \cdot 6} = 62{,}1 \text{ м}^2.$$

Для первой ступени принимаем однокамерные фильтры с площадью фильтрации 14 м^2 и высотой загрузки 1,5 м. Тогда количество фильтров равно $n^1_{сорбц} = 62{,}1/14 = 4{,}4$ шт. Если принять количество фильтров равное 4, то фактическая скорость фильтрования будет равна 6,3 м/ч, что недопустимо. Принимаем 5 рабочих фильтров.

На второй ступени принимаем железобетонные фильтры с площадью фильтрации 28 м^2 и высотой загрузки 3,5 м. Количество фильтров второй ступени равно $n^2_{сорбц} = 62{,}1/28 = 2{,}2$ шт. Если принять количество фильтров равное 2, то фактическая скорость фильтрования будет равна 6,3 м/ч, что недопустимо. Принимаем 3 рабочих фильтра.

Количество резервных фильтров принимается из соображений вывода их на регенерацию – один для 1-й ступени и один для 2-й ступени.

Количество промывной воды для промывки одного фильтра первой ступени равно

$$q^1_{пр} = 14 \cdot 6 = 84 \text{ л/с};$$

фильтра второй ступени

$$q^2_{пр} = 28 \cdot 6 = 168 \text{ л/с}.$$

Общий расход промывной воды равен

$$Q_{пр} = n^1_{сорбц} \cdot q^1_{пр} + n^2_{сорбц} \cdot q^2_{пр} = 5 \cdot 84 + 3 \cdot 168 = 924 \text{ л/с}. \qquad (3.62)$$

При продолжительности промывки 10 мин. необходимое количество воды равно

$$W_{пр} = t_1 \cdot Q_{пр} = 10 \cdot 60 \cdot 924 = 554400 \text{ л} = 554{,}4 \text{ м}^3. \qquad (3.63)$$

Для уменьшения расхода воды на собственные нужды вода после промывки фильтров второй ступени может подаваться для промывки фильтров первой ступени. Тогда необходимое количество воды будет равно

$$W'_{пр} = t_1 \cdot q^2_{пр} = 10 \cdot 60 \cdot 168 = 100800 \text{ л} = 100{,}8 \text{ м}^3, \qquad (3.64)$$

что позволит снизить расход промывной воды более, чем в 5 раз.

Для аэрирования тела фильтра с интенсивностью подачи воздуха 0,7 м^3/м^3·ч расход воздуха для фильтра первой ступени равен

$$q^1_{возд} = 14 \cdot 1{,}5 \cdot 0{,}7 = 14{,}7 \text{ м}^3/\text{ч};$$

для фильтра второй ступени

$$q^2_{возд} = 28 \cdot 3{,}5 \cdot 0{,}7 = 68{,}6 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Количество подаваемого воздуха при длительности продувки $t_{возд}$=20 мин.=0,33 ч. для фильтра первой ступени равно

$$W^1_{возд} = q^1_{возд} \cdot t_{возд} = 14{,}7 \cdot 0{,}33 = 4{,}85 \text{ м}^3; \quad (3.65)$$

для фильтра второй ступени

$$W^2_{возд} = q^2_{возд} \cdot t_{возд} = 68{,}6 \cdot 0{,}33 = 22{,}64 \text{ м}^3. \quad (3.66)$$

Общее количество подаваемого воздуха для фильтров первой и второй ступени

$$W_{возд} = n^1_{сорбц} \cdot W^1_{возд} + n^2_{сорбц} \cdot W^2_{возд} = 5 \cdot 4{,}85 + 3 \cdot 22{,}64 = 92{,}17 \text{ м}^3. \quad (3.67)$$

Сооружения для подготовки и регенерации угля

Вес угля в фильтрах первой ступени равен

$$P_1 = S_1 \cdot h_1 \cdot \rho, \text{ кг}, \quad (3.68)$$

где S_1 – площадь фильтров 1-й ступени, м^2; 14·5=70 м^2;

h_1 – высота загрузки фильтра, м;

ρ – насыпной вес угля, 450 кг/м^3.

$$P_1 = 70 \cdot 1{,}5 \cdot 450 = 47250 \text{ кг} = 47{,}25 \text{ т}.$$

Вес угля в одном фильтре: $47{,}25/5 = 9{,}45$ т.

Вес угля в фильтрах второй ступени равен

$$P_2 = S_2 \cdot h_2 \cdot \rho, \text{ кг}, \quad (3.69)$$

где S_2 – площадь фильтров 2-й ступени, м^2; 28·3=84 м^2;

h_2 – высота загрузки фильтра, м.

$$P_2 = 84 \cdot 3{,}5 \cdot 450 = 132300 \text{ кг} = 132{,}3 \text{ т}.$$

Вес угля в одном фильтре: $132{,}3/3 = 44{,}1$ т.

Общий вес угля в системе

$$P = P_1 + P_2 = 47{,}25 + 132{,}3 = 179{,}55 \text{ т}. \quad (3.70)$$

Время работы первой ступени фильтров до вывода на регенерацию равно

$$t_1 = \frac{a_{дин} \cdot S_1 \cdot h'_1 \cdot \rho}{c \cdot Q^{ч}_{max}} + t_0, \text{ ч.}, \quad (3.71)$$

где t_0 – время срабатывания верхнего (защитного) слоя фильтра высотой 0,5 м; принимается 10 сут.;

$a_{дин}$ – динамическая обменная емкость угля по перманганатной окисляемости, для фильтров первой ступени 22 мг/г, для фильтров второй ступени 48 мг/г;

h'_1 – высота слоя угля без защитного слоя, м;

с – концентрация загрязнений, поступающих на данную ступень адсорбции, для 1-й ступени фильтров с=12 г/м^3, для 2-й – с=6 г/м^3.

$$t_1 = \frac{22 \cdot 70 \cdot 1 \cdot 450}{12 \cdot 352} + 240 = 404 \text{ ч. = 16,8 сут.} \approx 17 \text{ сут.}$$

Время работы второй ступени фильтров до вывода на регенерацию равно

$$t_2 = \frac{a_{дин} \cdot S_2 \cdot h'_2 \cdot \rho}{c \cdot Q^{ч}_{max}} + t_0 = \frac{48 \cdot 84 \cdot 3 \cdot 450}{6 \cdot 352} + 240 = 2817 \text{ ч. = 117,4 сут.} \quad (3.72)$$

Восстановление адсорбционных свойств угля производится в печах регенерации. Производительность печи 1,7 т/сут по сухому углю. Принимаем 2 печи, которые обслуживают раздельно каждую из ступеней адсорбции.

Вывод на регенерацию угольных фильтров 1-й ступени производится

$$n_1 = \frac{365}{17} = 21 \text{ раз в год.}$$

Вывод на регенерацию 2-й ступени производится

$$n_2 = \frac{365}{117} = 3 \text{ раза в год.}$$

При одновременной работе 2-х печей время регенерации одного фильтра первой ступени равно

$$t^1_{рег} = \frac{9,45}{1,7 \cdot 2} = 2,8 \text{ сут.;}$$

одного фильтра второй ступени

$$t^2_{рег} = \frac{44,1}{1,7 \cdot 2} = 13 \text{ сут.}$$

При регенерации происходит потеря угля в размере 5% от его веса. Для восстановления потерь угля в фильтрах 1-й ступени понадобится

$$P^1_{год} = \frac{P_1 \cdot 5 \cdot n_1}{100} = \frac{47,25 \cdot 5 \cdot 21}{100} = 49,6 \text{ т/год;} \quad (3.73)$$

в фильтрах 2-й ступени

$$P^2_{год} = \frac{P_2 \cdot 5 \cdot n_2}{100} = \frac{132,3 \cdot 5 \cdot 3}{100} = 19,84 \text{ т/год.} \quad (3.74)$$

Количество угля, добавляемого в 1-й фильтр первой ступени, равно

$$P^1_{доб.ф} = \frac{9,45 \cdot 5}{100} = 0,47 \text{ т;}$$

во 2-й фильтр первой ступени

$$P^2_{доб.ф} = \frac{44,1 \cdot 5}{100} = 2,2 \text{ т.}$$

Общий вес угля при хранении месячного запаса на складе составит

$$\frac{P^1_{год} + P^2_{год}}{12} = \frac{49,6 + 19,84}{12} = \frac{69,44}{12} = 5,8 \text{ т.}$$

По литературным данным рекомендуется применять гидравлический транспорт угля из фильтра в печи, для чего уголь разбавляют водой из расчета 9-10 л на 1 кг угля.

3.4. Розрахунок технологічної схеми доочистки стічних вод від біогенних элементов

Комплекс сооружений для доочистки биологически очищенных сточных вод от биогенных веществ предназначен для глубокого изъятия соединений азота и фосфора из биологически очищенных сточных вод с концентрацией загрязнений по $БПК_5$ - 15-20 мг/л, аммонийного азота - 15-20 мг/л, фосфатов - 5-7 мг/л, взвешенных веществ - 15-20 мг/л. Качество очищенного стока по $БПК_5$ - 3 мг/л, взвешенным веществам -меньше 5 мг/л, фосфатам - следы, аммонийному азоту - меньше 1 мг/л.

Технологическая схема доочистки сточных вод состоит из двух ступеней: ступень доочистки от фосфатов, основанная на процессе коагуляции, и ступень доочистки от аммонийного азота, основанная на процессах ионообмена.

В состав комплекса доочистки входят (рис. 3.2):

1. Ступень доочистки сточных вод от фосфатов включает реагентную обработку сернокислым алюминием с последующим отделением продуктов коагуляции методом контактного осветления в теле зернистой загрузки контактных осветлителей. В качестве загрузки контактных осветлителей рекомендуется использовать керамзитовый песок фракцией 0,8-5 мм, высота загрузки 2,5 м. Загрузка производится послойно: гравий фракцией 2-10 мм, h=0,7 м, керамзитовый песок фракцией 2-5 мм, h=1 м, керамзитовый песок фракцией 0,8-2 мм, h=0,8 м. Направление фильтрации жидкости – снизу вверх. Скорость фильтрации сточной жидкости 6 м/ч. Фильтроцикл 12 часов. Оптимальная доза сернокислого алюминия для контактной коагуляции составляет 10 мг/л по Al_2O_3.

2. Ступень доочистки от аммонийного азота включает последовательно соединенные ионообменные фильтры, загруженные природным материалом клиноптилолитом.

Фильтры с цеолитовой загрузкой предназначены для изъятия из сточных вод аммонийного азота с помощью селективного ионообмена. Принят двухступенчатый последовательный режим работы фильмов. Фильтрация жидкости на первой ступени осуществляется снизу вверх, на второй - сверху вниз. Высота загрузки фильтров каждой ступени 2,5 м. Скорость фильтрации 6 м/ч. Интенсивность водяной промывки фильтров 3 $л/с \cdot м^2$. После насыщения сорбционной емкости загрузки фильтров они выводятся на регенерацию.

3. Регенерация загрузки фильтров производится 10% раствором хлористого натрия. Отработанные регенерационные растворы подщелачиваются раствором едкого натра до pH=12 с последующей отдувкой аммиака воздухом на градирнях.

Узел регенерации цеолитовых фильтров и утилизации аммонийного азота состоит из трех баков регенерационного раствора, отстойника, капельной градирни для отдувки аммиака воздухом из отработанных регенерационных растворов. Баки регенерационных растворов выполняются из железобетона. Емкость каждого бака равна пяти объемам загрузки одного фильтра. Нагрузка на поверхность оросителя градирни принимается 1,01 $л/сек \cdot м$. Расход воздуха - 3000 $м^3$ на $м^3$ раствора.

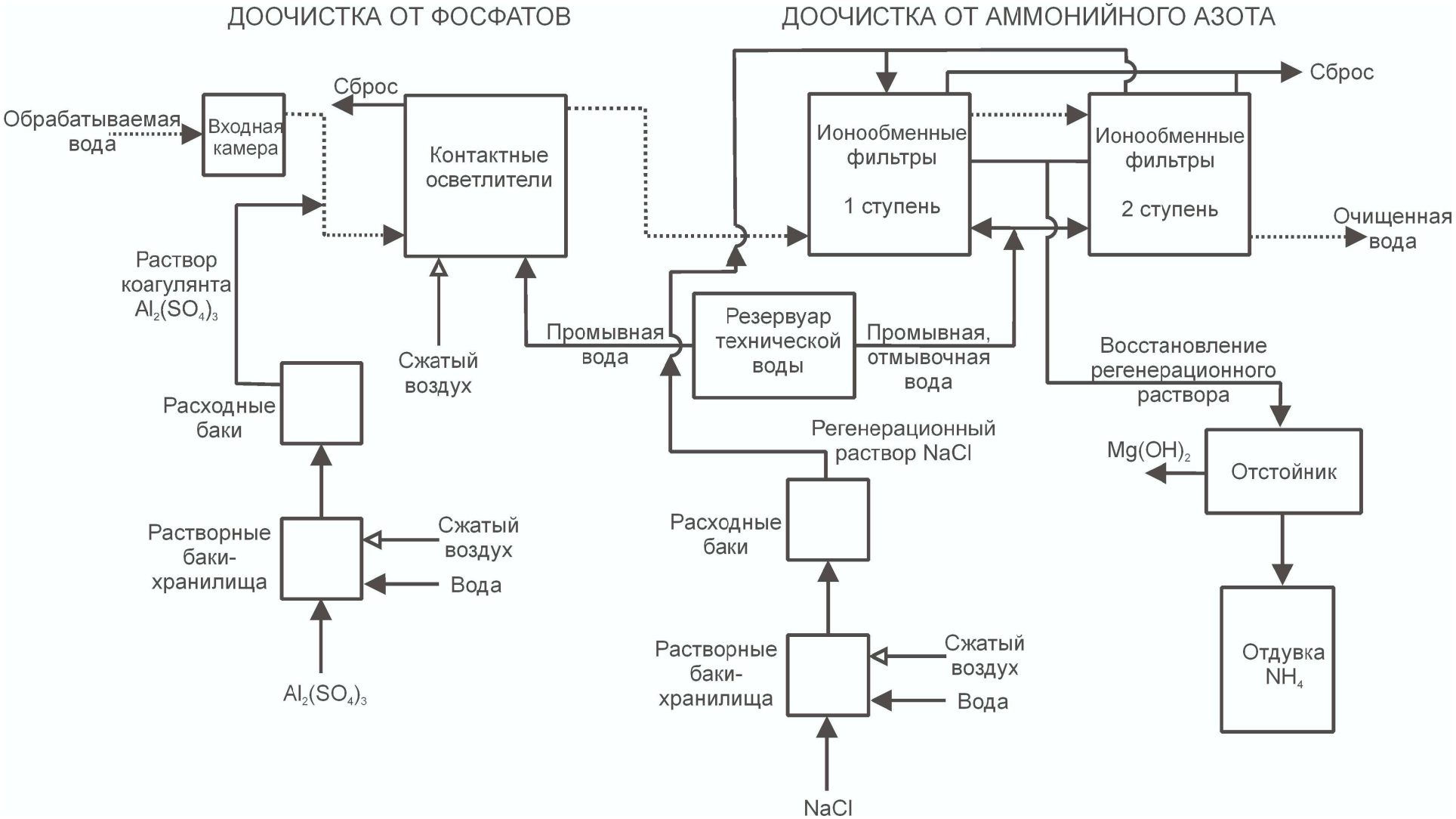

Рис. 3.2 - Принципиальная схема доочистки сточных вод от фосфатов и аммонийного азота

4. Хлораторная предназначена для подачи хлора в очищенную жидкость.

Объем физико-химического осадка составляет 4% от объема очищаемой воды при влажности 99,9%.

Возможны варианты схем обработки физико-химического осадка совместно с избыточным активным илом и сырым осадком на станции биологической очистки.

При совместном уплотнении физико-химического осадка с избыточным активным илом в вертикальных отстойниках время уплотнения принимается 10 ч., влажность уплотнения смеси - 98%

При применении мехобезвоживания в качестве реагента используется известь в количестве 20% (по CaO) от веса сухого вещества смеси.

Требования к запасам и хранению реагентов:

- Необходимо предусмотреть месячный запас 92,5% серной кислоты. Хранение кислоты осуществляется в заводской упаковке (цистернах) либо в любых кислотостойких емкостях в реагентом отделении.
- Склады реагентов ($A1_2(SO_4)_3$ и NaC1) рассчитаны на хранение 30-дневного запаса.
- Хранение реагентов принято мокрое, производится в закрытых складах с применением механизации.
- Склады для хранения реагентов располагаются вблизи помещения для приготовления растворов.

Исходные данные для расчета:

1. Производительность комплекса - 50000 $м^3$/сут.
2. Среднечасовой расход - $Q^{ч}_{ср}$ = 2083,3 $м^3$/ч.
3. Среднесекундный расход - $Q^{с}_{ср}$ = 578,7 л/с.
4. Количество воды от собственных нужд комплекса - 507 $м^3$/ч или 140,8 л/с.
5. Коэффициент неравномерности - 1,23.
6. Концентрация аммонийного азота в исходной воде – 15 мг/л.
7. Разница отметок между полом насосной станции и горизонтом воды во входной камере фильтров - $H_{геом}$ = 12 м.

С учетом коэффициента неравномерности максимальный часовой расход равен

$$Q^{ч}_{max} = 2083{,}3 \cdot 1{,}23 = 2562{,}4 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Максимальный секундный расход равен

$$Q^{с}_{max} = 578{,}7 \cdot 1{,}23 = 711{,}8 \text{ л/с}.$$

Тогда расчетный секундный расход с учетом собственных нужд станции равен

$$Q^{с}_{расч} = 711{,}8 + 140{,}8 = 852{,}6 \text{ л/с};$$

расчетный часовой расход равен

$$Q^{ч}_{расч} = 2562{,}4 + 507{,}0 = 3069{,}4 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Конструкция входной камеры должна обеспечивать возможность колебания уровня воды в ней в зависимости от притока сточной воды на доочистку и изменения потерь напора на фильтрах.

Емкость входной камеры рассчитывается на время пребывания воды в ней t=2 мин., что составляет 0,033 ч. Тогда объем камеры равен

$$W_{вх.кам} = t \cdot Q^{ч}_{расч} = 0{,}033 \cdot 3069{,}4 = 101{,}3 \text{ м}^3. \quad (3.75)$$

Высота рабочей входной камеры

$$H_{вх.кам.} = \frac{W_{вх.кам.}}{F_{вх.кам.}} = \frac{101{,}3}{9{,}6} = 10{,}6 \text{ м}, \quad (3.76)$$

где $F_{вх.кам.}$ – площадь камеры (2-х секций) принята конструктивно, м^2.

Для предотвращения попадания в распределительную систему осветлителей ила устанавливаются металлические сетки с отверстиями 2-4 мм, с размерами ячеек 2,5 мм. Принята сетка проволочная тканая с квадратными ячейками нормальной точности. Площадь живого сечения такой сетки 70%. Размер сетки для одной секции принят равным 900 х 1200 мм, что составляет по живому сечению воды 0,81 м^2 ($H_{раб}$ сетки по воде 900 мм).

Суммарная площадь контактных осветлителей определяется по формуле

$$F_{ко} = \frac{Q^{сут}_{расч}}{T \cdot V_{Р.Н.} - 3{,}6 \cdot n \cdot (W_1 \cdot t_1 + W_2 \cdot t_2 + W_3 \cdot t_3) - n \cdot t_4 \cdot V_{Р.Н.}}, \text{ м}^2, \quad (3.77)$$

где T – продолжительность работы станции в течение суток, T=24 часа;

$V_{Р.Н.}$– расчетная скорость фильтрования при нормальном режиме, $V_{Р.Н.}$=6 м/ч;

$W_1 \cdot t_1$ – интенсивность и продолжительность первоначального взрыхления фильтрующей загрузки; W_1=18 л/с·м^2, t_1= 1 мин. = 0,017 ч.;

$W_2 \cdot t_2$ – интенсивность подачи воды и продолжительность водовоздушной промывки; W_2=2 л/с·м^2, t_2= 6 мин. = 0,1 ч.;

$W_3 \cdot t_3$ – интенсивность и продолжительность отмывки; W_3=6 л/с·м^2, t_3= 5 мин. = 0,083 ч.;

t_4– продолжительность простоя осветлителя из-за промывки, 0,33 ч.;

n – количество промывок осветлителя в сутки, n=2.

$$F_{ко} = \frac{3069{,}4 \cdot 24}{24 \cdot 6 - 3{,}6 \cdot 2 \cdot (18 \cdot 0{,}017 + 2 \cdot 0{,}1 + 6 \cdot 0{,}083) - 2 \cdot 0{,}33 \cdot 6} = 554{,}67 \text{ м}^2.$$

При этом количество осветлителей $N_{ко}$ составит

$$N_{ко} = 0{,}5 \cdot \sqrt{F_{ко}} = 0{,}5 \cdot \sqrt{554{,}67} = 11{,}77 \text{ шт.} \quad (3.78)$$

Принимаем конструктивно размеры ячейки осветлителя в плане 4,4 х 10,0 м, площадь равна 44 м^2. Принимаем 12 осветлителей общей площадью 44·12=528 м^2.

При этом фактическая скорость фильтрации при нормальном режиме составит 3069,4 / (44·12) = 5,8 м/ч, а при форсированном 3069,4 / (44·11) = 6,3 м/ч.

Высота загрузки осветлителя 2,5 м: 0,7 м – гравий, 1,8 м – керамзитовый песок.

Рабочий объем загрузки осветлителя составит:

$$W_р = 44 \cdot 2{,}5 \cdot 1{,}15 = 126{,}5 \text{ м}^3,$$

где 1,15 – коэффициент уплотнения загрузки.

Рабочий объем загрузки всех фильтров равен

$$126{,}5 \cdot 12 = 1518 \text{ м}^3.$$

Определим количество промывной воды для контактных осветлителей.

Расход промывной воды для одного осветлителя

$$Q_{пр}^{ко} = W \cdot F_{ко}, \text{ л/с}, \qquad (3.79)$$

где W – интенсивность подачи воды, л/с·м^2.

2-й этап промывки

$$Q_{пр_2}^{ко} = 2 \cdot 44 = 88 \text{ л/с или } 316{,}8 \text{ м}^3\text{/ч};$$

3-й этап промывки

$$Q_{пр_3}^{ко} = 6 \cdot 44 = 264 \text{ л/с или } 950{,}4 \text{ м}^3\text{/ч}.$$

Объем воды, отводимый после одной промывки в промканализацию

$$q_{пр_2}^{ко} = \frac{88 \cdot 60 \cdot 6}{1000} = 31{,}68 \text{ м}^3,$$

$$q_{пр_3}^{ко} = \frac{264 \cdot 60 \cdot 5}{1000} = 79{,}2 \text{ м}^3.$$

Общий объем промывной воды

$$q_{пр}^{ко} = 31{,}68 + 79{,}2 = 110{,}88 \text{ м}^3.$$

Если время промывки одного осветлителя с водовоздушной промывкой составляет 25 мин., то в течение 1 ч. будут промыты 2 осветлителя. При этом расход отводимой воды составит 110,88·2=221,76 м^3.

Расход воздуха при промывке

$$Q_{возд}^{ко} = W_в \cdot F_{ко}, \text{ л/с}, \qquad (3.80)$$

где $W_в$ – интенсивность подачи воздуха, л/с·м^2.

$$Q_{возд}^{ко} = 18 \cdot 44 = 792 \text{ л/с или } 47{,}52 \text{ м}^3\text{/мин}.$$

Потери напора составят

$$\sum H = H_{распр.сист} + H_{коммун.} + H_{отв.}, \text{ м.в.ст.}, \qquad (3.81)$$

где $H_{распр.сист}$ – потери в распределительной системе, 1,0 м.в.ст.;

$H_{коммун.}$ – потери в коммуникациях, 0,7 м.в.ст.;

$H_{отв.}$ – потери в отверстиях системы, принимаются равными удвоенной высоте столба воды в осветлителе с добавочным давлением 1 м.в.ст., учитывающим заиление загрузки:

$$H_{отв.} = (2{,}5 \cdot 2) + 1 = 6 \text{ м.в.ст.}$$

Тогда

$$\sum H = 1{,}0 + 0{,}7 + 6{,}0 = 7{,}7 \text{ м.в.ст.} = 0{,}77 \text{ атм.}$$

Для продувки осветлителей применяем компрессоры ВК-50 (1 рабочий, 1 резервный): Q=47,5 м^3/мин., P=0,77 атм., N=200 кВт, n=590 об/мин.

Расход воды – 70 л/мин. на 1 м^3 воздуха на компрессор.

Ионообменные фильтры

В качестве ионообменных фильтров приняты фильтры с цеолитовой загрузкой открытые железобетонные с самотечным режимом (2 ступени).

Площадь фильтров:

$$F_ф = \frac{Q^ч_{расч} \cdot T}{T \cdot V_{Р.Н.} - 3{,}6 \cdot n \cdot W \cdot t_1 - n \cdot t_2 \cdot V_{Р.Н.}}, \text{ м}^2, \qquad (3.82)$$

где T – продолжительность работы станции в течение суток, T=24 часа;

$V_{Р.Н.}$ – расчетная скорость фильтрования при нормальном режиме, $V_{Р.Н.}$=7 м/ч;

n – количество промывок каждого фильтра в сутки, n =1;

W – интенсивность промывки, W =3 л/с·м^2;

t_1 – продолжительность промывки, t_1=0,33 ч.=20 мин.;

t_2 – время простоя фильтра в связи с промывкой, t_2=0,33 ч.=20 мин.;

$$F_ф = \frac{3069{,}4 \cdot 24}{24 \cdot 7 - 3{,}6 \cdot 1 \cdot 3 \cdot 0{,}33 - 1 \cdot 0{,}33 \cdot 7} = 454{,}37 \text{ м}^2.$$

Принимаем размеры фильтра 4,4х10 м с учетом изоляции толщиной 50 мм, размеры фильтра будут равны 4,3х9,8 м. Площадь при этом будет равна 42 м^2. Количество фильтров

$$n_ф = \frac{454{,}37}{42} = 10{,}8 \approx 11 \text{ шт.}$$

$$N_ф = 0{,}5 \cdot \sqrt{F} = 0{,}5 \cdot \sqrt{454{,}37} = 10{,}66 \approx 11 \text{ шт.}$$

Принимаем двухступенчатый последовательный режим работы цеолитовых фильтров. На первую ступень вода поступает снизу вверх, на вторую – сверху вниз.

Из конструктивных соображений и условия постоянного вывода фильтров на регенерацию принимаем 12 фильтров, из которых 1 резервный.

Фактическая скорость фильтрации при принятых размерах фильтра составляет 6,6 м/ч.

Высота загрузки фильтра – $H_ф$ =2,5 м. Рабочий объем загрузки фильтра

$$W_{з.ф.} = F_ф \cdot H_ф = 42 \cdot 2{,}5 = 105 \text{ м}^3. \qquad (3.83)$$

Вес загрузки фильтра

$$P_{з.ф.} = W_{з.ф.} \cdot \rho = 105 \cdot 0{,}9 = 94{,}5 \text{ т}, \quad (3.84)$$

где ρ – удельный вес загрузки фильтра, т/м^3.

Объем загрузки всех фильтров

$$W_{з.ф.}^{общ} = W_{з.ф.} \cdot n = 105 \cdot 12 = 1260 \text{ м}^3. \quad (3.85)$$

Расход промывной воды для одного фильтра составит

$$Q_{пр}^{ф} = W \cdot F_{ф}, \text{ л/с}, \quad (3.86)$$

где W – интенсивность подачи воды, л/с·м^2;

$F_{ф}$ – площадь фильтра, м^2.

$$Q_{пр}^{ф} = 3 \cdot 42 = 126 \text{ л/с} = 453{,}6 \text{ м}^3\text{/ч}.$$

Объем воды, отводимый в промканализацию после одной промывки

$$q_{пр}^{ф} = \frac{Q_{пр}^{ф} \cdot t_1 \cdot 60}{1000} = \frac{126 \cdot 20 \cdot 60}{1000} = 151{,}2 \text{ м}^3.$$

Так как в течение 1 ч. промываются 2 фильтра 1-й ступени, часовой расход промывной воды составит 151,2·2=302,4 м^3. Время промывки фильтра 2-й ступени составляет 40 мин., т.е. за 40 мин. отводится 151,2 м^3 воды; тогда расход отводимой воды за 1 ч. составит (151,2:40)·60=226,8 м^3/ч.

Общее время промывки фильтров 2-й ступени $t = 40 \cdot 11 = 440$ мин. или 7,3 ч.

Расчет времени работы фильтров 1-й ступени до вывода на регенерацию рассчитывается по формуле, полученной при совместном решении уравнений баланса и кинетики сорбции

$$t = \frac{1}{C_0 \cdot \gamma} \cdot \ln\left[\frac{\frac{C}{C_0}}{1 - \frac{C}{C_0}} \cdot \left(e^{\frac{N_0 \cdot \gamma \cdot H}{V}} - 1\right)\right], \text{ ч.}, \quad (3.87)$$

где C_0 – концентрация аммонийного азота в воде, поступающей на 1 ступень, C_0=15 мг/л=0,015 мг/см^3;

γ – кинетический коэффициент ионообмена, γ=1,146 (по данным эксперимента);

C – концентрация аммонийного азота на выходе после фильтра 1-й ступени; принимаем $\frac{C}{C_0}$=0,95;

N_0 – динамическая обменная емкость рабочей загрузки до полной сработки фильтров, $N_0 = 3 \cdot a_0$ (зависимость установлена экспериментально);

где a_0 – статическая обменная емкость, равновесная C_0, согласно уравнению Генри (уравнению изотермы):

$$a_0 = \Gamma \cdot C_0, \text{ мг/л}, \qquad (3.88)$$

$$\Gamma = 0{,}2 \text{ л/г};$$

$$a_0 = 0{,}2 \cdot 15 = 3 \text{ мг/л};$$

H – высота слоя загрузки фильтра 1-й ступени, H=2,5 м;

V – скорость фильтрации, V=6,6 м/ч.

Тогда

$$t = \frac{1}{0{,}015 \cdot 1{,}146} \cdot \ln\left[\frac{0{,}95}{1-0{,}95} \cdot \left(e^{\frac{3 \cdot 3 \cdot 1{,}146 \cdot 2{,}5}{6{,}9}} - 1\right)\right] = 398 \text{ ч.}$$

Таким образом, регенерация фильтров 1-й ступени осуществляется через 16,5 суток. 2-я ступень фильтров выводится на регенерацию вместе с 1-й ступенью.

Регенерационный раствор поступает сначала на фильтры по следующей схеме:

1-й этап – пропуск через загрузку фильтра 1-й ступени первой порции регенерационного раствора до повышения концентрации NH_4^+ в растворе до 700 мг/л;

2-й этап - пропуск через загрузку фильтра второй порции регенерационного раствора до повышения концентрации NH_4^+ в растворе до 200-250 мг/л;

3-й этап - пропуск через загрузку фильтра третьей порции регенерационного раствора до повышения концентрации NH_4^+ в растворе примерно до 50 мг/л;

Объем каждой порции регенерационного раствора принимается равным 5 объемам загрузки одного фильтра, т.е. V_p=105·5=525 м^3. Общее количество регенерационного раствора для регенерации одного фильтра составит 525·3= 1575 м^3.

Необходимое количество соли на станции для приготовления первоначального объема 10% раствора NaCl составит100 кг/м^3 · 1575 м^3 = 157,5 т.

Отработанная первая порция раствора выводится самотеком в усреднитель на восстановление отдувкой. Отработанная вторая порция используется в качестве первой при регенерации следующего фильтра. Отработанная третья порция раствора используется в качестве второй при регенерации следующего фильтра.

Для третьего этапа регенерации используется восстановленный раствор с концентрацией NH_4^+ 30 мг/л. Этот раствор необходимо пополнять чистым 10%-ным раствором NaCl, чтобы возместить потери при отдувке на градирне и на смачивание загрузки фильтра. Эти потери составляют 4%, т.е. $\frac{525 \cdot 4}{100} = 21$ м^3 на 1 фильтр. Для приготовления такого количества чистого 10% раствора NaCl необходимо 100·21=2,1 т соли на 1 фильтр.

При выводе на регенерацию 2-х фильтров в сутки расход составит 2,1·2=4,2 т/сут.

После регенерации производится отмывка загрузки фильтра технической водой, подаваемой с интенсивностью $W_{пр}$ = 3 л/с·м^2. Объем промывной воды составляет 10 объемов загрузки фильтра, т.е. $V_{пр}$ = 1050 м^3.

Отработанная промывная вода поступает в голову очистных сооружений.

Баки регенерационных растворов выполняются из железобетона. Емкость каждого из трех баков равна 5 объемам загрузки одного фильтра, т.е. 525 м^3. Принимаем размеры каждого бака в плане 6х30 м с учетом изоляции; размеры бака 5,5х29,5; площадь бака 162,2 м^2. Рабочая высота бака

$$h_p^б = \frac{W}{F} = \frac{525}{162,2} = 3,2 \text{ м.}$$

Принимается продолжительность собственно регенерации одного фильтра $t_p^{общ}$ = 7,5 часов (t_p = 2,5 часа – каждый этап).

С учетом опорожнения фильтра после каждой регенерации общее время регенерации составит 9 ч.

Интенсивность подачи раствора

$$W_p = \frac{V_p}{t_p \cdot F_ф \cdot 3600} = \frac{525000}{2,5 \cdot 42 \cdot 3600} = 1,39 \text{ л/с·м}^2. \qquad (3.89)$$

Скорость прохождения регенерационного раствора сквозь загрузку

$$S_p = W_p \cdot 3,6 = 1,39 \cdot 3,6 = 5 \text{ м/ч.}$$

Время промывки фильтра после регенерации

$$t_{пр} = \frac{V_{пр}}{W_{пр} \cdot F_ф} = \frac{1050000}{3 \cdot 42} = 8333 \text{ с.=2,31 ч.} \qquad (3.89)$$

Часовой расход промывной воды составляет 1050:2,31=454,5 м^3/ч.

Скорость промывки

$$S_{пр} = W_{пр} \cdot 3,6 = 3 \cdot 3,6 = 10,8 \text{ м/ч.}$$

Общее время промывки, опорожнения и непосредственно регенерации составляет 9+2,3=11,3 ч.~ 12 ч.

Так как в течение суток могут регенерироваться 2 фильтра, общее время регенерации всех фильтров одной ступени составит

$$t = \frac{12 \cdot 11}{24} = 5,5 \text{ сут. ~ 6 сут.}$$

Рассчитаем процесс опорожнения цеолитовых фильтров после прекращения подачи солевых растворов.

Объем фильтра 200 м^3. При общем диаметре отводящего трубопровода солевого раствора $Д_у$ 300 мм и $q_{расч}$=62,5 л/с, V=0,25 м/с.

Для того, чтобы не было постоянного смещения графика регенерации фильтров, опорожнение фильтра от солевого раствора осуществляется только

перед промывкой водой. При этом каждая последующая порция солевого раствора вытесняет предыдущую на своем этапе.

Опорожнение осуществляется 3-мя трубопроводами: из центрального канала $Д_у$200 (1 трубопровод) и 2-х ячеек фильтра - $Д_у$80 (2 трубопровода). При Q=37 л/с для $Д_у$200 - V=1,18 м/с; при Q=5 л/с для $Д_у$80 - V=1,18 м/с (х 2); общий расход ΣQ=47 л/с.

$$t = \frac{V_1}{Q \cdot 3{,}6} = \frac{B \cdot L \cdot H}{Q \cdot 3{,}6} = \frac{4{,}4 \cdot 10 \cdot 3{,}6}{47 \cdot 3{,}6} = 0{,}94 \text{ ч.} \qquad (3.90)$$

где V_1 – объем воды, считая от верха желобов, м^3. Объем выше желобов удаляется через трубопровод отвода промывной воды.

Промывная вода фильтра перед подачей на него солевых растворов удаляется таким же образом: часть воды уйдет по трубопроводу отвода промывной воды (считая до верха желобов). Остальной объем удаляется по трубопроводам опорожнения. При этом время опорожнения составляет 0,5-1 ч.

Опорожнение фильтров 2-й ступени осуществляется в основном через трубопровод отвода промывной воды и только незначительная часть объема – через трубопроводы опорожнения.

Промывка контактных осветлителей производится 2 раза в сутки, а цеолитовых фильтров – 1 раз в сутки. Время промывки одного осветлителя 23 мин., цеолитовых фильтров 1-й и 2-й ступени – соответственно 28 и 38 мин. Общее время промывки всех сооружений Σt = 23·12·2+28·11+38·11=1278 мин. или 21 ч.

Для промывки фильтров и осветлителей приняты 2 группы промывных насосов.

Рассчитаем узел восстановления регенерационных растворов. На восстановление подается 525 м^3 отработанного регенерационного раствора с концентрацией по NH_4^+ 700 мг/л или 0,7 кг/м^3; количество NH_4^+= 525·0,7 = 367,5 кг. Перед отдувкой раствор подщелачивают в смесителе 40% раствором NaOH до pH=12.

Стехиометрическое количество щелочи, необходимое для подщелачивания данного раствора составляет:

NH_4^+	OH^-	NaOH	OH^-
18 кг	17 кг	40 кг	17 кг
367,5 кг	X кг	Y кг	347 кг
X=347 кг		Y=816,5 кг	

Принимаем количество щелочи равным 820 кг = 0,82 т на 1 фильтр. При выводе на регенерацию 2-х фильтров в сутки расход составит 0,82·2=1,64 т/сут.

Объем 42%-ного раствора щелочи, расходуемый на 1 фильтр составит

$$\frac{0{,}82 \cdot 100}{42} = 1{,}95 \text{ м}^3.$$

Суточный расход 42%-ного раствора щелочи составит 1,95·2=3,9 м^3.

Регенерационный раствор на сооружения утилизации азота поступает залпами. Чтобы сооружения в течение всего времени регенерации работали постоянно, предусматривается устройство усреднителя перед смесителями. В течение суток в усреднитель поступает 2 порции регенерационного раствора общим объемом 1050 м^3. Этот раствор будет равномерно подаваться в течение суток на сооружения восстановления регенерационного раствора расходом 1050:24=43,8 м^3/ч. Одна порция раствора поступает в течение 3 часов. За это время откачано 43,8·3=131,4 м^3. Объем усреднителя составит 525-131,4=393,6 м^3. Принимаем размеры усреднителя 24 х 6 х 3,2 м, объемом 460,8 м^3 с учетом изоляции; размеры усреднителя без изоляции 23,5 х 5,5 х 3,2 м, объем 413,6 м^3.

При добавлении щелочи к отработанному раствору происходит выпадение гидроксида магния, образующегося за счет присутствия солей магния в воде. Выпадение гидроксида происходит в отстойнике.

Время отстаивания принято равным 1 ч. При часовом расходе 43,8 м^3/ч объем отстойной части составит 43,8 м^3. Принимаем в качестве отстойников 2 вторичных канализационных отстойника Д=4 м. При рабочей высоте $H_{отст}$=1,8 м и времени отстаивания $t_{отст}$=1 ч. скорость протекания составит

$$S_{отст} = \frac{H_{отст}}{t_{отст} \cdot 3{,}6} = \frac{1{,}8}{1 \cdot 3{,}6} = 0{,}5 \text{ мм/с.} \qquad (3.91)$$

Растворные баки-хранилища и растворные баки соли.

Суточный расход соли составляет 4,2 т. Принято мокрое хранение реагента. Принимаем 30-дневный запас соли. Объем растворных баков-хранилищ 25%-ного раствора

$$V_{б.хр.} = \frac{4{,}2 \cdot 100}{25} \cdot 30 = 504 \text{ м}^3.$$

Количество растворных баков принимаем равным 4 с размерами одного бака в плане 5,7 х 5,7 х 2,9 м, объемом 94 м^3. Объем всех баков 94·4=376 м^3.

Для приготовления 25%-ного раствора в 4-х баках необходимо такое количество воды: 504-(4,2·30)=378 м^3.

Время приготовления раствора принято не более 12 ч. Подача воды осуществляется насосом 3К-6. При Q=40 м^3/ч наполнение одного бака произойдет за время

$$\frac{3780}{4 \cdot 40} = 2{,}36 \text{ ч.}$$

Время наполнения 4-х баков

$$\frac{378}{40} = 9{,}45 \text{ ч.}$$

Диаметр напорного трубопровода $Д_у$80 мм, $q_р$=11,1 л/с, V=1,55 л/с, 1000i=55.

Для растворения соли и перемешивания подается сжатый воздух с интенсивностью $W_в = 9$ л/с·м^2. Общий расход воздуха для 2-х баков составляет

$$Q_{возд} = F_{б.хр.} \cdot n_{б.хр.} \cdot W_в = (5{,}7 \cdot 5{,}7) \cdot 2 \cdot 9 = 584{,}82 \text{ л/с} = 35{,}1 \text{ м}^3\text{/мин.},$$

где $F_{б.хр.}$ – площадь одного бака, м^2;

$n_{б.хр.}$ – количество баков.

Для подачи воздуха используются компрессоры ВК-50 (1 рабочий, 1 резервный). Суточный расход 10%-ного соляного раствора

$$\frac{4,2 \cdot 100}{10} = 42 \text{ м}^3\text{/сут.}$$

Из конструктивных соображений принимаем размеры расходных баков с учетом изоляции 2,7 х 2,7 х 2,9 м каждый; объем одного бака 21,14 м^3; суммарный объем двух баков 42,28 м^3, что соответствует суточному запасу.

Расход 25%-ного раствора, необходимого для приготовления 42 м^3 10%-ного раствора в двух баках, будет равен

$$\frac{4,2 \cdot 100}{25} = 16,8 \text{ м}^3.$$

Для приготовления 10%-ного раствора в 2-х баках необходимо воды 42,3-16,8=25,5 м^3, для 1 бака 12,8 м^3.

Время приготовления не более 12 ч.

Подача воды осуществляется насосом ЗК-6. При Q=40 м^3/ч наполнение одного бака произойдет за время

$$t = \frac{12,8}{40} = 0,32 \text{ ч. или 19 мин.}$$

Диаметр напорного трубопровода $Д_у$80 мм, $q_р$=11,1 л/с, V=1,55 л/с, 1000i=55.

Для подачи 25%-ного раствора соли в расходные баки принимаем 2 насоса АХ8/18/2-Д-СХ (1 рабочий, 1 резервный), Н=16 м, n=2900 об/мин., N=3 кВт, Q=8 м^3/ч. Время работы насоса 8,4/8=1,05 ч. (где 8,4 – объем 25%-ного раствора для 1-го бака).

Для перемешивания раствора в расходные баки подается сжатый воздух с интенсивностью $W_в = 3$ л/с·м^2. Общий расход воздуха для 2-х баков составит

$$Q_{возд} = F_{раств.б.} \cdot n_{раств.б.} \cdot W_в = (2,7 \cdot 2,7) \cdot 2 \cdot 3 = 43,74 \text{ л/с} = 2,62 \text{ м}^3\text{/мин.},$$

где $F_{раств.б.}$ – площадь одного бака, м^2;

$n_{раств.б.}$ – количество баков.

Для подачи 10%-ного раствора в баки регенерационного раствора принимаем два насоса АХ8/18/2-Д-СД (1 рабочий, 1 резервный). Электродвигатель АО2-31-2 Н=16 м, n=2900 об/мин., NкВт, Q=8 м^3/ч.

Время работы насоса 42/8=5,25 ч. или 5 ч. 15 мин. (8 м^3/ч - максимальная подача насоса, 42 – объем 10%-ного раствора, подаваемого в бак отрегенерированного раствора).

Удельный расход серной кислоты составляет 3 г/г аммонийного азота. Количество аммонийного азота в одной порции регенерационного раствора составляет 367,5 кг по NH_4. А так как в сутки выводится на регенерацию 2

фильтра, это количество составит 367,5·2=735 кг, тогда суточный расход серной кислоты составит 3·735=2205 кг/сут = 2,2 т/сут.

Молекулярный вес сернокислого алюминия по безводному оксиду Al_2O_3 27·2+16·3=102. Молекулярный вес безводной соли $Al_2(SO_4)_3$ 27·2+(32+16·4)·3 = 342.

В одной молекуле Al_2O_3 содержится 342:102=3,35 молекулы $Al_2(SO_4)_3$. Тогда при дозе коагулянта 10 мг/л по Al_2O_3 доза его по безводному $Al_2(SO_4)_3$ составит 33,5 мг/л. Суточный расход по безводной соли составляет

$$P_{сут} = Q \cdot Д = 50000 \cdot 33{,}5 = 1675000 \text{ г/сут} = 1{,}68 \text{ т/сут.}$$

Суточный расход коагулянта составит 10·50000 = 500000 г = 0,5 т. Количество коагулянта в пересчете на очищенный $Al_2(SO_4)_3$, в котором Al_2O_3 содержится 15,3%, равно

0,5	-	15,3
X	-	100

$$X = \frac{0{,}5 \cdot 100}{15{,}3} = 3{,}27 \text{ т/сут.}$$

Принято мокрое хранение реагента с 30-дневным запасом. Объем растворных баков-хранилищ 30%-ного раствора $Al_2(SO_4)_3$ равен

$$V^{к}_{б.хр.} = \frac{1{,}68 \cdot 100}{30} \cdot 30 = 168 \text{ м}^3.$$

При этом объем осадочной части принят 30% от объема бака, т.е. 168·0,3=50 м^3. W=168-50=118 м^3.

Количество растворных баков принято 2. Принимаем размеры одного бака в плане с учетом изоляции 5,7 х 5,7 х 2,9 м, объемом 94 м^3. Объем 2-х баков 94·2=188 м^3.

Объем осадочной (подрешеточной) части одного бака принят равным 30% от объема бака, что составит

$$\frac{94 \cdot 30}{100} = 28{,}2 \text{ м}^3.$$

Для приготовления 30%-ного раствора в 2-х баках необходимо воды

168 - (1,68·30) = 118 м^3;

для одного бака 59 м^3.

Время приготовления принято 12 ч. Подача воды осуществляется насосом ЗК-6у, производительность которого принята 40 м^3/ч, наполнение одного бака произойдет за время

$$t_1 = \frac{V_в}{Q} = \frac{59}{40} = 1{,}48 \text{ ч.;}$$

двух баков

$$t_2 = \frac{118}{40} = 2{,}95 \text{ ч.}$$

Диаметр напорного трубопровода $Д_у$80 мм, $q_р$=11,1 л/с, V=1,55 л/с, 1000i=55.

Для растворения сернокислого алюминия и перемешивания подается сжатый воздух с интенсивностью $W_в$=8 л/с·м^2. Общий расход воздуха для 2-х баков составляет

$$Q_{возд} = F_{б.хр.} \cdot n_{б.хр.} \cdot W_в = (5{,}7 \cdot 5{,}7) \cdot 2 \cdot 8 = 519{,}84 \text{ л/с} = 31{,}2 \text{ м}^3\text{/мин.},$$

где $F_{б.хр.}$ - площадь одного бака, м^2;

$n_{б.хр.}$ - количество баков.

Для подачи воздуха используются компрессоры ВК-50. Суточный расход 10%-ного раствора составляет

$$\frac{1{,}68 \cdot 100}{10} \cdot 1 = 16{,}8 \text{ м}^3\text{/сут.}$$

Из конструктивных соображений принимаем размеры баков с учетом изоляции 2,7 х 2,7 х 2,9 м и объемом 42,3 м^3 каждый, что соответствует 2,5-суточному запасу.

Далее раствор поступает в расходные баки. Расход 30%-ного раствора, необходимого для приготовления 10%-ного раствора равен

$$\frac{1{,}6 \cdot 100 \cdot 1}{30} = 5{,}6 \text{ м}^3\text{/сут.},$$

а для 2,5-суточного расхода 5,6·2,5=14 м^3. Объем необходимого раствора готовится на 1 бак поочередно. Для приготовления 10%-ного раствора в 2-х баках необходимо воды 42,3-14=28,3 м^3, для одного бака – 14,15 м^3.

Время приготовления принято не более 12 ч. Подача воды осуществляется насосом 3К-6у. При Q=40 м^3/ч наполнение одного бака произойдет за время

$$t = \frac{V_б}{Q} = \frac{14{,}15}{40} = 0{,}35 \text{ ч. или 21 мин.}$$

Диаметр напорного трубопровода $Д_у$80 мм, $q_р$=11,1 л/с, V=1,55 л/с, 1000i=55.

Для подачи 30% раствора в расходные баки принимаем 2 насоса АХ8/18/2-Д-СД (1 рабочий, 1 резервный).

Время работы насоса t=7/8=0,87 ч.=52,2 мин. (8 м^3/ч – максимальная подача насоса, 7 м^3 – объем подаваемого 30%-ного раствора для одного бака).

Напор насоса H=16 м, N=3 кВт, Q= 8 м^3/ч. Для перемешивания раствора в расходные баки подается сжатый воздух с интенсивностью $W_в$=3 л/с·м^2. Общий расход воздуха для 2-х баков

$$Q = F_{расх} \cdot n_{расх} \cdot W_в = (2{,}7 \cdot 2{,}7) \cdot 2 \cdot 3 = 43{,}7 \text{ л/с} = 2{,}62 \text{ м}^3\text{/мин.},$$

где $F_{расх}$ – площадь одного бака, м^2;

$n_{расх}$ – количество баков.

Насосная станция

Подбираем насосы подачи осветленной воды от контактных осветлителей на цеолитовые фильтры. Расчетный расход – 3069,4 м^3/ч или 852 л/с.

Напор насоса

$$H = H_{геом} + H_{вс} + H_l + H_{мест} + H_{неучт}, \text{ м}, \quad (3.92)$$

где $H_{геом}$ – разница отметок между полом насосной станции и горизонтом воды во входной камере фильтров, $H_{геом}$=12 м;

$H_{вс}$ – потери при всасывании, $H_{вс}$=1,5 м;

H_l – потери по длине

$$H_l = i \cdot l = 0{,}00142 \cdot 120 = 0{,}17 \text{ м};$$

при $Д_у$ 1000 мм, V=1,15 л/с, i=0,00142;

$H_{мест}$ – местные потери, $H_{мест}$=1,5 м;

$H_{неучт}$–неучтенные потери, $H_{неучт}$=3 м.

$$H = 12 + 1{,}5 + 0{,}17 + 1{,}5 + 5 = 20{,}17 \text{ м}.$$

Принимаем к установке насосы Д 2000-21 (2 рабочих, 1 резервный), электродвигатель АЗ-355, S-6, H=24 м, N=160 кВт, Q=1700 м^3/ч, n=985 об/мин.

Объем приемного резервуара осветленных стоков рассчитан из условия 5-ти минутной максимальной производительности одного насоса Д 2000-21, т.е. 600 л/с или 36 м^3/мин.

$$V_{рез} = Q \cdot t = 36 \cdot 5 = 180 \text{ м}^3. \quad (3.93)$$

При ширине 6 м и рабочей глубине 3 м длина резервуара составит

$$L = \frac{V_{рез}}{B \cdot H_{раб}} = \frac{180}{6 \cdot 3} = 10 \text{ м}. \quad (3.94)$$

Принимаем L=12 м, тогда объем резервуара

$$V'_{рез} = 12 \cdot 6 \cdot 3 = 216 \text{ м}^3.$$

Для подбора насосов технической воды для промывки контактных осветлителей принимаем такие расчетные расходы:

- на 2 этапе – 316,8 м^3/ч;
- на 3 этапе – 950,4 м^3/ч.

Потери напора

$$H = H_{геом} + H_{мест} + H_{всас} + H_l + H_{дрен.заг.ф.} + H_{неучт} = \\ = 6 + 1 + 1{,}5 + 5 + 5 + 3 = 21{,}5 \text{ м}. \quad (3.95)$$

Применяем насосы ФГ 800/33-б (2 рабочих, 1 резервный).

Когда идет третий этап промывки, работают 2 насоса.

Подача технической воды на промывку цеолитовых фильтров осуществляется с расходом 486 м^3/ч.

Потери напора

$$H = H_{геом} + H_{мест} + H_{всас} + H_l + H_{дрен.нагр.} + H_{неучт} = \\ = 8 + 1 + 1{,}5 + 5 + 5 + 3 = 21{,}5 \text{ м}. \quad (3.96)$$

Применяем насосы ФГ 800/33-б (1 рабочий, 1 резервный).

Подача технической воды на отмывку загрузки цеолитовых фильтров осуществляется с расходом 454,5 м^3/ч при напоре 23,5 м.

Так как расчетные расходы и напоры совпадают, а промывка и отмывка фильтров происходят в разное время, то для отмывки используются те же насосы ФГ 800/33-б (1 рабочий, 1 резервный), что и на промывку цеолитовых фильтров.

Объем резервуара технической воды рассчитывается на три промывки при одновременной промывке двух сооружений (контактного осветлителя и цеолитового фильтра) и на суммарную 5-ти минутную производительность насоса, подающего воду на различные технологические нужды.

При рабочей глубине 3 м и ширине 12 м длина резервуара составит:

$$L = \frac{V_{рез}}{B \cdot H_{раб}} = \frac{514,5}{12 \cdot 3} = 14,3 \text{ м.} \qquad (3.97)$$

Принимаем L=15 м, тогда $V_{рез}$=3·12·15 = 540 м^3.

Наполнение резервуара осуществляется за время не более, чем интервалы между промывками сооружений, т.е. за 0,5 ч.

Расчетный расход для подбора диаметра трубы составит

$$Q = \frac{V_{рез}}{t} = \frac{514,5}{0,5} = 1035 \text{ м}^3\text{/ч или } 287,5 \text{ л/с.}$$

Принимаем трубопровод $Д_у$=500 мм, V=1,38 м/с, i=0,0048.

Подбираем насосы для опорожнения контактных осветлителей и цеолитовых фильтров. Опорожнение указанных сооружений осуществляется на случай замены загрузки, а также перед регенерацией загрузки цеолитовых фильтров.

Объем цеолитового фильтра

$$V_ф = L \cdot B \cdot H_{раб} = (5 \cdot 2) \cdot 4,4 \cdot 5 = 220 \text{ м}^3. \qquad (3.98)$$

Опорожнение осуществляется в резервуар опорожнения, откуда насосами вода перекачивается в резервуар промканализации. Объем резервуара принят равным

$$V_{рез} = L \cdot B \cdot H_{раб} = 3 \cdot 12 \cdot 3 = 108 \text{ м}^3. \qquad (3.99)$$

Так как дно фильтров выше уровня воды в резервуаре промканализации, то вода через переливной трубопровод $Д_у$=300 мм переливается в резервуар промканализации. Остается только объем, равный объему резервуара, на который и подбираются насосы.

Время откачки принимаем равным 1 ч. Тогда производительность насосов составит

$$Q = \frac{V_{рез}}{t} = \frac{108}{1} = 108 \text{ м}^3\text{/ч.}$$

Принимаем к установке насосы ФГ 18/18 (1 рабочий, 1 резервный), H=15 м, Q=108 м^3/ч или 30 л/с.

Обеззараживание дочищенных сточных вод осуществляется хлорированием. Доза хлора составляет 2-2,5 мг/л.

Суточный расход хлора

$$q = Q \cdot Д = 50000 \cdot 2{,}5 = 125000 \text{ г/сут.} = 125 \text{ кг/сут.} = 5{,}2 \text{ кг/ч.}$$

Так как хлорное хозяйство должно обеспечивать возможность увеличения дозы хлора в 1,5 раза, часовой расход хлора составит 5,2·1,5=7,8 кг/ч.

Применяем хлораторную типового проекта производительностью хлора 12,5 кг/ч.

3.5. Розрахунок кількості осадів, що утворюються на очисних спорудах канализації

Исходные данные для расчета:

1. Расход бытовых сточных вод $Q_{mid}^{x/б}$=72000 м^3/сут.;
2. Норма водопотребления в населенном пункте $q_{макс}^{сут}$=300 л/сут.·чел.;
3. Расход производственных сточных вод $Q_{mid}^{пп}$=11000 м^3/сут.;
4. Концентрация взвешенных веществ в производственных сточных водах до отстаивания $C_{en}^{пп}$=500 мг/дм^3;
5. БПКполн производственных сточных вод $L_{en}^{пп}$=400 мг/л;
6. Эффект осветления (задержания взвешенных веществ) в первичных отстойниках 50%;
7. Снижение БПКполн сточных вод при первичном отстаивании 15%;
8. БПКполн очищенной сточной жидкости L_{ex}=15 мг/л;
9. Вынос активного ила из вторичных отстойников b=15 мг/л.

Концентрация загрязнений в хозяйственно-бытовых сточных водах определяется следующим образом:

$$C_i^{х/б} = \frac{C_i \cdot 1000}{q_{макс}^{сут}}, \text{ мг/дм}^3, \qquad (3.100)$$

где C_i – количество загрязняющих веществ на одного жителя, г/сут.; согласно табл. 25 [1] составляет по взвешенным веществам 65 г/сут., по БПКполн – 75 г/сут.;

$q_{макс}^{сут}$ – норма водопотребления в населенном пункте, л/сут.·чел.

Тогда концентрация взвешенных веществ в бытовых сточных водах составит

$$C_{en}^{х/б} = \frac{65 \cdot 1000}{300} = 217 \text{ мг/дм}^3;$$

БПКполн бытовых сточных вод

$$L_{en}^{х/б} = \frac{75 \cdot 1000}{300} = 250 \text{ мг/дм}^3.$$

На рассматриваемые очистные сооружения поступает смесь бытовых и производственных сточных вод. Общий расход очищаемых сточных вод равен

$$Q_{mid} = Q_{mid}^{х/б} + Q_{mid}^{пп} = 72000 + 11000 = 83000 \text{ м}^3\text{/сут.} = 3458{,}3 \text{ м}^3\text{/ч} = 960{,}65 \text{ л/с.}$$

Концентрация загрязнений смеси сточных вод составит

$$C_i = \frac{(C_i^{х/б} \cdot Q_{mid}^{х/б} + C_i^{nn} \cdot Q_{mid}^{nn})}{Q_{mid}}, \text{ мг/дм}^3; \qquad (3.101)$$

т.е. по взвешенным веществам

$$C_{en} = \frac{(C_{en}^{х/б} \cdot Q_{mid}^{х/б} + C_{en}^{nn} \cdot Q_{mid}^{nn})}{Q_{mid}} = \frac{(217 \cdot 72000 + 500 \cdot 11000)}{83000} = 254{,}5 \text{ мг/дм}^3;$$

а по БПКполн

$$L_{en} = \frac{(L_{en}^{х/б} \cdot Q_{mid}^{х/б} + L_{en}^{nn} \cdot Q_{mid}^{nn})}{Q_{mid}} = \frac{(250 \cdot 72000 + 400 \cdot 11000)}{83000} = 270 \text{ мг/дм}^3.$$

По заданию эффект осветления в первичных отстойниках (Э) составляет 50%, снижение БПКполн смеси сточных вод - 15%. Тогда после первичного отстаивания концентрация загрязнений смеси сточных вод составит

по взвешенным веществам

$$C_{cdp} = 0{,}5 \cdot C_{en} = 0{,}5 \cdot 254{,}5 = 127{,}25 \text{ мг/дм}^3;$$

по БПКполн

$$L_a = (1 - 0{,}15) \cdot L_{en} = 0{,}85 \cdot 270 = 229{,}5 \text{ мг/дм}^3.$$

Определяем расход осадков в первичных отстойниках (по сухому веществу):

$$Q_{сух} = \frac{C_{en} \cdot Э \cdot К}{10^6} \cdot Q, \text{ т/сут.}, \qquad (3.102)$$

где К – коэффициент, учитывающий увеличение объема осадка за счет крупных фракций взвеси, не улавливаемых при отборе проб; К=1,1-1,2.

$$Q_{сух} = \frac{254{,}5 \cdot 0{,}5 \cdot 1{,}1}{10^6} \cdot 83000 = 11{,}62, \text{ т/сут.}$$

Расход избыточного активного ила (по сухому веществу) равен

$$И_{сух} = \left[\frac{0{,}8 \cdot C_{en} \cdot (1 - Э) + \alpha \cdot (L_a - b)}{10^6}\right] \cdot Q, \text{ т/сут.}, \qquad (3.103)$$

где α – коэффициент прироста активного ила; α=0,3-0,5;

L_a – БПКполн сточных вод после осветления.

Тогда

$$И_{сух} = \left[\frac{0{,}8 \cdot 254{,}5 \cdot (1 - 0{,}5) + 0{,}3 \cdot (229{,}5 - 15)}{10^6}\right] \cdot 83000 = 13{,}8 \text{ т/сут.}$$

Расход осадка и избыточного активного ила по беззольному веществу равен

$$Q_{без} = \frac{Q_{сух} \cdot (100 - P_g) \cdot (100 - S_{mud})}{100 \cdot 100}, \text{ т/сут.}; \qquad (3.104)$$

$$И_{без} = \frac{И_{сух} \cdot \left(100 - P'_g\right) \cdot \left(100 - S_{a\ mud}\right)}{100 \cdot 100}, \text{ т/сут.,} \qquad (3.105)$$

где P_g, P'_g – гигроскопическая влажность сырого осадка и избыточного активного ила; принимается равной 5-6%;

$S_{mud}, S_{a\ mud}$ – зольность сухого вещества осадка и ила; S_{mud}=27%, $S_{a\ mud}$=25%.

$$Q_{без} = \frac{11{,}62 \cdot (100-5) \cdot (100-27)}{100 \cdot 100} = 8{,}1 \text{ т/сут.;}$$

$$И_{без} = \frac{13{,}8 \cdot (100-5) \cdot (100-25)}{100 \cdot 100} = 9{,}8 \text{ т/сут.}$$

Объем сырого осадка и избыточного активного ила определяется из выражений

$$V_{ос} = \frac{100 \cdot Q_{без}}{(100 - W_{ос}) \cdot \rho_{ос}}, \text{ м}^3\text{/сут.;} \qquad (3.106)$$

$$V_{ил} = \frac{100 \cdot И_{без}}{(100 - W_{ил}) \cdot \rho_{a\ mud}}, \text{ м}^3\text{/сут.,} \qquad (3.107)$$

где $W_{ос}$ – влажность сырого осадка; $W_{ос}$=93-95%;

$W_{ил}$ – влажность уплотненного активного ила; $W_{ил}$=97-98%;

$\rho_{ос}, \rho_{a\ mud}$ - плотность осадка и активного ила, т/м^3; для практических расчетов может быть принята равной 1 т/м^3.

$$V_{ос} = \frac{100 \cdot 8{,}1}{(100-95) \cdot 1} = 162{,}0 \text{ м}^3\text{/сут.;}$$

$$V_{ил} = \frac{100 \cdot 9{,}8}{(100-97{,}3) \cdot 1} = 363{,}0 \text{ м}^3\text{/сут.}$$

Общий расход сырого осадка и избыточного активного ила на станции равен:

по сухому веществу

$$M_{сух} = Q_{сух} + И_{сух} = 11{,}62 + 13{,}8 = 25{,}42 \text{ т/сут.;} \qquad (3.108)$$

по сухому беззольному веществу

$$M_{без} = Q_{без} + И_{без} = 8{,}1 + 9{,}8 = 17{,}9 \text{ т/сут.;} \qquad (3.109)$$

по расходу смеси фактической влажности

$$M = V_{ос} + V_{ил} = 162{,}0 + 363{,}0 = 525{,}0 \text{ м}^3\text{/сут.} \qquad (3.110)$$

Средняя влажность смеси равна

$$W_{ср} = 100 \cdot \left(1 - \frac{M_{сух}}{M}\right) = 100 \cdot \left(1 - \frac{25{,}42}{525{,}0}\right) = 95{,}16\%. \qquad (3.111)$$

Средняя зольность

$$З_{см} = 100 \cdot \left[1 - \frac{М_{без}}{Q_{сух} \cdot (100 - P_g)/100 + И_{сух} \cdot (100 - P'_g)/100} \right] =$$

$$= 100 \cdot \left[1 - \frac{17}{11{,}62 \cdot (100 - 5)/100 + 13{,}8 \cdot (100 - 5)/100} \right] = 29{,}6\%. \quad (3.112)$$

3.6. Розрахунок споруд для ущільнення осаду

При проектировании радиальных и вертикальных илоуплотнителей надлежит принимать количество илоуплотнителей не менее двух, причем оба рабочие. Данные для расчета гравитационных илоуплотнителей необходимо принимать по табл. 58 [1].

Параметры для расчета илоуплотнителей приведены в Приложении А1.

В качестве илоуплотнителей принимаются вертикальные или радиальные отстойники, основные параметры которых приведены в Приложении А2, А3.

Расчет вертикальных илоуплотнителей

Вертикальные илоуплотнители, устраиваемые на базе обычных первичных вертикальных отстойников с центральной трубой, применяются на станциях небольшой производительности.

Исходные данные для расчета:

1. Расход сточных вод - 20000 м^3/сут.
2. Концентрация взвешенных веществ в сточной воде, поступающей в аэротенк из первичного отстойника - 127,25 мг/л.
3. БПКполн сточных вод, поступающих в аэротенки - 229,5 мг/л.

Илоуплотнители рассчитываются на максимальный часовой приток избыточного активного ила, который может быть определен по формуле

$$q_{max} = \frac{p_{max} \cdot Q_{mid}}{24 \cdot C}, \text{ м}^3/\text{ч}, \quad (3.113)$$

где p_{max} – максимальный прирост ила с учетом сезонной неравномерности, г/м^3:

$$p_{max} = K_m \cdot P_i, \text{ г/м}^3, \quad (3.114)$$

где K_m – коэффициент сезонной неравномерности прироста ила, равный 1,3;

P_i – прирост ила, определяемый в зависимости от степени очистки сточных вод по [1, ф-ла 60]:

$$p_i = 0{,}8 \cdot C_{cdp} + K_g \cdot L_a, \text{ г/м}^3, \quad (3.115)$$

где C_{cdp} – концентрация взвешенных веществ в сточной воде, поступающей в аэротенк из первичного отстойника, мг/л;

K_g – коэффициент прироста; для городских и близких к ним по составу производственных сточных вод K_g=0,3; при очистке сточных вод в окситенках величина K_g снижается до 0,25;

L_a – БПКполн сточных вод, поступающих в аэротенки, мг/л;

С – концентрация избыточного активного ила; при его влажности (поступающего ила в илоуплотнители) P_{en}=99,6% С=4000 г/м^3.

$$p_{max} = 1{,}3 \cdot (0{,}8 \cdot 127{,}25 + 0{,}3 \cdot 229{,}5) = 221{,}8 \text{ г/м}^3.$$

Тогда

$$q_{max} = \frac{221{,}8 \cdot 20000}{24 \cdot 4000} = 46{,}21 \text{ м}^3\text{/ч}.$$

Высота проточной части илоуплотнителя равна

$$h = 3{,}6 \cdot V \cdot t, \text{ м}, \qquad (3.116)$$

где V – скорость движения жидкости, мм/с; принимается равной 0,1 м/с;

t – продолжительность уплотнения, ч.; принимается по Приложению А1.

$$h = 3{,}6 \cdot 0{,}1 \cdot 10 = 3{,}6 \text{ м}.$$

Полезная площадь поперечного сечения илоуплотнителя равна

$$F_{пол} = \frac{q_ж}{3{,}6 \cdot V_{о.з.}}, \text{ м}^2, \qquad (3.117)$$

где $q_ж$ – максимальный расход жидкости, отделяемой в процессе уплотнения ила за 1 час, м^3/ч:

$$q_ж = q_{max} \cdot \frac{P_{en} - P_{ex}}{100 - P_{ex}}, \text{ м}^3\text{/ч}, \qquad (3.118)$$

где P_{en} – влажность поступающего ила, %;

P_{ex} – влажность уплотненного ила, %; принимается по Приложению А1;

$V_{о.з.}$ – скорость движения жидкости в отстойной зоне вертикального илоуплотнителя, мм/с; принимается по Приложению А1.

$$q_ж = 46{,}21 \cdot \frac{99{,}6 - 98{,}0}{100 - 98{,}0} = 36{,}97 \text{ м}^3\text{/ч};$$

$$F_{пол} = \frac{36{,}97}{3{,}6 \cdot 0{,}1} = 102{,}69 \text{ м}^2.$$

Площадь поперечного сечения центральной трубы равна

$$f_{тр} = \frac{q_{max}}{3600 \cdot V_{ц.тр.}}, \text{ м}^2, \qquad (3.119)$$

где $V_{ц.тр.}$ – скорость движения жидкости в вертикальной трубе, м/с; $V_{ц.тр.}$ принимается 0,1 м/с.

$$f_{тр} = \frac{46{,}21}{3600 \cdot 0{,}1} = 0{,}13 \text{ м}^2.$$

Общая площадь илоуплотнителя равна

$$F_{общ} = F_{пол} + f_{тр} = 102{,}69 + 0{,}13 = 102{,}82 \text{ м}^2. \quad (3.120)$$

Диаметр одного уплотнителя

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot F_{общ}}{\pi \cdot n}}, \text{ м}, \quad (3.121)$$

где n – количество илоуплотнителей.

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 102{,}82}{3{,}14 \cdot 2}} = \sqrt{65{,}49} = 8{,}1 \text{ м}.$$

Принимаем два вертикальных илоуплотнителя диаметром 9 м, расчетная глубина проточной части илоуплотнителя h=3,8 м (Приложение А2).

Продолжительность уплотнения избыточного активного ила определяется по формуле

$$T = \frac{h}{3{,}6 \cdot V_{з.о.}} = \frac{3{,}8}{3{,}6 \cdot 0{,}1} = 10{,}56 \text{ ч}. \quad (3.122)$$

Время уплотнения ила в вертикальных отстойниках составляет 10-15 ч. (Приложение А1, [1, табл. 58]).

Продолжительность хранения уплотненного ила в иловой части илоуплотнителя равна

$$T_{ил} = \frac{W_{ил} \cdot n}{q_у}, \text{ ч.}, \quad (3.123)$$

где $W_{ил}$ – объем иловой (конической) части типового отстойника, м^3; для отстойника D=9 м $W_{ил}$=71,3 м^3 (Приложение А2);

$q_у$ – часовой расход уплотненного ила, м^3/ч:

$$q_у = q_{max} \cdot \frac{100 - P_{en}}{100 - P_{ex}} = 46{,}21 \cdot \frac{100 - 99{,}6}{100 - 98{,}0} = 9{,}24 \text{ м}^3/\text{ч}. \quad (3.124)$$

$$T_{ил} = \frac{71{,}3 \cdot 2}{9{,}24} = 15{,}43 \text{ ч}.$$

Полученное значение $T_{ил}$ соответствует рекомендуемому времени уплотнения.

Проверочный расчет показал, что выбранный тип отстойников может быть использован в качестве илоуплотнителей.

Выпуск уплотненного ила осуществляется непрерывно под гидростатическим напором не менее 1 м.

Сливная вода, отделившаяся в процессе уплотнения, направляется на биологическую очистку.

Расчет радиальных илоуплотнителей

Исходные данные для расчета:

1. Расход сточных вод - 83000 м^3/сут.

2. Концентрация взвешенных веществ в сточной воде, поступающей в аэротенк из первичного отстойника - 127,25 мг/л.
3. БПКполн сточных вод, поступающих в аэротенки, - 229,5 мг/л.

Определяем максимальный часовой приток избыточного активного ила, используя формулы (2.14) – (2.16)

$$p_{max} = 1{,}3 \cdot (0{,}8 \cdot 127{,}25 + 0{,}3 \cdot 229{,}5) = 221{,}8 \text{ г/м}^3;$$

$$q_{max} = \frac{221{,}8 \cdot 83000}{24 \cdot 4000} = 191{,}8 \text{ м}^3\text{/ч}.$$

Необходимый объем илоуплотнителя равен

$$W = q_{max} \cdot T = 191{,}8 \cdot 11 = 2109{,}8 \text{ м}^3. \qquad (3.125)$$

(Продолжительность уплотнения Т принята по Приложению А1).

В качестве илоуплотнителей принимаем вторичные радиальные отстойники диаметром 18 м с объемом зоны отстаивания одного отстойника $W_{з.о.}$=788 м^3 и объемом иловой зоны $W_{ил}$=160 м^3 (Приложение А3).

Количество илоуплотнителей равно

$$n = \frac{W}{W_{з.о.}} = \frac{2109{,}8}{788} = 2{,}7. \qquad (3.126)$$

Принимаем три илоуплотнителя.

Нагрузка на зеркало илоуплотнителя равна

$$q_o = \frac{q_{max}}{n \cdot \pi \cdot R^2}, \ \frac{м^3}{м^2 \cdot ч}, \qquad (3.127)$$

где R – радиус отстойника, м.

$$q_o = \frac{191{,}8}{3 \cdot 3{,}14 \cdot 9^2} = 0{,}25 \ \frac{м^3}{м^2 \cdot ч}.$$

Нагрузка находится в пределах допустимой для радиальных илоуплотнителей (q_o =0,2-0,5 м^3/(м^2·ч)).

Расчетный расход уплотненного ила при его влажности 97,3% определим по формуле (3.124)

$$q_у = 191{,}8 \cdot \frac{100 - 99{,}6}{100 - 97{,}3} = 28{,}41 \text{ м}^3\text{/ч}.$$

Максимальный объем жидкости, отделяющейся в процессе уплотнения, определим по формуле (3.118)

$$q_ж = 191{,}8 \cdot \frac{99{,}6 - 97{,}3}{100 - 97{,}3} = 163{,}38 \text{ м}^3\text{/ч}.$$

При проектировании радиальных илоуплотнителей принимают: высоту зоны осветленной иловой воды – 0,4-0,6 м; высоту нейтрального слоя – 0,3-0,5 м; высоту зоны уплотненного осадка и размещения скребков – 0,3 м (при использовании илососов ее увеличивают до 0,7 м).

3.7. Розрахунок споруд анаеробного зброджування

Необходимо рассчитать метантенки для сбраживания смеси сырого осадка из первичных отстойников и избыточного активного ила.

Определение вместимости метантенков производят в зависимости от фактической влажности осадка по суточной дозе загрузки D_{mt} (Приложение Б1, [1, табл. 59]); для осадков производственных сточных вод – на основании экспериментальных данных.

При наличии в сточных водах ПАВ принятую суточную дозу загрузки следует проверять по формуле (110) [1]:

$$D_{mt} = \frac{10 \cdot D_{lim}}{C_{dt} \cdot \left(100 - P_{mud}\right)}, \%, \qquad (3.128)$$

где D_{lim} – предельно допустимая загрузка рабочего объема метантенка в сутки, г/м^3, принимаемая равной:

40 – для алкилбензолсульфатов с прямой алкильной цепью;

85 – для других «мягких» и промежуточных анионных ПАВ;

65 – для анионных ПАВ в бытовых стоках;

C_{dt} – содержание ПАВ в осадке, мг/г сухого вещества осадка, принимается по экспериментальным данным или [1, табл. 60];

P_{mud} – влажность загружаемого осадка, %.

Если вычисленная суточная доза D_{mt} окажется менее указанной в Приложении Б1 (т.е. [1, табл. 59]), то объем метантенка следует определять по полученному значению; если равной или превышающей указанную – по табличным данным.

Влажность осадка, выгружаемого из метантенка, следует принимать в зависимости от загружаемых компонентов по сухому веществу с учетом распада беззольного вещества.

Распад беззольного вещества загружаемого осадка в зависимости от дозы загрузки определяется по формуле

$$R_r = R_{lim} - K_r \cdot D_{mt}, \%, \qquad (3.129)$$

где R_{lim} – максимально возможное сбраживание беззольного вещества загружаемого осадка, %:

$$R_{lim} = \left(0{,}92 \cdot C_{fat} + 0{,}62 \cdot C_{gl} + 0{,}34 \cdot C_{prt}\right) \cdot 100, \%, \qquad (3.130)$$

где C_{fat}, C_{gl}, C_{prt} – соответственно содержание жиров, углеводов и белков в 1 г беззольного вещества осадка, определяемое анализом;

K_r – коэффициент, зависящий от влажности осадка (Приложение Б2, [1, табл. 61]).

Исходные данные для расчета:

1. Количество обрабатываемого осадка – 525 м^3/сут.
2. Расход сырого осадка по беззольному веществу – 8,1 т/сут.

3. Расход избыточного активного ила по беззольному веществу – 9,8 т/сут.

Принимаем термофильный режим сбраживания, при котором полностью уничтожаются яйца гельминтов, находящиеся в осадке. Температура сбраживания 53°С. Суточная доза загрузки осадка в метантенки при влажности осадка 95% принимается равной D_{mt}=17% (Приложение Б1).

Тогда объем метантенков равен

$$V_{mt} = \frac{M \cdot 100}{D_{mt}} = \frac{525{,}0 \cdot 100}{17} = 3088{,}24 \text{ м}^3. \qquad (3.131)$$

Для обработки осадка принимаем три стальных метантенка; полезный объем одного резервуара 1100 м^3.

Суммарный объем метантанков при этом окажется несколько больше требуемого, в связи с чем фактическая доза загрузки понизится до значения

$$D_{mt} = \frac{525{,}0 \cdot 100}{3 \cdot 1100} = 15{,}91\%.$$

Максимально возможное сбраживание беззольного вещества загружаемого осадка определяется по формуле (3.130) при известном составе осадка.

При отсутствии данных о химическом составе осадка величину R_{lim} допускается принимать:

- для осадков из первичных отстойников – $R_{lim.oc}$=53%;

- для избыточного активного ила – $R_{lim.ил}$=44%;

- для смеси осадка с активным илом – по среднеарифметическому соотношению смешиваемых компонентов по беззольному веществу:

$$R_{lim} = \frac{R_{lim.oc} \cdot Q_{без} + R_{lim.ил} \cdot И_{без}}{M_{без}}, \%, \qquad (3.132)$$

$$R_{lim} = \frac{53 \cdot 8{,}1 + 44 \cdot 9{,}8}{8{,}1 + 9{,}8} = 48{,}1\%.$$

Тогда распад беззольного вещества определим по формуле (3.129)

$$R_г = 48{,}1 - 0{,}31 \cdot 15{,}9 = 43{,}17\%,$$

(значение $K_г$=0,31 принято по [1, табл. 61]).

Количество распавшегося беззольного вещества равно

$$M_{без} \cdot R_г = 17{,}9 \cdot 0{,}432 = 7{,}73 \text{ т}.$$

Весовое количество газа, получаемого при сбраживании, надлежит принимать 1 г на 1 г распавшегося беззольного вещества загружаемого осадка. Объемный вес газа 1 кг/м^3, теплотворная способность 5000 ккал/м^3.

Для хранения газа предусматриваются мокрые газгольдеры, вместимость которых рассчитывается на 2-4-часовой выход газа; давление газа под колпаком 1,5-2,5 кПа (150-250 мм вод. ст.).

Суммарный выход газа

$$Г = \frac{R_г \cdot M_{без} \cdot 1000}{100} = \frac{43{,}17 \cdot 17{,}9 \cdot 1000}{100} = 7727{,}43 \text{ м}^3/\text{сут}. \qquad (3.133)$$

Вместимость газгольдеров равна

$$V_Г = \frac{Г \cdot З}{24} = \frac{7727{,}43 \cdot 3}{24} = 965{,}93 \text{ м}^3.$$

Принимаем три типовых газгольдера объемом 300 м^3 каждый (Приложение Б4).

3.8. Розрахунок аеробної стабилизації

Для аэробной стабилизации следует предусматривать сооружения типа коридорных аэротенков.

Необходимо рассчитать следующие варианты:

1) аэробная стабилизация ***неуплотненного активного ила;***

2) аэробная стабилизация ***смеси сырого осадка и неуплотненного активного ила***.

Исходные данные для расчета:

1. Расход сырого осадка по сухому веществу $Q_{сух}$ =11,62 т/сут.
2. Расход избыточного активного ила по сухому веществу $И_{сух}$ =13,8 т/сут.
3. Расход сырого осадка по беззольному веществу $Q_{без}$ =8,1 т/сут.
4. Расход избыточного активного ила по беззольному веществу $И_{без}$ =9,8 т/сут.
5. Объем сырого осадка $V_{ос} = 162{,}0$ м^3/сут.

В сутки на станции образуются следующие количества осадков и ила:

по сухому веществу

$$M_{сух} = Q_{сух} + И_{сух} = 11{,}62 + 13{,}8 = 25{,}42 \text{ т/сут.};$$

по беззольному веществу

$$M_{без} = Q_{без} + И_{без} = 8{,}1 + 9{,}8 = 17{,}9 \text{ т/сут.};$$

по объему фактической влажности

$$V_{ос} = 162{,}0 \text{ м}^3\text{/сут.}; \quad V_{ил.н} = \frac{13{,}8 \cdot 100}{(100 - 99{,}5) \cdot 1} = 2760 \text{ м}^3\text{/сут.};$$

$$V_{см} = 162{,}0 + 2760{,}0 = 2922{,}0 \text{ м}^3\text{/сут.}$$

Температуру сточных вод в аэротенке и активного ила в стабилизаторе принимаем равными соответственно T_a =18°С и T_c =15°С.

Для условий данного примера принято, что время обработки воды в аэротенках составляет t_a =5,4 ч. при дозе ила a_a =2 г/л.

Содержание взвешенных веществ в сточной жидкости, поступающей в аэротенки $B_{вз}$=127,25 мг/л. Возраст ила в этом случае может быть подсчитан по формуле

$$\tau = \frac{t_a \cdot a_a \cdot 1000}{B_{вз} \cdot 24} = \frac{5{,}4 \cdot 2 \cdot 1000}{127{,}25 \cdot 24} = 3{,}5 \text{ сут.} \qquad (3.134)$$

Время стабилизации ***неуплотненного активного ила*** в стабилизаторе

$$t_{ил} = \frac{[(8 \div 10) + 0{,}02 \cdot (20 - T_a) \cdot (\tau + 5)]}{1{,}08^{20-15}} = \qquad (3.135)$$

$$= \frac{[8 + 0{,}02 \cdot (20 - 18) \cdot (3{,}5 + 5)]}{1{,}08^{20-15}} = 12{,}32 \text{ сут.}$$

Удельный расход кислорода равен

$$q_{ил} = \frac{0{,}96 + 0{,}016 \cdot \tau}{1 + 0{,}108 \cdot \tau} = \frac{0{,}96 + 0{,}016 \cdot 3{,}5}{1 + 0{,}108 \cdot 3{,}5} = 0{,}74 \text{ кг } O_2\text{/ кг ОВ.} \qquad (3.136)$$

Требуемый объем аэробного стабилизатора равен

$$V = V_{ил.н} \cdot t_{ил} = 2760 \cdot 12{,}32 = 34003{,}2 \text{ м}^3. \qquad (3.137)$$

В качестве стабилизаторов принимаем типовые аэротенки-смесители трехкоридорные, 6 секций. Размеры одного коридора L=60 м, B=6 м, h=5 м. (Приложение В).

Определяем требуемое количество воздуха по формуле

$$Д = \frac{q_{ил} \cdot S_o \cdot 1000}{K_1 \cdot K_2 \cdot n_1 \cdot n_2 \cdot (C_p - C)}, \text{ м}^3\text{/м}^3 \text{ иловой смеси,} \qquad (3.138)$$

где S_o - концентрация беззольного вещества в поступающем на стабилизацию неуплотненном иле, кг/м^3:

$$S_o = \frac{И_{без} \cdot 1000}{V_{ил.н.}} = \frac{9{,}8 \cdot 1000}{2760} = 3{,}55 \text{ кг/м}^3;$$

С – концентрация кислорода в стабилизаторе, мг/л; С=1-2 мг/л;

C_p - растворимость кислорода воздуха в воде, мг/л; зависит от температуры, атмосферного давления и глубины погружения аэратора; может быть рассчитана по [1, (63)];

$C_p - C$ =9,4 мг/л;

K_1 – коэффициент, учитывающий тип аэратора, может быть определен по [1, табл. 42] в зависимости от соотношения площадей аэрируемой зоны и стабилизатора; K_1=1,47;

K_2 – коэффициент, зависящий от глубины погружения аэраторов, определяем по [1, табл. 43]; K_2=2,92;

n_1 – коэффициент, учитывающий температуру сточных вод:

$$n_1 = 1 + 0{,}02 \cdot (25 - 20) = 1{,}1;$$

n_2 – коэффициент качества сточных вод; для городских сточных вод n_2=0,85.

$$Д = \frac{0{,}74 \cdot 3{,}55 \cdot 1000}{1{,}47 \cdot 2{,}92 \cdot 1{,}1 \cdot 0{,}85 \cdot 9{,}4} = 69{,}63 \text{ м}^3\text{/м}^3.$$

При расчете продолжительности аэробной стабилизации ***смеси сырого осадка и неуплотненного активного ила*** необходимо определить отношение беззольного вещества осадка к беззольной смеси:

$$B = \frac{Q_{без}}{M_{без}} = \frac{8,1}{17,9} = 0,45,$$

тогда период стабилизации активного ила и сырого осадка

$$t_C = t_{ил} + 2 \cdot B = 12,32 + 2 \cdot 0,45 = 13,22 \text{ ч.}$$

Удельное количество кислорода для смеси осадка и ила равно

$$q_C = q_{ил} \cdot \left(1 + 0,4 \cdot B \cdot \sqrt{\tau}\right) = 0,74 \cdot \left(1 + 0,4 \cdot 0,45 \cdot \sqrt{3,5}\right) = 1,1 \text{ кг } O_2\text{/кг БЗ.} \quad (3.139)$$

Требуемый объем стабилизатора

$$V_C = V_{см} \cdot t_C = 2922,0 \cdot 13,22 = 38628,84 \text{ м}^3. \quad (3.140)$$

В качестве стабилизаторов принимаем типовые аэротенки-смесители трехкоридорные, 5 секций. Размеры L=83 м, B=6 м, h=5 м.

Концентрация беззольного вещества смеси сырого осадка и избыточного уплотненного активного ила

$$S_o = \frac{M_{без}}{V_{см}} = \frac{17,9 \cdot 1000}{2922,0} = 6,12 \text{ кг/м}^3.$$

Тогда необходимое удельное количество воздуха

$$Д = \frac{1,1 \cdot 6,12 \cdot 1000}{1,47 \cdot 2,92 \cdot 1,1 \cdot 0,85 \cdot 9,4} = 178,44 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Значения коэффициентов приняты в соответствии с типом аэрации, используемом в аэробном стабилизаторе.

3.9. Розрахунок споруд зневоднення осаду в природних умовах

Исходные данные для расчета:

1. Очистные сооружения расположены в Сумской области Украины.
2. Под иловые площадки отводится участок с глинистыми грунтами и залеганием грунтовых вод на глубине 4-х м от поверхности карт.
3. На иловые площадки для обезвоживания поступает осадок, сброженный в метантенках в термофильных условиях.
4. Количество поступающего осадка - M=525 м^3/сут.

Полезная площадь иловых площадок равна

$$F = \frac{M \cdot 365}{h \cdot K}, \text{ м}^3, \quad (3.141)$$

где h – нагрузка на иловые площадки, м^3/м^2 в год; принимается по Приложению Д ([1], табл. 64) для сброженной смеси осадков первичных отстойников и активного ила в термофильных условиях при среднегодовой температуре воздуха 3-6°С и среднегодовом количестве атмосферных осадков до 500 мм; h=1 м^3/м^2;

К – климатический коэффициент, принимаемый по [1], рис. 3; для Сумской области К=1,1.

$$F = \frac{525 \cdot 365}{1 \cdot 1,1} = 174204,54 \text{ м}^3.$$

Принимаем карты размерами 100х100 м, тогда площадь каждой карты 10000 м^2, а их количество равно

$$\frac{174204,54}{10000} = 17,4 \approx 18 \text{ шт.}$$

Дополнительная площадь иловых площадок, занимаемая валиками, дорогами, канавами принимается равной

$$F_{доп} = K_1 \cdot F = 0,3 \cdot 174204,54 = 52261,36 \text{ м}^2, \qquad (3.142)$$

где K_1 – коэффициент, учитывающий 30% площади на устройство дорог и валиков.

Тогда общая площадь иловых площадок

$$F_{общ} = F + F_{доп} = 174204,54 + 52261,36 = 226465,9 \text{ м}^3.$$

Принимаем рабочую глубину карт 1,0 м, высоту оградительных валиков – на 0,3 м выше рабочего уровня, ширину валиков по верху – 0,7 м, уклон дна разводящих лотков – 0,01.

Иловые площадки проверяются на зимнее намораживание по числу дней с температурой -10°С. Под намораживание должно отводиться не более 80% полезной площади иловых площадок.

Высота слоя намораживания зависит от климатических условий

$$h_1 = \frac{M \cdot t \cdot K_3}{F \cdot K_2}, \text{ м}, \qquad (3.143)$$

где t – период намораживания [1, рис 3], сут.; t=25 сут.;

K_2 – коэффициент, учитывающий часть площади, отводимой под зимнее намораживание; K_2=0,8;

K_3 – коэффициент, учитывающий уменьшение объема осадка вследствие зимней фильтрации и испарения; K_3=0,75.

$$h_1 = \frac{525 \cdot 25 \cdot 0,75}{174204,54 \cdot 0,8} = 0,07 \text{ м.}$$

Дренаж на иловых площадках принимается из перфорированных асбестоцементных труб диаметром 150 мм, закладываемых в траншеи шириной 1 м, заполненные щебнем или гравием крупностью 5-15 мм. Расстояние между дренажными трубами – 6 м, уклон – *i*=0,002. Иловая вода отводится в начало очистных сооружений.

Объем подсушенного осадка (влажность 80%) за год равен

$$W_п = M \cdot 365 \cdot \frac{100-95}{100-80} = 525 \cdot 365 \cdot \frac{100-95}{100-80} = 47906,25 \text{ м}^3.$$

Уборка подсушенного осадка производится экскаватором с дальнейшей погрузкой осадка на самосвалы.

3.10. Розрахунок механічного зневоднення осаду

Рассмотрим пример обезвоживания осадков при помощи центрифугирования (расчет при использовании фильтр-прессов выполняется аналогично).

Производительность центрифуг зависит от конкретных условий работы (качество осадков, состав сточных вод, методы предварительной обработки осадка).

К установке могут быть приняты следующие типы центрифуг:

Центрифуга	***Производительность (при 20-часовой работе цеха)***
ОГШ-631У-02 (г. Сумы)	20 м³/ч (400 м³/сут.)
ОГШ-459У-02 (г. Харьков, "Экомаш")	12 м³/ч (240 м³/сут.)
ОГШ-45/601 Л-01 (г. Харьков, "Экомаш")	30 м³/ч (600 м³/сут.)

Время работы цеха принимается 16-20 ч., остальное время предназначено для технического обслуживания оборудования.

Исходные данные для расчета:

1. Количество обрабатываемого осадка - 2922 $м^3$/сут.
2. Время работы цеха в течение суток – 20 часов.

При количестве образующегося осадка $V_{см}$=2922 $м^3$/сут. к установке могут быть приняты центрифуги:

- ОГШ-631У-02 – 8 рабочих и 2 резервные;
- ОГШ-459У-02 – 12 рабочих и 2 резервные;
- ОГШ-45/601 Л-01 – 5 рабочих и 2 резервные;
- различные комбинации центрифуг с разной производительностью.

Выбор того или иного варианта осуществляется с учетом конкретных условий работы станции после определения и сравнения для различных вариантов технических и экономических параметров работы.

Количество резервного оборудования принимается согласно п. 6.385 [1]:

– вакуум-фильтров и фильтр-прессов при количестве рабочих единиц до трех – 1, от четырех до десяти – 2;

– центрифуг при количестве рабочих единиц до двух – 1, трех и более – 2.

Принимаем для расчета следующий вариант установки центрифуг:

- ОГШ-631У-02 – 1 рабочая и 1 резервная;
- ОГШ-459У-02 – 1 рабочая и 1 резервная;
- ОГШ-45/601 Л-01 – 4 рабочих и 2 резервные;

Таким образом, расчетное количество перерабатываемого центрифугами осадка, $м^3$/сут, составит:

$$Q_{ОС} = 1 \cdot 400 + 1 \cdot 240 + 4 \cdot 600 = 3040 м^3/сут.$$

Влажность исходного осадка (усредненная) составляет $W_{ОС}$=97% (зависит от качества исходных сточных вод, количества и свойств осадка (сырой осадок, активный ил, смесь осадков), способов его предварительной обработки).

Количество сухого вещества осадка, т/сут., можно определить по формуле

$$Q_{сух.в} = \frac{Q_{ОС} \cdot (100 - W_{ОС})}{100} = \frac{3040 \cdot (100 - 97)}{100} = 91{,}2 \text{ т/сут.} \quad (3.144)$$

Количество кека, полученного в результате центрифугирования, $м^3$/сут, определяем по формуле

$$Q_{кека} = \frac{Q_{ос} \cdot (100 - W_{ос})}{100 - W_к}, \text{ м}^3\text{/сут.}, \qquad (3.145)$$

где $W_К$ – влажность выгружаемого из центрифуг кека, %; по результатам экспериментальных данных принимаем $W_К$=80 %.

$$Q_{кека} = \frac{3040 \cdot (100 - 97)}{100 - 80} = 456 \text{ м}^3\text{/сут.}$$

Доза флокулянта определяется в лабораторных условиях опытным путем и прямо зависит от удельного сопротивления осадка. Так, для условий Безлюдовских очистных сооружений г. Харькова доза флокулянта принята 5 кг на 1 т сухого вещества осадка. Это значение примем и в данном расчете. В этом случае необходимое количество флокулянта из расчета 5 кг на 1 т сухого вещества осадка составит:

$$Q_{фл}^{сут} = Д_{фл} \cdot Q_{сух.в} = 5 \cdot 91{,}2 = 456 \text{ кг/сут.} \qquad (3.146)$$

При работе цеха t =20 часов расход флокулянта в час равен

$$Q_{фл}^{час} = Q_{фл}^{сут} / 20 = 456/20 = 22{,}8 \text{ кг/ч.}$$

Необходимое количество флокулянта в год составит:

$$Q_{фл}^{год} = Q_{фл}^{сут} \cdot 365 = 456 \cdot 365 = 166440 \text{ кг/год} = 166{,}44 \text{ т/год.}$$

Количество "материнского" раствора 1% концентрации составит:

$$Q_{1\%} = \frac{Q_{фл}^{сут} \cdot 100}{1000 \cdot 1} = \frac{456 \cdot 100}{1000 \cdot 1} = 45{,}6 \text{ м}^3\text{/сут} = 45{,}6:20 = 2{,}28 \text{ м}^3\text{/час.}$$

Количество рабочего раствора 0,15% концентрации составит:

$$Q_{0,15\%} = \frac{45{,}6 \cdot 1}{0{,}15} = 304 \text{ м}^3\text{/сут} = 304:20 = 15{,}2 \text{ м}^3\text{/ч.}$$

Количество рабочего 0,15% раствора флокулянта на 1 м^3 осадка составит:

$$q_{0,15\%} = \frac{Q_{0,15\%}}{Q_{ос}} \cdot 1000 = \frac{304}{3040} \cdot 1000 = 100 \text{ л/м}^3\text{·сут.}$$

Количество рабочего раствора на каждую центрифугу составит:

- для центрифуги типа ОГШ-631У-02 - 20·100 = 2000 л/ч;
- для центрифуги типа ОГШ-459У-02 - 12·100 = 1200 л/ч;
- для центрифуги типа ОГШ-45/601 Л-02 - 30·100 = 3000 л/ч.

Для центрифуг типа ОГШ-631У-02 и ОГШ-459У-02 в качестве дозирующих устройств используем дозирующие эксцентрико-шнековые насосы "Зипекс" 1 – 12 BN производительностью 260 – 1650 л/ч; для центрифуги ОГШ 45/601Л-02 – "Зипекс" 2 – 12 BN производительностью 600 – 3200 л/ч.

Результаты проведенных расчетов приведены в табл. 3.1 и 3.2.

Таблица 3.1 – Параметры принятых центрифуг

Количество центрифуг (рабоч. + резервн.)		***Производительность***		***Кол-во кека W=80%, м³/сут.***	***Кол-во кека с центрифуги, м³/ч***
		По осадку W=97%, м³/сут.	***По сухому веществу осадка, т/сут.***		
ОГШ-631У	1 + 1	3040	91,2	456	3
ОГШ-459У-02	1 + 1				1,8
ОГШ-45/601Л	4 + 2				4,5 (4,5·4=18)

Таблица 3.2 – Расход флокулянта

Расход флокулянта			
По сухому продукту при Д=5 кг/т, кг/сут.	***"Материнский" раствор 1,0%, м³/сут.***	***Рабочий раствор 0,15%, м³/сут.***	***Кол-во 0,15% раствора на 1 м³ осадка, л/м³***
456	45,6	304	100

4. ЗМІСТ ТЕОРЕТИЧНОЇ ЧАСТИНИ ДИСЦИПЛІНИ, КОНТРОЛЬНІ ПИТАННЯ ТА ЗАВДАННЯ ДЛЯ САМОСТІЙНОЇ РОБОТИ

ЗМ 1.1. ПОКРАЩЕННЯ ЯКОСТІ ОЧИЩЕННЯ СТІЧНИХ ВОД ВІД ЗАБРУДНЕННЯ БІОГЕННИМИ РЕЧОВИНАМИ

Тема 1. Інтенсифікація процесів очищення міських стічних вод

1. Сутність реагентної обробки стічних вод і принцип дії споруд.
2. Споруди, вживані при використанні реагентної обробки стічних вод.
3. Схеми очищення міських стічних вод з глибоким видаленням фосфору.

Контрольні запитання:

1. Які реагенти можуть бути використані для обробки стічних вод?
2. Вкажіть точки введення реагентів в технологічній схемі очищення стічних вод.
3. Якими дозами вводяться реагенти при очищенні стічних вод?
4. Поясніть механізм дії реагентів, на якому засноване реагентне очищення стічних вод.
5. Які процеси включає реагентне очищення стічних вод?

6. Яка ефективність реагентного очищення стічних вод?
7. Які споруди для затримання плаваючих речовин застосовуються при реагентному очищенні стічних вод?
8. Які споруди передбачаються для приготування розчинів реагентів при очищенні стічних рік?
9. Які застосовуються пристрої змішувачів при реагентному очищенні стічних вод?
10. Який режим роботи відстійників при реагентному очищенні стічних вод?
11. Як працюють споруди біологічного очищення при реагентній обробці стічних вод?
12. Як експлуатуються фільтрувальні споруди при реагентному очищенні стічних вод?
13. Як здійснюється дезинфекція очищеної стічної води?
14. Які споруди застосовуються для обробки осадів, що утворюються при реагентному очищенні стічних вод?
15. Якими способами можуть бути видалені сполуки фосфору з міських стічних вод?
16. Опишіть механізм видалення фосфору при реагентному очищенні стічних вод.
17. Яка ефективність реагентного видалення фосфору з міських стічних вод?

Тема 2. Фізико-хімічні методи обробки стічних вод

1. Механізм дії мінеральних коагулянтів і синтетичних флокулянтів
2. Характеристика фізико-хімічних методів обробки стічних вод.
3. Технологічна схема очищення стічних вод з використанням освітлювальних, адсорбційних й іонообмінних фільтрів і її компонувальні рішення.
4. Технологічні схеми обробки міських стічних вод із застосуванням фізико-хімічних методів очищення.

Контрольні запитання:

1. Навіщо застосовуються коагулянти і флокулянти при очищенні стічних вод?
2. У чому полягає механізм дії коагулянтів і флокулянтів?
3. Які фізико-хімічні методи можуть бути застосовані для очищення стічних вод?
4. Як відбувається іонообмінне очищення стічних вод?
5. Навіщо здійснюють регенерацію іонітів?
6. З якою метою використовують адсорбційні методи при очищенні стічних вод?
7. Опишіть технологічну схему установки глибокого очищення стічних вод з використанням адсорбційних методів.
8. Опишіть адсорбційно-іонообмінну установку доочистки стічних вод.
9. Як здійснюється метод екстракційного очищення стічних вод?
10. З яких стадій складається процес екстракційного очищення стічних вод?
11. Які мембранні методи можуть використовуватися для очищення стічних вод?

12. Опишіть технологічну схему очищення стічних вод з використанням освітлювальних, адсорбційних і іонообмінних фільтрів.
13. З якою метою застосовуються освітлювальні фільтри в схемі фізико-хімічного очищення стічних вод?
14. Як і навіщо здійснюється промивка освітлювальних і сорбційних фільтрів?
15. Опишіть технологічну схему фізико-хімічного очищення стічних вод, що включає освітлювальні і іонообмінні фільтри.
16. Опишіть технологічну схему фізико-хімічного очищення стічних вод, що включає обробку води на адсорберах з безперервною деструктивною регенерацією сорбенту.
17. Опишіть технологічну схему фізико-хімічного очищення стічних вод, що включає обробку води в освітлювачах із завислим осадом, на адсорбційних і іонообмінних фільтрах.

Тема 3. Методи очищення поверхневих стічних вод. Ефективність очищення поверхневих вод від органічних забруднень і завислих речовин

1. Відстоювання. Конструкції різних типів відстійних споруд.
2. Фільтрування поверхневого стоку.
3. Біологічна доочистка поверхневого стоку. Приклади використання поверхневого стоку в системах технічного водопостачання.

Контрольні запитання:

1. Які чинники впливають на ефективність роботи відстійників?
2. Проаналізуйте якісний склад поверхневого стоку після відстоювання.
3. Які відстійні споруди можуть бути використані для очищення поверхневого стоку?
4. Навіщо передбачено ділення ставків-відстійників на відсіки?
5. У чому особливості методу відстоювання в тонкому шарі?
6. Назвіть фільтруючі завантаження, використовувані для очищення поверхневого стоку.
7. Опишіть конструкцію каркасно-засипного фільтру.
8. У чому полягають переваги використання каркасно-засипних фільтрів?
9. Який параметр має велике значення при використанні полімерних фільтруючих матеріалів?
10. Яким чином здійснюється регенерація пінополіуретанового завантаження?
11. Порівняйте брудомісткість піщаного і поліуретанового фільтруючого завантаження.
12. Чи впливає контактна коагуляція на ефективність роботи пінополіуретанових фільтрів?
13. Чи може використовуватися біологічна доочистка поверхневого стоку?
14. Від чого залежить необхідний ступінь очищення поверхневого стоку?
15. Опишіть технологію використання очищеного поверхневого стоку в сис-

темі водопостачання нафтопереробного заводу.
16. Як розраховується корисний об'єм ставка-накопичувача?

ЗМ 1.2. ОБРОБКА І УТИЛІЗАЦІЯ ОСАДІВ І БІОГАЗУ МЕТАНТЕНКІВ

Тема 1. Методи обробки осадів стічних вод

1. Загальна характеристика методів обробки осадів стічних вод.
2. Ущільнення осадів.
3. Стабілізація осадів.
4. Кондиціонування осадів.
5. Методи зневоднення осадів.
6. Знезараження осадів.

Контрольні запитання:

1. Назвіть основні технологічні процеси обробки осадів стічних вод.
2. Опишіть принципову схему утворення і обробки осадів стічних вод.
3. Якими способами може проводитися ущільнення осадів стічних вод?
4. Які споруди застосовуються для гравітаційного ущільнення осадів стічних вод?
5. Як здійснюється флотаційне ущільнення осадів стічних вод?
6. Чому не знайшло широкого застосування відцентрове ущільнення осадів стічних вод?
7. Навіщо застосовується стабілізаційна обробка осадів стічних вод?
8. У чому різниця між аеробною і анаеробною стабілізацією осадів стічних вод?
9. Як здійснюється аеробна стабілізація осадів стічних вод?
10. Які технологічні параметри визначають ефективність процесу анаеробного зброджування?
11. Опишіть процес обробки осаду стічних вод в септиках.
12. Опишіть особливості застосування двоярусних відстійників.
13. У чому переваги освітлювачів-перегнивачів в порівнянні з двоярусними відстійниками?
14. Яким чином може здійснюватися перемішування осаду в метантенках?
15. Навіщо застосовується кондиціонування осадів стічних вод?
16. У чому полягає хімічне кондиціонування осадів стічних вод?
17. Які застосовуються методи зневоднення осадів стічних вод?
18. Як здійснюється зневоднення осаду на мулових майданчиках?
19. Яким чином може здійснюватися механічне зневоднення осадів стічних вод?
20. Як здійснюється підготовка осаду до механічного зневоднення?
21. У чому полягає зневоднення осадів на вакуум-фільтрах?
22. Як проводиться зневоднення осадів на фільтрпресах?

23. Опишіть принцип роботи центрифуг, вживаних для зневоднення осадів стічних вод.
24. Які способи можуть бути використані для знезараження осадів стічних вод?
25. Дайте характеристику біотермічній обробці осадів стічних вод.

Тема 2. Утилізація осадів і біогазу метантенків

1. Утилізація осадів каналізаційних очисних станцій.
2. Технологічні рішення комплексу споруд для отримання і утилізації біогазу.

Контрольні запитання:

1. Назвіть основні напрями утилізації осадів стічних вод.
2. Проаналізуйте агрономічну цінність осадів стічних вод.
3. Чому є доцільною утилізація осадів стічних вод в сільському господарстві?
4. Яким чином може бути проведена регенерація цінних продуктів з осадів стічних вод?
5. Назвіть основні напрями використання осадів стічних вод при виробництві будівельних матеріалів.
6. Опишіть схему отримання біоцементу з осадів стічних вод.
7. Як і навіщо запропоновано проводити сорбент з осадів стічних вод?
8. Дайте характеристику технологічним рішенням комплексу споруд для отримання і утилізації біогазу.
9. Що таке «біоенергетика»?
10. Які завдання можуть бути вирішені при анаеробному зброджуванні осадів стічних вод з подальшою утилізацією біогазу?
11. Охарактеризуйте склад біогазу, що утворюється при зброджуванні осадів стічних вод.
12. Яким чином може використовуватися біогаз?
13. Яке устаткування застосовується при реалізації технології утилізації біогазу?

СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ

1. СНиП 2.04.03-85. Канализация. Наружные сети и сооружения. – М.: ЦИТП, 1986.
2. СНиП 2.04.02-84. Водоснабжение. Наружные сети и сооружения. - М.: Стройиздат, 1986.
3. Справочное пособие к СНиП 2.04.03-85. – М: Стройиздат, 1990.
4. Ковальчук В.А. Очистка стічних вод: Навч. посібник. – Рівне: ВАТ „Рівненська друкарня”, 2003.
5. Запольський А.К., Мішкова-Клименко Н.А. та ін. Фізико-хімічні основи технології очищення стічних вод. – К.: Лібра, 2000.
6. Луценко Г.Н. и др. Физико-химическая очистка городских сточных вод. – М.: Стройиздат, 1984.
7. Рекомендации по использованию реагентов в схемах прямой физико-химической и химико-биологической очистки городских сточных вод. – М.: ОНТИ АКХ, 1982.
8. Ласков Ю.М., Воронов Ю.В., Калицун В.И. Примеры расчёта канализационных сооружений. – М.: Стройиздат, 1987.
9. Туровский И.С. Обработка осадков сточных вод. – М.: Стройиздат, 1988.
10. Гюнтер Л.И., Гольдфарб Л.Л. Метантенки. - М.: Стройиздат, 1991.
11. Шевченко Л.Я., Дрозд Г.Я., Зотов Н.И., Маслак В.Н. Осадки водопроводных станций: извлечение и утилизация. – Луганск: Изд-во Луганского аграрного университета, 2004.
12. Гольдфарб Л.Л., Туровский И.С., Беляева С.А. Опыт утилизации осадков городских сточных вод в качестве удобрения. – М.: Стройиздат, 1983.
13. Яковлев С.В., Карелин Я.А., Ласков Ю.М., Калицун В.И. Водоотведение и очистка сточных вод. – М.: Стройиздат, 1996.
14. Алексеев В.И., Винокурова Т.Е., Пугачев Е.А. Проектирование сооружений переработки и утилизации осадков сточных вод с использованием элементов компьютерных информационных технологий. – М.: Изд-во АСВ, 2003.
15. Рекомендации по проектированию сооружений химико-биологической очистки городских сточных вод с применением железного купороса. – Харьков: УкркоммунНИИпроект, 1982.
16. Исследование биолого-химического метода удаления соединений фосфора из городских сточных вод. Автореферат диссертации на соискание ученой степени кандидата технических наук. – М.: АКХ им. К.Д.Памфилова, 1979.

Додаток А

А1. Параметры для расчета илоуплотнителей [1, табл. 58]

Характеристика избыточного активного ила	*Влажность уплотненного активного ила, %*		*Продолжительность уплотнения, ч.*		*Скорость движения жидкости в отстойной зоне вертикального уплотнителя, мм/с*
	Уплотнитель				
	вертикальный	*радиальный*	*вертикальный*	*радиальный*	
Иловая смесь из аэротенков с концентрацией 1,5-3,0 г/л	-	97,3	-	5-8	-
Активный ил из вторичных отстойников с концентрацией 4 г/л	98	97,3	10-12	9-11	Не более 0,1
Активный ил из зоны отстаивания аэротенков-отстойников с концентрацией 4,5-6,5 г/л	98	97,0	16	12-15	То же

А2. Основные параметры вертикальных первичных отстойников

Диаметр, м		*Высота, м*		*Расчетная глубина проточной части, м*	*Площадь, м²*			*Объем, м³*	
отстойника	*центральной трубы*	*цилиндрической части*	*конической части*		*общая*	*центральной трубы*	*полезная*	*цилиндрической части*	*конической части*
4,5	0,7	3,6	2,45	3,3	12,55	0,38	12,11	51,50	8,35
6	1,0	4,2	3,3	3,8	28,30	0,78	27,50	119,0	32,00
9	1,4	4,2	5,1	3,8	63,30	1,55	62,05	263,0	71,30

А3. Основные параметры радиальных вторичных отстойников

Диаметр, м	*Глубина, м*		*Диаметр трубопровода, мм*		*Объем зоны, м³*	
	$H_г$	$H_{з.о.}$	*подводящего*	*отводящего*	*иловой*	*отстойника*
18	3,7	3,1	800	500	160	788
24	3,7	3,1	1200	700	280	1400
30	3,7	3,1	1400	900	440	2190
40	4,35	3,65	2000	1200	915	4580

Додаток Б

Б1. Суточная доза загрузки осадка в метантенк [1, табл. 59]

Режим сбраживания	***Суточная доза загружаемого в метантенк осадка*** D_{mt}***, %, при влажности осадка, %, не более***				
	93	***94***	***95***	***96***	***97***
Мезофильный	7	8	8	9	10
Термофильный	14	16	17	18	19

Б2. Данные для определения коэффициента $K_г$ [1, табл. 61]

Режим сбраживания	***Значения коэффициента*** $K_г$ ***при влажности загружаемого осадка, %***				
	93	***94***	***95***	***96***	***97***
Мезофильный	1,05	0,89	0,72	0,56	0,40
Термофильный	0,455	0,385	0,31	0,24	0,17

Б3. Конструктивные размеры Ж/Б метантенков

Диаметр, м	***Полезный объем одного резервуара, м³***	***Высота, м***			***Строительный объем, м³***	
		верхнего конуса	***цилиндрической части***	***нижнего конуса***	***здания обслуживания***	***киоска газовой сети***
12,5	1000	1,9	6,5	2,15	652	100
15,0	1600	2,35	7,5	2,6	2035	112
17,5	2500	2,5	8,5	3,05	2094	136
20	4000	2,9	10,6	3,5	2520	174
18	6000	3,15	18,0	3,5	2700	170
22,6	8000	4,45	16,3	3,7	2000	170

Б4. Основные данные газгольдеров

Объем газгольдера, м³	***Внутренний диаметр, мм***		***Высота, мм***		
	резервуара	***колокола***	***газгольдера***	***резервуара***	***колокола***
100	7400	6600	7450	3450	3400
300	9300	8500	12500	5920	6880
600	11480	10680	15400	7390	7610
1000	14500	13700	15400	7390	7610
3000	21050	20250	20100	9800	9900
6000	26900	26100	24200	11750	12050

Додаток В

Размеры типовых аэротенков-смесителей

Ширина коридора, м	*Рабочая глубина, м*	*Число коридоров*	*Рабочий объем секции, м^3*	*Длина секции, м*
2	1,2	2	170 260	24 36
4	4,5	2	864 1296	24 36
6	5,0	3	3780 5400 7560	42 60 83
9	5,2	4	21680 28080	120 150

Додаток Д

Параметры для определения нагрузки на иловые площадки ([1], табл. 64)

Характеристика осадка	*Иловые площадки*				
	на естественном основании	*на естественном основании с дренажем*	*на искусственном асфальтобетонном основании с дренажем*	*каскадные*	*площадки-уплотнители*
Сброженная в мезофильных условиях смесь из первичных отстойников и активного ила	1,2	1,5	2,0	1,5	1,5
То же, в термофильных условиях	0,8	1,0	1,5	1,0	1,0
Сброженный осадок из первичных отстойников и осадок из двухъярусных отстойников	2,0	2,3	2,5	2,0	2,3
Аэробно-стабилизированная смесь активного ила и осадка из первичных отстойников или стабилизированный активный ил	1,2	1,5	2,0	1,5	1,5

Додаток Ж

Конструктивные параметры окислительных блоков

	Д = 30 м	*Д = 36 м*	*Д = 44 м*
Рабочая глубина аэрационной зоны, м	2,6	3,0	3,0
Глубина проточной части отст-ка, м	2,1	2,29	1,84
Диаметр отстойника, м	9,0	9,0	12,0
Объем аэрационной зоны, м^3	1672	2826	4173
Объем зоны отстаивания, м^3	124	146	208

Додаток К

Варианты заданий (номера вопросов по вариантам) для выполнения теоретической части (см. подраздел 2.1)

		Последняя цифра номера зачетной книжки									
		1	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**	**7**	**8**	**9**	**0**
Предпоследняя цифра номера зачетной книжки	**1**	2	11	8	23	30	10	28	8	31	6
	2	13	5	17	13	8	2	15	21	25	27
	3	22	7	27	15	16	26	31	17	20	9
	4	18	4	18	29	21	3	31	24	5	18
	5	10	23	6	23	1	29	11	2	12	24
	6	7	2	15	16	7	26	12	3	9	5
	7	11	4	22	28	19	3	17	1	30	26
	8	29	12	27	16	22	12	17	25	13	1
	9	19	14	3	10	19	21	4	14	20	28
	0	24	20	6	14	21	9	7	25	1	30

Примечание: Номера вопросов для выполнения теоретической части задаются преподавателем или выбираются по его указанию в соответствии с предпоследней и последней цифрами номера зачетной книжки.

Додаток Л

Исходные данные (по вариантам) для выполнения расчетной части

Расчет технологической схемы биологической очистки сточных вод с окислительными блоками										
Параметр	**1**	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**	**7**	**8**	**9**	**0**
Производительность станции, $м^3$/сут	2500	2300	2350	2400	2450	2550	2600	2650	2700	2750
$БПК_{полн}$ поступающей сточной жидкости, мг/л	310	315	320	330	335	340	290	295	300	305
$БПК_{полн}$ очищенной сточной жидкости, мг/л	14	12	15	7	8	9	11	10	12	15
Расчет технологической схемы физико-химической очистки сточных вод с использованием фильтровальных сооружений										
Параметр	**1**	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**	**7**	**8**	**9**	**0**
Производительность станции, тыс. $м^3$/сут	4,5	4,6	4,7	4,8	5,2	5,3	5,4	4,5	4,6	4,7
Общий коэффициент	1,5	1,51	1,52	1,53	1,54	1,55	1,56	1,57	1,58	1,59

неравномерности притока сточной жидкости										
$БПК_{полн}$ поступающей сточной жидкости, мг/л	280	282	286	288	290	292	294	296	298	300
Содержание взвешенных веществ в поступающей сточной жидкости, мг/л	285	290	295	300	305	310	315	310	305	300
Диаметр осветлителя (условно), 9 м.	6	7	8	6	7	8	6	7	8	6

Расчет технологической схемы доочистки сточных вод от биогенных элементов

Параметр	**1**	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**	**7**	**8**	**9**	**0**
Производительность комплекса, тыс. $м^3$/сут	30	35	40	45	50	55	60	55	50	40
Количество стоков от собственных нужд комплекса, $м^3$/ч	500	510	520	530	540	550	560	570	550	520
Коэффициент неравномерности	1,20	1,21	1,22	1,23	1,24	1,25	1,27	1,26	1,28	1,3
Концентрация аммонийного азота в исходной воде, мг/л	12	13	14	15	16	17	18	19	20	15
Разница отметок между полом насосной станции и горизонтом воды во входной камере фильтров, $Н_{геом}$, м	10	11	12	13	14	15	14	13	12	11

Расчет количества осадков, образующихся на очистных сооружениях канализации

Параметр	**1**	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**	**7**	**8**	**9**	**0**
Расход бытовых сточных вод, тыс. $м^3$/сут	50	55	57	60	62	65	67	70	75	77
Норма водопотребления в населенном пункте, л/сут.·чел.	280	285	290	295	300	305	310	315	320	325
Расход производств. сточн. вод, тыс. $м^3$/сут.	9	10	11	12	13	14	15	16	17	12
Конц. взвеш. веществ в производственных сточных водах до отстаивания, мг/$дм^3$	450	460	470	480	490	500	510	520	530	500
БПКполн производственных сточн. вод, мг/л	390	395	400	405	410	415	420	425	430	420
Эффект осветления в первичных отстойниках	45	50	55	45	50	55	45	50	55	50
Снижение БПКполн сточных вод при первичном отстаивании	12	13	14	15	16	12	13	15	14	15

БПКполн очищенной сточной жидкости, мг/л	10	15	10	15	10	15	10	15	10	15
Вынос активного ила из вторичн. отст-ков, мг/л	14	15	16	12	13	12	13	14	15	15
Расчет анаэробной стабилизации осадков сточных вод										
Параметр	**1**	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**	**7**	**8**	**9**	**0**
Количество обрабатываемого осадка, $м^3$/сут	500	502	504	506	508	510	512	514	516	518
Расход сырого осадка по беззольному веществу, т/сут	6,8	7,0	7,2	7,4	7,6	7,8	8,0	8,2	8,4	8,6
Расход избыточного активного ила по беззольному веществу, т/сут	8,7	8,9	9,1	9,3	9,5	9,7	9,9	10,2	10,3	10,5
Расчет аэробной стабилизации осадков сточных вод										
Параметр	**1**	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**	**7**	**8**	**9**	**0**
Расход сырого осадка по сухому веществу, т/сут	10,2	10,4	10,6	10,8	11,0	11,2	11,4	11,6	11,8	12,0
Расход избыточного активного ила по сухому веществу, т/сут	12,0	12,2	12,4	12,6	12,8	13,0	13,2	13,4	13,6	13,8
Расход сырого осадка по беззольному веществу, т/сут	8,0	7,9	7,8	7,7	7,6	7,5	7,4	7,3	7,2	7,1
Расход избыточного активного ила по беззольному веществу, т/сут	9,1	9,0	8,9	8,8	8,7	8,6	8,5	8,4	8,3	8,2
Объем сырого осадка, $м^3$/сут	148	150	152	154	156	158	160	164	166	168
Расчет обезвоживания осадков сточных вод в естественных условиях										
Параметр	**1**	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**	**7**	**8**	**9**	**0**
Регион - месторасположение очистных сооружений	Одесса	Харьков	Киев	Одесса	Харьков	Киев	Одесса	Харьков	Киев	Одесса
Характеристика осадка:										
Сброженная в термофильн. условиях смесь из первичных отстойников и активного ила	X		X		X		X		X	
Аэробно-стабилизированная смесь активного ила и осадка из первичных отстойников		X		X		X		X		X
Количество поступающего осадка, $м^3$/сут	480	185	490	495	500	505	510	515	520	530
Расчет цеха центрифугирования осадка										
Параметр	**1**	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**	**7**	**8**	**9**	**0**
Количество обрабатываемого осадка, $м^3$/сут	2800	2820	2840	2860	2880	2900	2920	2940	2960	2980

Время работы цеха в течение суток, час.	16	18	20	16	18	20	16	18	20	16
Расчет сооружений для уплотнения осадков сточных вод (вертикальные илоуплотнители)										
Параметр	**1**	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**	**7**	**8**	**9**	**0**
Расход сточных вод, тыс. $м^3$/сут	15	15,5	16	16,5	17	17,5	18	18,5	19	19,5
Концентрация взвешенных веществ в сточной воде, поступающей в аэротенк из первичного отстойника, мг/л	110	111	112	113	114	115	116	117	118	119
БПКполн сточных вод, поступающих в аэротенки, мг/л	210	211	212	213	214	215	216	217	218	219
Расчет сооружений для уплотнения осадков сточных вод (радиальные илоуплотнители)										
Параметр	**1**	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**	**7**	**8**	**9**	**0**
Расход сточных вод, тыс. $м^3$/сут	75	76	77	78	79	80	85	90	95	93
Концентрация взвешенных веществ в сточной воде, поступающей в аэротенк из первичного отстойника, мг/л	120	121	122	123	124	125	126	127	128	129
БПКполн сточных вод, поступающих в аэротенки, мг/л	220	221	222	223	224	225	226	227	228	229
Расчет вторичных радиальных отстойников с периферийным впуском сточных вод										
Параметр	**1**	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**	**7**	**8**	**9**	**0**
Гидравлическая нагрузка, $м^3/м^2$ в час	3,0	3,1	3,2	3,3	3,4	3,6	3,7	3,8	3,9	3,3
Диаметр отстойника (условно), м	32	36	38	42	32	36	38	42	32	36
Диаметр центральной отводящей трубы (условно), м	1,8	2,0	2,2	2,4	1,9	2,1	2,3	2,5	1,7	2,2
Количество возвратного активного ила по сравнению со среднечасовым расходом сточной воды, %	45	47	49	50	45	47	49	50	45	47

Примечание: Исходные данные для выполнения расчетной части задаются преподавателем или выбираются по его указанию в соответствии с последней цифрой номера зачетной книжки.

Навчальне видання

Методичні вказівки
до виконання курсового проекту (роботи)
та самостійної роботи з дисципліни
“Спецкурс з очистки стічних вод”
(для студентів 5 курсу денної і заочної форм навчання
спеціальностей 7.092601, 8.092601 – «Водопостачання та водовідведення»)

Укладачі: Світлана Борисівна Козловська
Катерина БорисівнаСорокіна

Редактор: З.І.Зайцева

План 2008, поз. 424М

Підп. до друку 18.11.2008	Формат 60х84 /1/16	Бумага офісна
Друк на ризографі	Умовно-друк. арк. 4,2	Обл.-вид. арк. 4,7
Тираж 50 прим.	Зам. № _____	

61002, Харків, ХНАМГ, вул. Революції, 12

Сектор оперативної поліграфії при ЦНІТ ХНАМГ

61002, Харків, вул. Революції, 12