

Міністерство освіти і науки, молоді та спорту України
Запорізька державна інженерна академія



Г.Б. Кожемякін
К.В. Бєлоконь

ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ ТА ТЕХНІКА ЗАХИСТУ ВОДНОГО БАСЕЙНУ

**Методичні вказівки до виконання курсового проекту та
лабораторних робіт**

*для студентів ЗДІА напрямку 6.040106 «Екологія, охорона навколишнього
середовища та збалансоване природокористування»*

Міністерство освіти і науки, молоді та спорту України
Запорізька державна інженерна академія

ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ ТА ТЕХНІКА ЗАХИСТУ ВОДНОГО БАСЕЙНУ

**Методичні вказівки до виконання курсового проекту та
лабораторних робіт**

*для студентів ЗДІА напрямку 6.040106 «Екологія, охорона навколишнього
середовища та збалансоване природокористування»*

*Рекомендовано до видання
на засіданні кафедри ОНС
протокол № 1 від 30.08.2011 р.*

Запоріжжя
ЗДІА
2011р

*Г.Б. Кожемякін, к.т.н., доцент
К.В. Белоконь, асистент*

Відповідальний за випуск: *зав. кафедрою ОНС
доцент, к.т.н Г.Б. Кожемякін*

Рецензенти:
Сокольник В.І., к.т.н., професор

УДК Г.Б. Кожемякін, К.В. Белоконь
Теоретичні основи та техніка захисту водного басейну: Методичні вказівки до виконання курсового проекту та лабораторних робіт для студентів ЗДІА напрямку 6.040106 «Екологія, охорона навколишнього середовища та збалансоване природокористування» / Г.Б. Кожемякін, К.В. Белоконь. – Запоріжжя: ЗДІА, 2011. – 92 с.

ЗМІСТ

ВСТУП	6
1 ЗАГАЛЬНІ ПОЛОЖЕННЯ	7
2 ОБСЯГ І СКЛАД КУРСОВОГО ПРОЕКТУ	7
2.1 Розрахунково-пояснювальна записка	7
2.2 Графічна частина	8
2.3 Вказівки по проектуванню	9
3 ПРОЕКТУВАННЯ І РОЗРАХУНОК СПОРУДЖЕНЬ ПО ОЧИЩЕННЮ ВОДИ	10
3.1 Перерахунок витрат	10
3.2 Пісковловлювачі	11
3.2.1 Розрахунок горизонтального пісковловлювача	12
3.2.2 Тангенціальні пісковловлювачі	15
3.3 Осереднювач	16
3.4 Відстійники	17
3.4.1 Розрахунок горизонтальних відстійників	18
3.4.2 Розрахунок радіальних відстійників.	21
3.4.3 Розрахунок вертикального відстійника	23
3.4.4 Розрахунок тонкошарових відстійників	25
3.5 Нафтовловлювачі	27
3.6 Гідроциклони	28
3.6.1 Розрахунок відкритих гідроциклонів	28
3.6.2 Розрахунок напірних гідроциклонів	30
3.7 Спорудження для глибокого очищення стічних вод	33
3.8 Ґрати	38
4 ФІЗИКО-ХІМІЧНІ МЕТОДИ ОЧИЩЕННЯ ВОДИ	41
4.1 Реагентна обробка води	41

4.1.1 Нейтралізація	41
4.1.2 Реагентна нейтралізація стічних вод	41
4.1.3 Вертикальний фільтр із нейтралізуючою завантаженням	43
4.1.4 Коагуляція	44
4.1.5 Реагентне господарство	45
4.1.6 Камери хлоп'єутворення	51
4.1.7 Освітлювачі зі зваженим осадом	52
4.2 Спорудження для іонообмінного очищення води	55
4.3 Електродіалізні установки	60
5 ОБРОБКА ОСАДІВ СТІЧНИХ ВОД	64
5.1 Механічне зневоднювання осадів	65
5.2 Гравітаційне згущення осадів	65
6 БІОЛОГІЧНЕ ОЧИЩЕННЯ СТІЧНИХ ВОД	66
7. СКЛАДАННЯ ВИСОТНОЇ СХЕМИ ОЧИСНИХ СПОРУДЖЕНЬ І ПІДБІР НАСОСНОГО УСТАТКУВАННЯ	75
8 ЛАБОРАТОРНІ РОБОТИ	77
8.1 Лабораторна робота №1 – «Кінетика відстоювання суспензії»	77
8.1.1 Короткі теоретичні відомості	77
8.1.2 Устаткування та приладдя	79
8.1.3 Порядок виконання лабораторної роботи	79
8.1.4 Зміст звіту	80
8.2 Лабораторна робота № 2 – «Нейтралізація стічних вод».	82
8.2.1 Короткі теоретичні відомості	83
8.2.2 Порядок виконання лабораторної роботи	83
8.2.3 Зміст звіту	84
8.3 Лабораторна робота № 3 – «Очищення стічних вод реагентним осадженням»	85

8.3.1	Короткі теоретичні відомості	85
8.3.2	Порядок виконання лабораторної роботи	86
8.3.3	Зміст звіту	87
8.4	Лабораторна робота № 4 – «Сорбційне очищення стічних вод»	87
8.4.1	Короткі теоретичні відомості	87
8.4.2	Порядок виконання лабораторної роботи	89
8.4.3	Зміст звіту	90
8.5	Лабораторна робота № 5 – «Механічне зневоднення осаду стічних вод»	91
8.5.1	Короткі теоретичні відомості	91
8.5.2	Порядок виконання лабораторної роботи	92
8.5.3	Зміст звіту	93
	ПЕРЕЛІК ЛІТЕРАТУРИ	94

ВСТУП

Охорона природи стала одним з основних завдань виробничого господарства, у зв'язку з чим очищення стічних і природних вод за останній час придбало в нашій країні особливо важливе значення.

Бурхливий розвиток промисловості викликає необхідність в запобіганні негативної дії виробничих стічних вод на водоймища. У зв'язку з надзвичайною різноманітністю складу, властивостей і витрат стічних вод промислових підприємств необхідне вживання споруд по локальному, попередньому і повному очищенню цих стічних вод.

Одним з основних напрямів науково-технічного прогресу є створення маловідхідних і безвідхідних технологічних процесів. В області очищення стічних вод таким напрямом є розробка водоочисних систем з мінімальним скиданням стічних вод у водоймище або без скидання – безстічні системи.

Завданням курсового проекту є складання водоочисної станції оборотного циклу виробництва, яка забезпечуватиме очищення виробничих стічних вод від різних видів домішок.

1 ЗАГАЛЬНІ ПОЛОЖЕННЯ

Дані методичні вказівки присвячені питанням проектування водоочисних споруджень на металургійних підприємствах.

Методичні вказівки складені відповідно до навчального плану і програми для студентів напряму 6.040106 «Екологія, охорона навколишнього середовища та збалансоване природокористування».

Задача курсового проектування - скласти проект водоочисної станції відповідно до завдання. Запроектвані водоочисні спорудження повинні відповідати сучасному рівню науково-технічних досягнень в області обробки води і передбачати очищення води до показників санітарних норм, умов випуску стічних вод у водойму і вимог до якості оборотних вод.

При виконанні курсового проекту студенти повинні застосовувати і закріплювати теоретичні знання, отримані в процесі навчання, навчитися самостійно користуватися науковою, технічною і довідковою літературою, придбати навички в проектуванні водоочисних станцій на металургійних підприємствах.

2 ОБСЯГ І СКЛАД КУРСОВОГО ПРОЕКТУ

Курсовий проект розробляється в обсязі, що відповідає стадії технічного (спрощеного) проекту. До складу проекту входять розрахунково-пояснювальна записка і креслення.

2.1 Розрахунково-пояснювальна записка

У розрахунково-пояснювальній записці повинні бути представлені наступні розділи: реферат, вступ, загальна частина, спеціальна частина та висновки.

У вступі формулюється основна задача курсового проекту, характеризується її актуальність і місце розроблювальної системи в загальній схемі захисту водного басейну від викидів металургійних підприємств.

Загальна частина повинна містити:

- короткий опис об'єкта чи процесу, де утворюється чи використовується вода, що очищається;

- визначення необхідного ступеня очищення стічних вод, виходячи з вимог до якості води й умов випуску стічних вод;

- короткий опис запропонованого методу очищення стічних вод.

У спеціальній частині необхідно:

- описати основний апарат очищення води прийнятий в проекті;

- зробити розрахунок основного апарату;

Наприкінці записки необхідно зробити узагальнюючі висновки, де приводяться основні результати розрахунків.

2.2 Графічна частина

Графічна частина складається з двох-трьох аркушів креслень і схем формату А1. На аркушах зображують:

- принципovu технологічну схему обробки води;

- висотну схему водоочисної станції з вказівкою оцінок рівня води, осей труб, днищ споруджень і лотків;

- креслення основного апарата;

- план і розріз водоочисної станції по основних спорудженнях.

2.3 Вказівки по проектуванню

Склад споруджень повинний вибиратися в залежності від характеру і кількості води, що надходить на очищення, необхідної ступеня очищення, методу підготовки осаду до утилізації, а також інших місцевих умов.

Компонування і взаємне розташування споруджень повинні забезпечувати:

- можливість будівництва по чергах;
- можливість розширення в зв'язку зі збільшенням витрати оброблюваної води;
- мінімальну довжину комунікацій - лотків, каналів, докерів, трубопроводів і ін.;
- доступність для ремонту й обслуговування.

Спорудження повинні розташовуватися по природному ухилі місцевості, їхнє висотне розташування встановлюється з урахуванням розрахункових втрат напору в спорудженнях, сполучних комунікаціях і вимірювальних пристроях.

У складі очисних споруджень варто передбачати пристрої для рівномірного розподілу стічних вод і осаду між окремими елементами споруджень, а також для відключення споруджень, каналів і трубопроводів на ремонт, для спорожнювання і промивання.

Канали і лотки очисних споруджень варто розраховувати на максимальну секундну витрату стічних вод з коефіцієнтом 1,4.

Крім основних виробничих об'єктів (очисних споруджень, реагентного господарства, насосної і повітродувної станцій, споруджень по обробці осаду і т.п.) на території очисної станції розташовуються допоміжні й обслуговуючі об'єкти: майстерні, лабораторія по контролі стічних вод, диспетчерська, приміщення чергового і технічного персоналу, побутові приміщення і т.д.

Розрахунок споруджень ведеться згідно діючих будівельних норм і правил, укрупнених показників водопостачання і водовідведення на металургійних підприємствах і технологічних параметрах експлуатації устаткування.

3 ПРОЕКТУВАННЯ І РОЗРАХУНОК СПОРУДЖЕНЬ ПО ОЧИЩЕННЮ ВОДИ

3.1 Перерахунок витрат

Маса уловленого осаду, т/год:

$$G_{\text{сух}} = \frac{C_{\text{н}} \cdot E \cdot Q}{1000 \cdot 1000}, \quad (3.1)$$

де $C_{\text{н}}$ – початкова концентрація суспензії в стічній воді, мг/л;

E - ефект освітлення;

Q - витрата стічної води, м³/год.

Об'єм осаду, м³/год:

$$V_{\text{ос}} = \frac{100 \cdot G_{\text{сух}} \cdot 1,2}{(100 - W_{\text{ос}}) \cdot \rho}, \quad (3.2)$$

де $W_{\text{ос}}$ - вологість осаду, %;

ρ - щільність осаду, т/м³.

Щільність осаду, т/м³:

$$\rho_{\text{ос}} = \frac{\rho_{\text{в}} \cdot W' + \rho_{\text{взв}}(100 - W')}{100}, \quad (3.3)$$

де $\rho_{\text{в}}$ – щільність води, кг/м³;

$\rho_{\text{взв}}$ – щільність суспензії, кг/м³.

3.2 Пісковловлювачі

Тип пісковловлювача (горизонтальний, тангенціальний, що аерується) необхідно вибирати з урахуванням продуктивності очисних споруджень.

При проектуванні пісковловлювача варто приймати загальні розрахункові параметри для пісковловлювача різних типів по табл. 3.1, а також:

а) для горизонтальних пісковловлювача тривалість протікання стічних вод при максимальному припливі не менш 30 с;

б) для пісковловлювача, що аерується:

- установку аераторів дірчастих труб на глибину $0,7H_p$ уздовж однієї з подовжніх стін над лотком для збору піску;

- інтенсивність аерації $3...5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год.}$;

- поперечний ухил дна до пісковому лотка $0,2...0,4$;

- впуск води, що збігає з напрямком руху води у пісковловлювачі, впуск - затоплений;

- відношення ширини до глибини відділення $B:H = 1:1,5$;

в) для тангенціальних пісковловлювача:

- навантаження - $110 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год.}$ при максимальному припливі;

- впуск води по дотичній на всій розрахунковій глибині;

- глибину рівну половині діаметра;

- діаметр не більш 6м.

Видалення затриманого піску варто передбачати механічним чи гідромеханічним способом із транспортуванням піску до приймку і з наступним відводом за межі пісковловлювача гідроелеваторами, пісковими насосами й ін.

Витрата води, $\text{м}^3/\text{с}$, при гідромеханічному видаленні піску, визначається по формулі:

$$q_{\text{см}} = V_{\text{см}} \cdot l_{\text{л}} \cdot b_{\text{л}}, \quad (3.4)$$

де V_{cm} - висхідна швидкість змивної води в лотку, рівна 0,0065 м/с;

l_d - довжина піскового лотка, м;

b_d - ширина піскового лотка, рівна 0,5 м.

Таблиця 3.1 – Розрахункові параметри пісковловлювача

Пісковловлювач	Гідравлічна крупність піску U_o , мм/с	Швидкість руху стічних вод V , мм/с		Глибина H , м	Вологість піску, %
		min	max		
Горизонтальний	18,7...24,2	0,15	0,3	0,5...2	60
Що аерується	13,2...18,7	-	0,08...0,12	0,7...3,5	-
Тангенціальний	18,7...24,2	-	-	0,5	60

3.2.1 Розрахунок горизонтального пісковловлювача

При розрахунку горизонтальних і пісковловлювачів, що аеруються, спочатку визначають площу живого перетину пісковловлювача, m^2 :

$$F = \frac{q}{V}, \quad (3.5)$$

де q - витрата стічної води, m^3/c ;

V - швидкість руху води, приймається 0,3 м/с.

Число пісковловлювачів чи відділень пісковловлювача слід передбачати не менш двох, причому всі пісковловлювачі чи відділення повинні бути робочими. Тоді, площа перетину одного пісковловлювача чи його відділення:

$$F_1 = \frac{F}{n}, \quad (3.6)$$

де n - число пісковловлювачей, чи його відділень.

Потім знаходять розміри відділення в поперечному перерізі. Довжину пісковловлювача визначають по формулі:

$$L = \frac{1000k \cdot H_p \cdot V}{U_o}, \quad (3.7)$$

де k - коефіцієнт, прийнятий по табл. 3.2;

H_p - розрахункова глибина, прийнята для пісковловлювача, що аерується, половині загальної глибини, м;

U_o - гідравлічна крупність піску, мм/с.

Тривалість потоку води по пісковловлювачу, с:

$$t = \frac{L}{V}. \quad (3.8)$$

Таблиця 3.2 - Значення коефіцієнта k

Діаметр часток піску, мм	Гідравлічна крупність, мм/с	Тип пісковловлювача			
		горизонтальний	що аерується		
			В:Н = 1	В:Н = 1,25	В:Н = 1,5
0,15	13,2	-	2,62	2,5	2,39
0,2	18,7	1,7	2,43	2,25	2,08
0,25	24,2	1,3	-	-	-

При інших розрахункових параметрах і виді часток коефіцієнт k можна визначити по формулах:

- для горизонтальних пісковловлювачей:

$$k = \frac{U_o}{\sqrt{U_o^2 - \omega^2}}, \quad (3.9)$$

де ω - вертикальна турбулентна складова,

$$\omega = 0,05V; \quad (3.10)$$

- для пісковловлювача, що аерується:

$$k = -\frac{26,4 \cdot a \cdot U_o}{\lg(1 - 20aU_o)}, \quad (3.11)$$

де $a = B/H$.

Об'єм пісового прямоку варто приймати не більш дводобового обсягу піску, що випав. Об'єм пірамідальної частини прямоку, m^3 :

$$W_{nip} = \left(B^2 + \sqrt{B^2 \cdot b^2 + b^2} \right) \cdot \frac{h_{nip}}{3}, \quad (3.12)$$

де b - ширина нижньої частини прямоку, рівна 0,5...0,7 м;

h_{nip} - висота пірамідальної частини, м:

$$h = \frac{B - b}{2 \operatorname{tg}(\alpha/2)}, \quad (3.13)$$

де α - кут нахилу стінок прямоку до обр'ю, не менш 60° .

Діаметр змивного трубопроводу, м:

$$d = \sqrt{4q_{CM} / \pi V_{TP}}, \quad (3.14)$$

де V_{TP} - швидкість води в змивному трубопроводі, $V_{TP} = 2,5 \dots 3,5$ м/с.

Для забезпечення достатньої рівномірності розподілу води по довжині змивного трубопроводу, вода в змивний трубопровід повинна подаватися під напором, м:

$$H_o = 5,6h_o + 5,4/2V_{TP}^2 \text{ g}, \quad (3.15)$$

де h_o - висота шару осаду в лотку, рівна 0,2 м.

Число сприсків на трубопроводі:

$$n_c = 2l_{\pi}/z, \quad (3.16)$$

де z - відстань між сприсками, рівне 0,5 м.

Діаметр вихідного отвору сприсків, м:

$$d_{TP} = \sqrt{\frac{4q_{CM}}{\pi\mu_p\sqrt{2gH_o}}}, \quad (3.17)$$

де μ_p - коефіцієнт витрати сприсків, дорівнює 0,8...0,83.

3.2.2 Тангенціальні пісковловлювачі

Розрахунок тангенціальних пісковловлювачів ведеться по питомому навантаженню на пісковловлювач по воді. Площа одного відділення пісковловлювача:

$$F_1 = \frac{q}{nq_0}, \quad (3.18)$$

де n - число відділень пісковловлювача, не менш 2-х;

q_0 - питома навантаження на пісковловлювач, $110 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{год}$.

Діаметр кожного відділення пісковловлювача:

$$D = \sqrt{4F_1/\pi}. \quad (3.19)$$

Глибина пісковловлювача, м:

$$H = \frac{D}{2}. \quad (3.20)$$

Для накопичення осаду служить конусна частина пісковловлювача. Її висота:

$$h_e = \sqrt{D^2 - H^2}. \quad (3.21)$$

Об'єм конусної частини, м³:

$$V_e = \frac{\pi D^2 h_k}{3 \cdot 4}. \quad (3.22)$$

Період заповнення конусної частини, діб.:

$$t = \frac{V_k}{V_{oc}}. \quad (3.23)$$

де V_{oc} - обсяг осаду, що випадає, у добу.

3.3 Осереднювач

При необхідності усереднення складу і витрат води, що очищається, необхідно передбачати осереднювачі. Тип осереднювача (барботажний, з механічним перемішуванням, багатоканальний) варто вибирати з урахуванням характеру коливань концентрації забруднюючих речовин (циклічні, довільні коливання і залпові скидання), а також виду і кількості зважених речовин. При гасінні залпових скидань переважні конструкції багатоканального типу. Осереднювач-змішувач барботажного типу варто застосовувати для усереднення стоків незалежно від режиму їхнього надходження при вмісті зважених речовин до 500 мг/л гідравлічної крупності 10 мм/с. Осереднювач з механічним перемішуванням варто застосовувати

для усереднення складу стічних вод зі змістом зважених речовин понад 500 мг/л при будь-якому режимі їхнього надходження.

Обсяг барботажних осереднювачів і осереднювачів із пристроями, що перемішують, визначають по формулах:

$$W_{VCP} = 0,21 \cdot q \cdot t_{VCP} \cdot \sqrt{k_y^2 - 1}, \text{ при } k_y < 5, \quad (3.24)$$

$$W_{VCP} = 1,3 \cdot t_{VCP} \cdot q \cdot k_y, \text{ при } k_y < 5, \quad (3.25)$$

де $t_{\text{цикл}}$ - період циклу коливань показників стічних вод;

q - витрата стічних вод;

k_y - коефіцієнт усереднення:

$$k_y = \frac{C_{\text{max}} - C_{\text{cp}}}{C_{\text{доп}} - C_{\text{cp}}}, \quad (3.26)$$

де C_{max} - максимальна концентрація забруднень;

C_{cp} - середня концентрація забруднень;

$C_{\text{доп}}$ - концентрація, припустима за умовами експлуатації споруджень.

Розміри осереднювача вибираються при проектуванні виходячи з числа відділень, глибини і розмірів у плані. При цьому глибина шару води в осереднювачі 3...6м, ширина секції не більш 12м, довжина до 24м. Максимальна величина швидкості проточного плинку 2,5мм/с.

Інтенсивність барботування при пристінних барботерах – 6 м³/м²·год., проміжних - 12 м³/м²·год. Барботування здійснюється через перфоровані труби, що укладаються горизонтально уздовж резервуара. При пристінному розташуванні барботерів відстань від них до протилежної стіни варто приймати 1...1,5Н; між барботерами - 2...3Н; при проміжному розташуванні відстань барботерів від стіни 1...1,5Н, де Н - глибина занурення барботера.

3.4 Відстійники

Тип відстійника (вертикальний, радіальний, з обертовим збірно-розподільним пристроєм, горизонтальний, двох'ярусний, тонкошаровий і ін.), їхнє число при проектуванні вибирається на підставі техніко-економічного аналізу й обліку місцевих умов. Вертикальні відстійники доцільно застосовувати при витратах до 20 тис. м³/доб; горизонтальні - більш 15 тис. м³/доб; радіальні - більш 20 тис. м³/доб.

Число відстійників варто приймати: первинних - не менш двох; вторинних - не менш трьох, за умови, що усі відстійники є робочими.

Розрахунок відстійників слід робити по кінетиці випадання зважених речовин з урахуванням необхідного ефекту освітлення і гідравлічної крупності U_0 . Основні розрахункові параметри відстійників слід визначати по табл. 3.3.

3.4.1 Розрахунок горизонтальних відстійників

При розрахунку горизонтальних відстійників спочатку варто визначити ширину відділень відстійника, м:

$$B = \frac{q}{nHv}, \quad (3.27)$$

де n - число відділень;

H - робоча глибина відстійника, м;

v - швидкість робочого потоку, м/с.

Загальна довжина відстійника, м:

$$L = \frac{vH}{k(U_0 - \omega)}, \quad (3.28)$$

де U_0 - умовна гідравлічна крупність, м/с;

ω - вертикальна турбулентна складова, м/с, обумовлена по табл. 3.4;

k - коефіцієнт використання об'єму відстійника.

Таблиця 3.3 - Розрахункові параметри відстійників

Відстійник	Коефіцієнт використання об'єму, k	Робоча глибина відстійної частини H_p , м	Ширина B , м	Швидкість потоку V , мм/с	Ухил днища до мулового напрямку
Горизонтальний	0,5	1,5...4	2...5H	5...10	0,005...0,5
Радіальний	0,45	1,5...5	-	5...10	0,005...0,05
Вертикальний	0,35	2,7...3,8	-	-	-
З оберт. збірно-розподільним пристроєм	0,85	0,8...1,2	-	-	0,05
З нисхідно-висхідним потоком	0,65	2,7...3,8	-	2...3 U_0	-
З тонкошаровими блоками: супротиточна (прямоточна) схема	0,5...0,7	0,025...0,2	2...6	-	-
Перехресна схема	0,8	0,025...0,2	1,5	-	0,005

Таблиця 3.4 – Величина турбулентної складової

V , мм/с	5	10	15
ω , мм/с	0	0,05	0,1

Маса осаду, що уловлюється, т/доб.:

$$G_{\text{сх}} = \frac{C_o \cdot \mathcal{E} \cdot Q}{1000 \cdot 1000}, \quad (3.29)$$

де C_0 - початкова концентрація суспензії, мг/л;

Ξ - ефект освітлення;

Q - витрата стічної води, м³/доб.

Обсяг осаду, м³/доб:

$$V_{oc} = \frac{100 \cdot G_{cax} \cdot 1,2}{(100 - W_{cax}) \cdot \rho}, \quad (3.30)$$

де W_{oc} - вологість осаду, %;

ρ - щільність осаду, т/м³.

При механізованому видаленні осаду місткість зони нагромадження його в первинних відстійниках приймають по кількості осаду за період не більш 8 год, при гідростатичному - за період не більш 2 доби.

Обсяг осадової частини відстійника, м³:

$$V'_{oc} = B \cdot L \cdot (H_1 + L \cdot i) / 2, \quad (3.31)$$

де H_1 - висота нейтрального шару, рівна 0,3 м;

i - ухил днища.

Обсяг приямку для осаду, м³:

$$V''_{oc} = \frac{V_{oc} \cdot t}{24} - V'_{oc}, \quad (3.32)$$

де t - час накопичення осаду, год.

Муловий приямок має пірамідальну форму. Глибина приямку, м:

$$H_2 = \frac{3V''_{oc}}{S_1 + \sqrt{S_1 S_2} + S_2}, \quad (3.33)$$

де S_1, S_2 - площа відповідно верхній і нижній частині приямку, м².

При цьому кут нахилу стінок приямку повинний складати 50...55°.

3.4.2 Розрахунок радіальних відстійників

Діаметр і глибину радіального відстійника можна визначити двома способами.

1. Діаметр відстійника, м, визначають по формулі:

$$D = \sqrt{\frac{4q}{nk\pi(U_o - \omega)}}, \quad (3.34)$$

де q - витрата води, $\text{м}^3/\text{с}$;

n - кількість відстійників;

U_o - умовна гідравлічна крупність, $\text{м}/\text{с}$;

ω - турбулентна складова, $\text{м}/\text{с}$, табл.3.4.

Швидкість на половині радіуса, $\text{м}/\text{с}$:

$$V = \frac{2q}{n\pi D H_p}, \quad (3.35)$$

де H_p - робоча глибина відстійника, м.

2. Об'єм відстійника, м^3 :

$$V = \frac{H_p q}{nk(U_o - \omega)}. \quad (3.36)$$

Площа відстійника, м^2 :

$$F = \frac{V}{H_p}. \quad (3.37)$$

Діаметр відстійника, м:

$$D = \sqrt{4F / \pi} \quad (3.38)$$

Теоретична тривалість освітлення води:

$$t = n/q = n \pi D^2 H / (4q). \quad (3.39)$$

Маса уловленого осаду, т/доб.:

$$G_{сyx} = \frac{C_o \cdot \mathcal{E} \cdot Q}{1000 \cdot 100}, \quad (3.40)$$

де C_o - початкова концентрація суспензії, мг/л;

\mathcal{E} - ефект освітлення;

Q - витрата води, м³/доб.

Об'єм уловленого осаду, м³/сут:

$$V_{oc} = \frac{100 \cdot G_{сyx} \cdot 1,2}{(100 - W_{oc}) \cdot \rho}, \quad (3.41)$$

де W_{oc} - вологість осаду, %;

ρ - щільність осаду, т/м³.

Висота відстійника у стінки, м:

$$H_0 = H_p + H_1 + H_2, \quad (3.42)$$

де H_1 - висота зони накопичення осаду, рівна 0,3 м;

H_2 - узвиштя борта відстійника над крайкою збірною кільцевого жолоба, дорівнює 0,5 м.

Глибина відстійника в центрі, м:

$$H_{ц} = H_p + H_1 + i \cdot D/2, \quad (3.43)$$

де i - ухил днища.

Об'єм осадової частини відстійника, м³:

$$V'_{oc} = \frac{\pi D^2}{4} \left(H_1 + \frac{iD}{6} \right). \quad (3.44)$$

Час вивантаження осаду, год.:

$$t = 24 \cdot V_{oc} / V'_{oc}. \quad (3.45)$$

3.4.3 Розрахунок вертикального відстійника

Діаметр відстійника, м:

$$D = \sqrt{\frac{4q}{nk\pi U_o}}, \quad (3.46)$$

де q - витрата стічних вод, м³/с;

n - кількість відстійників;

U_o - умовна гідравлічна крупність, м/с;

k - коефіцієнт використання об'єму відстійника.

Діаметр центральної труби, м:

$$D_{цт} = \sqrt{\frac{4q}{nk\pi U_{цт}}}, \quad (3.47)$$

де $U_{цт}$ - швидкість руху робочого потоку в центральній трубі, не більш 0,03 м/с.

Діаметр розтруба труби, м:

$$d_p = 1,35d_{цт}. \quad (3.48)$$

Діаметр відбивного щита, м:

$$d_{щ} = 1,3 d_p. \quad (3.49)$$

Висота конуса відбивного щита, м:

$$h_{щ} = d_{щ} \cdot \cos 73^\circ. \quad (3.50)$$

Висота щілини між нижньою крайкою центральної труби і поверхнею відбивного щита, м:

$$H_{щ} = q / (n \cdot \pi \cdot d_p \cdot V_{щ}), \quad (3.51)$$

де $V_{щ}$ - швидкість робочого потоку між розтрубом і відбивним щитом, не більш 0,02 м/с.

Загальна висота циліндричної частини відстійника, м:

$$H_{ц} = H_p + H_{щ} + H_1 + H_2, \quad (3.52)$$

де H_p - робоча глибина відстійника, м;

H_1 - висота нейтрального шару між низом відбивного щита і рівнем осаду, рівна 0,3 м;

H_2 - висота борта відстійника над крайкою збірної водозливної стінки, рівна 0,5 м.

Висота конусної частини, м:

$$H_k = 0,5 D / \sin (\alpha/2), \quad (3.53)$$

де α - кут нахилу конічного днища, 50...60°.

Об'єм конічної осадової частини, м³:

$$V_k = \pi D^2 H_k / 12. \quad (3.54)$$

Маса уловленого осаду, т/доб.:

$$G_{сх} = \frac{C_o \cdot \mathcal{E} \cdot Q}{1000 \cdot 100}, \quad (3.55)$$

де C_o - початкова концентрація суспензії, мг/л;

\mathcal{E} - ефект освітлення;

Q - витрата води на один відстійник, м³/доб.

Об'єм уловленого осаду, м³:

$$V_{oc} = \frac{100 \cdot G_{cax} \cdot 1,2}{(100 - W_{cax}) \cdot \rho}, \quad (3.56)$$

де W_{oc} - вологість осаду, %;

ρ - щільність осаду, т/м³.

Час між вивантаженнями осаду, год.:

$$t = 24 V_K / V_{oc}. \quad (3.57)$$

3.4.4 Розрахунок тонкошарових відстійників

При розрахунку відстійника, що працює за перехресною схемою, розрахунковими величинами є довжина ярусу $L_{яр}$ і продуктивність відстійника $q_{отс}$.

Довжина ярусу, м, визначається по формулі:

$$L_{яр} = V \cdot h_{яр} \cdot k_{сн} / U_o, \quad (3.58)$$

де V - швидкість робочого потоку;

$h_{яр}$ - висота ярусу;

$k_{сн}$ - коефіцієнт зносу часток, для плоских пластин 1,2; для рифлених - 1;

U_o - умовна гідравлічна крупність.

Продуктивність відстійника $q_{от}$ визначається по формулі, м³/год.:

$$q_{от} = 7,2 \cdot k \cdot H_{бл} \cdot L_{бл} \cdot B_{бл} \cdot U_o / k_{ск} \cdot h_{яр}. \quad (3.59)$$

Ширина блоку, м:

$$B_{бл} = (Y - b_1 - 2b_2) / 2, \quad (3.60)$$

де B - ширина відстійника (секції відстійника), м;

b - відстань між блоками, рівне 0,25 м;

b - відстань між блоком і бічною стінкою, 0,05...0,1 м.

Загальна довжина відстійника, м:

$$L_{\text{общ}} = L_{\text{бл}} + l_1 + l_2 + 2l_3 + l_4, \quad (3.61)$$

де l_1 - довжина зони виділення великих домішок, м;

l_2 - відстань рівна при застосуванні пропорційного пристрою 0,2 м; при дірчастій перегородці - 0;

l_3 - відстань між блоками і перегородками, рівна 0,2...0...0,25м;

l_4 - відстань між вихідною перегородкою і збірним лотком, рівна 0,15...0,2 м.

Довжина зони виділення великих домішок, м, розраховується з умови 2...3 хвилинного перебування потоку:

$$l_1 = q_{\text{от}} \cdot t / (60 \cdot H_{\text{бл}} \cdot B \cdot k_1), \quad (3.62)$$

де k_1 - коефіцієнт використання зони, рівний 0,3;

t - час перебування потоку, хв.

За розрахункові параметри тонкошарового відстійника, що працює по супротиточній схемі, варто приймати довжину пластин у блоці $L_{\text{пл}}$ і довжину розташування тонкошарових блоків $L_{\text{бл}}$. Величина $L_{\text{пл}}$ визначається по формулі (3.58), а $L_{\text{бл}}$ - по формулі:

$$L_{\text{бл}} = q_{\text{от}} / (3,6 \cdot k \cdot V \cdot B). \quad (3.63)$$

Загальна довжина відстійника, м, визначається по формулі:

$$L_{\text{общ}} = L_{\text{бл}} + l_1'' + l_2'' + l_3'' + l_4'' + l_n'', \quad (3.64)$$

де l_1'' - довжина зони виділення великих домішок, рівна 1...1,5 м;

$$l_2^n = L_{\text{пл}} \cdot \sin(90 - \alpha), \quad (3.65)$$

де α - кут нахилу пластин, $45...60^\circ$;

$$l_3^n = 0,3 \text{ м}; l_4^n = 0,05...0,1 \text{ м}; l_5^n = 0,3...0,5 \text{ м}.$$

Загальна глибина води у відстійнику, м:

$$H_{\text{общ}} = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5, \quad (3.66)$$

де $h_1 \geq 0,1 \text{ м}$; $h_3 = 0,2...0,5 \text{ м}$; $h_4 = 0,1...0,2 \text{ м}$; $h_5 = 0,3 \text{ м}$; $h_2 = L_{\text{пл}} \cdot \sin \alpha$.

Розрахунок кількості осаду, що випав, визначення розмірів бункера для прийому осадів, а також розрахунок системи видалення осаду виконується аналогічно розрахункам у горизонтальному відстійнику.

3.5 Нафтовловлювачі

Нафтовловлювачі слід передбачати для затримки грубодисперсних нафтових часток при концентрації їх у воді більш 100 мг/л .

Розрахунок нафтовловлювачей слід робити аналогічно розрахунку горизонтальних відстійників з урахуванням кінетики спливання нафтових часток.

При відсутності даних по кінетиці спливання нафтових часток допускається приймати:

- гідравлічну крупність U_0 від $0,4 \text{ мм/с}$ (з кількістю уловленої нафти 70%) до $0,6 \text{ мм/с}$ (з кількістю уловленої нафти 60%);
- середню розрахункову швидкість V у проточній частині $3...6 \text{ м/с}$;
- глибину проточної частини $H = 2 \text{ м}$;
- відношення довжини до глибини від 15 до 20 ;
- ширину секції $B = 3...6 \text{ м}$;
- число секцій не менш 2 шт.;

- шар спливаючих нафтопродуктів 0,1 м;
- вологість осаду 95%, об'ємна вага 1,1 т/м³.

3.6 Гідроциклони

Для механічного очищення стічних вод від зважених речовин застосовують відкриті і напірні гідроциклони.

Відкриті гідроциклони необхідно застосовувати для виділення спливаючих і осідаючих грубодисперсних домішок гідравлічної крупності понад 0,2 мм/с і коагульованої суспензії.

Напірні гідроциклони варто застосовувати головним чином для виділення зі стічних вод грубодисперсних домішок, переважно мінерального походження.

3.6.1 Розрахунок відкритих гідроциклонів

Відкриті гідроциклони слід застосовувати трьох типів:

- гідроциклони без внутрішніх пристроїв для виділення зі стічних вод крупно- і дрібнодисперсних домішок гідравлічної крупності 5 мм/с і більш;

- гідроциклони з діафрагмою і конічною перегородкою при витраті стічних вод на один апарат до 200 м³/год. для очищення від крупно- і дрібнодисперсних домішок гідравлічної крупності 0,2 мм/с і більш, а також коагульованої суспензії і нафтопродуктів;

- багатоярусні циклони при витраті стічних вод на один апарат більш 200 м³/год. для виділення зі стічних вод крупно- і дрібнодисперсних домішок гідравлічної крупності 0,2 мм/с і більш, а також нафтопродуктів.

Для всіх типів відкритих гідроциклонів слід передбачати:

- видалення шламу механізованими підйомниками, чи гідроелеваторами під гідростатичним тиском води;

- затримка спливаючих домішок і нафтопродуктів кільцевим напівзануреним щитом перед водозливом на відстані не більш 50 мм;

- видалення спливаючих речовин лійкою, що занурюється.

Питоме гідравлічне навантаження $q_{\text{гц}}$, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$, для відкритих гідроциклонів визначають по формулі:

$$q_{\text{гц}} = 3,6 k_{\text{гц}} U_0, \quad (3.67)$$

де U_0 - гідравлічна крупність часток, які необхідно виділити для забезпечення необхідного ефекту, мм/с ;

$k_{\text{гц}}$ - коефіцієнт пропорційності, що залежить від типу гідроциклонів:

а) без внутрішніх пристроїв - 0,61;

б) з конічною діафрагмою і внутрішнім циліндром - 1,98;

в) багатоярусного з центральними випусками:

$$k_{\text{гц}} = 0,75 \cdot n_{\text{яп}} \cdot (D_{\text{гц}}^2 - d_p^2) / D_{\text{гц}}^2, \quad (3.68)$$

де $D_{\text{гц}}$ - діаметр гідроциклона, м;

d_p - діаметр окружності, на якій розташовуються розтруби випусків, м.

г) багатоярусного з периферійним добором проясненої води:

$$k_{\text{гц}} = 1,5 \cdot n_{\text{яп}} \cdot (D_{\text{гц}}^2 - d_d^2) / D_{\text{гц}}^2, \quad (3.69)$$

де d_d - діаметр отвору середньої діафрагми пари ярусів, м.

Продуктивність одного апарата (ярусу), $\text{м}^3/\text{год}$:

$$Q_{\text{гц}} = 0,785 q_{\text{гц}} D_{\text{гц}}^2. \quad (3.70)$$

Кількість гідроциклонів, шт.:

$$N = Q/Q_{\text{гц}}, \quad (3.71)$$

де Q - витрата стічної води, м³/год.

Для багатоярусних гідроциклонів загальна кількість ярусів:

$$n = Q/Q_{\text{гц}}. \quad (3.72)$$

Кількість гідроциклонів, шт.:

$$N = n / n_{\text{яр}}, \quad (3.73)$$

де $n_{\text{яр}}$ - кількість ярусів в одному гідроциклоні.

Далі визначають конструктивні параметри гідроциклонів по табл. 3.5.

3.6.2 Розрахунок напірних гідроциклонів

Розрахунок напірних гідроциклонів роблять виходячи з крупності затримуваних часток і їхньої щільності. Діаметр циклона визначають по таблицях 3.6, 3.7.

Основні розміри напірного гідроциклона визначають по конструктивним даним.

Тиск на вході в напірний гідроциклон:

- при одноступінчатих схемах 0,15...0,4 Мпа;
- при багатоступінчастих схемах 0,35/0,6 Мпа.

Таблиця 3.5 - Конструктивні параметри гідроциклонів

Конструктивний параметр	Од. вим.	Тип гідроциклона				
		Відкритий			багатоярусний	
		без внутр. вставок	с конічною діафрагмою	с конічною діафрагмою і внутр. цил.	с центр. впуск.	с переф добором
Діаметр апарата, $D_{ГЦ}$	м	2...10	2...6	2...6	2...6	2...6
Висота циліндричної частини, $H_{Ц}$	част-ка $D_{ГЦ}$	$D_{ГЦ}$	$D_{ГЦ}$	$D_{ГЦ}+0,5$	визначається по швидкості входу	
Кількість впусків, n	шт.	2	2	2	3	3
Кут коніч. частини, α	град	60	60	60	60	60
Кут конуса діафр. β	«	-	90	90	90...60	90...60
Діаметр центр. отвору у діафрагмі, d_d	част-ка $D_{ГЦ}$	-	0,5	0,5	0,6...1... 1,4 м	0,9...1... 1,4 0,6...1м
Діаметр внутр.цил., D_1	«	-	-	0,88	-	-
Висота внутр.цил., H_1	«	-	-	1	-	-
Висота водозл. стінки над діафр., H_2	м	-	0,5	0,5	0,5	0,5
Діаметр водозливної стінки, D_2	част-ка $D_{ГЦ}$	$D_{ГЦ}$	$D_{ГЦ}+0,2$	$D_{ГЦ}+0,2$	$D_{ГЦ}+0,2$	$D_{ГЦ}+0,2$
Диам. напівзанур. водокільцев. Перегородки, D_3	«	$D_{ГЦ}-0,2$	$D_{ГЦ}$	$D_{ГЦ}$	$D_{ГЦ}$	$D_{ГЦ}$
Висота ярусів, $h_{яр}$	м	-	-	-	0,1...0,25	0,1...0,2
Число ярусів, $n_{яр}$	шт.	-	-	-	3...20	4...20
Швидкість потоку на вході в апарат	м/с	0,3...0,5	0,3...0,5	0,3...0,5	0,3...0,4	0,3...0,4

Таблиця 3.6 - Діаметр напірного гідроциклона

Д _{гц} , мм	25	40	60	80	100	125	160	200	250	320	400	500
δ, мкм	8-25	10-30	15-35	18-40	20-50	25-60	30-70	35-85	40-110	45-150	50-170	55-200

Таблиця 3.7 - Діаметри напірних гідроциклонів

Д _{гц} , мм		50	75	250	350	500
Гідравлічна	ρ=2-3,5г/см ³	1-1,7	1,3-2,1	2,7-3,7	3,6-4,6	4,3-4,8
крупність, мм/с	ρ = 5 г/см ³	0,2-0,25	0,3-0,4	0,4-0,5	0,8-1,1	1,8-2

Число резервних апаратів:

- при очищенні стічних вод і ущільненні опадів не володіють абразивними властивостями - один при числі апаратів до 10, два - при числі до 15 і по одному на кожні 10 при числі робочих апаратів понад 15;

- при очищенні стічних вод і опадів з абразивною твердою фазою - 25% числа робочих апаратів.

Граничний діаметр затримуваних при заданому ефекті освітлення часток:

$$\delta = \sqrt{\frac{18\mu}{100(\rho_T - \rho_{ж}) \cdot g}}, \quad (3.74)$$

де μ - динамічна в'язкість води;

u - гранична гідравлічна крупність;

ρ_T - щільність затримуваних часток;

ρ_ж - щільність рідини.

По граничній крупності підбирається гідроциклон відповідного діаметра і характеристик.

Гранична крупність поділу, мкм:

$$\delta_{gp} = 2,7 \cdot 10^3 \frac{D_{гц}^{0,543} d_{вх}^{1,643} d_{сл}^{0,014} \mu^{0,5}}{d_{ш}^{0,572} H_{ц}^{0,507} H_{к}^{0,714} (\rho_{т} - \rho_{ж}) P_{вх}^{0,222}}, \quad (3.75)$$

де $D_{гц}$ - діаметр гідроциклона, мм;

$d_{вх}$, $d_{сл}$, $d_{ш}$ - діаметри відповідно вхідного, зливального і шламового патрубків, мм;

$H_{ц}$, $H_{к}$ - висота відповідно циліндричної і конічної частині гідроциклона, мм;

$P_{вх}$ - тиск живлення гідроциклона, МПа.

Продуктивність напірного гідроциклона обраних розмірів, м³/год:

$$Q_{гц} = 9,58 \cdot 10^3 d_{вх} d_{сл} \sqrt{g \Delta P}, \quad (3.76)$$

де ΔP - утрати тиску в гідроциклоні, МПа.

Число робочих гідроциклонів:

$$N = Q / Q_{гц}. \quad (3.77)$$

Утрати води з виділеним осадом, що видаляється через шламову насадку, л/с:

$$q_{шл} = 0,026 \frac{D_{гц}^{1,45} d_{вх}^{0,24} d_{шл}^{0,286} H_{ц}^{0,09}}{d_{сл}^{2,318} \alpha^{0,46} P_{вх}^{0,32}}, \quad (3.78)$$

де α - кут конусності нижньої частини, для гідроциклонів-освітлювачей - 5...15⁰,

для гідроциклонів-згущувачей - 20...45⁰.

3.7 Спорудження для глибокого очищення стічних вод

Спорудження призначені для більш глибокого очищення виробничих вод після механічного, хімічного чи фізико-хімічного очищення.

Як спорудження для глибокого очищення можуть бути застосовані фільтри з зернистим завантаженням різної конструкції: одношарові, двошарові, каркасно-засипні і з завантаженням, що плаває.

Розрахункові параметри фільтрів із зернистим завантаженням приведені в табл.3.8.

Як фільтруючий матеріал допускається використовувати кварцовий пісок, гравій, гранітний щебінь, гранульований доменний шлак, антрацит, керамзит, полімери, а також інші зернисті завантаження.

Сумарна площа фільтрів, м²:

$$F_{\phi} = Q / (T_{ст} V_{н} - n_{пр} q_{пр} t_{ін} - n_{ін} \tau_{пр} V_{н}), \quad (3.79)$$

де Q - продуктивність фільтра, м³/доб;

T_{ст} - тривалість роботи станції впродовж доби, год.;

V_н - розрахункова швидкість фільтрування при нормальному режимі, м/год.;

n_{ін} - число промивань одного фільтра в добу, рівне 2...3;

q_{ін} - питома витрата води на одне промивання, м³/(м²·год);

t_{ін} - час промивання, год.;

τ_{пр} - тривалість простою фільтра в зв'язку з промиванням, год.

Число фільтрів:

$$N = 0,5\sqrt{F_{\phi}}. \quad (3.80)$$

Загальна кількість фільтрів не менш чотирьох.

Площа одного фільтра:

$$F_1 = F_{\phi} / N. \quad (3.81)$$

Площа одного фільтра не більш 100-120 м².

Таблиця 3.8 - Розрахункові параметри фільтрів із зернистим завантаженням

Фільтр	Параметри фільтруючого завантаження				Висота шару, м	Швидкість фільтрування, м/год		Інтенсивність промивання, л/(м ² ·с)	Час промивки, хв	Ефект очищення, %	
	Матеріал	Розмір зерен, мм				норм.	форс.			БПК _П	Завислі речов.
		min	max	екв.							
Одношаровий мелкозернист. с подачею води зверху вниз	Кв.пісок	1,2	2	1,6	1,2-1,3	6-7	7-8	Повітря (18-20) Повітря (18-20) і вода (3-5) Вода (7)	2 10-12 6-8	50-60	60-75
	Підтримуючі шари	2	5	-	0,15-0,2						
		5	10	-	0,1-0,15						
		10	20	-	0,1-0,15						
	- гравій	20	40	-	0,2-0,25						
Одношаровий крупнозернист. с подачею води зверху вниз	Гранитн. щебінь	3	10	5,5	1,2	16	18	Повітря (16) Повітря (16) і вода (10) Вода (15)	3 4 3	35-40	45-50
Двошаровий с подачею води зверху вниз	Антрацит чи керамзит Пісок Підтрим. шар-гравій	1,2	2	-	0,4-0,5	7-8	9-10	Вода (14-16)	10-12	60-70	70-80
		0,7	1,6	-	0,6-0,7						
		2	5	-	0,15-0,25						
		5	10	-	0,1-0,15						
		10	20	-	0,1-0,15						
20	40	-	0,2-0,25								
Каркасно-засипний		0,8	1	-	0,9	10	15	Повітря (14-16) і вода (6-8) Вода (14-16)	5-7 3	70	70-80
		1	40	-	1,08						
		40	60	-	0,5						

Швидкість фільтрації у форсованому режимі:

$$V_{\phi} = V_n N / (N - N_p), \quad (3.82)$$

де N_p - число фільтрів, що знаходяться в ремонті, при числі фільтрів до 20 - один, при більшій кількості - два.

Далі розраховуємо розподільну систему фільтра.

Кількість промивної води, m^3/c , необхідної для одного фільтра:

$$Q_{\text{пр}} = F_1 \cdot q_{\text{пр}}. \quad (3.83)$$

Діаметр колектора розподільної системи визначають по швидкості води, що рекомендується, $V_{\text{кол}} = 0,8 \dots 1,2$ м/с.

Площа дна фільтра, m^2 , що приходить на одне відгалуження:

$$f_{\text{отв}} = (B - d_{\text{кол}}) \cdot m / 2, \quad (3.84)$$

де B - ширина фільтра, м;

$d_{\text{кол}}$ - зовнішній діаметр колектора, м;

m - відстань між осями відгалужень, $0,25 \dots 0,35$ м.

Витрата промивної води, m^3/c , через одне відгалуження:

$$q_{\text{отв}} = f_{\text{отв}} \cdot q_{\text{пр}}, \quad (3.85)$$

Діаметр труб відгалужень приймається для забезпечення швидкості руху води $V_{\text{отв}} = 1,6 \dots 2$ м/с.

Напір води на початку розподільної системи, м:

$$H_0 = 2,91 h_0 + 13,5 (V_{\text{кол}}^2 + V_{\text{отв}}^2) / 2g, \quad (3.86)$$

де h_0 - висота завантаження фільтра, м.

Загальна площа отворів:

$$\sum f_o = \frac{Q_p}{\mu_{\Pi} \sqrt{2gH_o}}, \quad (3.87)$$

де μ_{Π} - коефіцієнт витрати, для відгалужень - 0,62.

Загальна кількість отворів:

$$n_o = n_o = 4 \sum f_o / (\pi d_o^2), \quad (3.88)$$

де d_o - діаметр отвору, 0,10...0,12 м.

Загальне число відгалужень на кожному фільтрі:

$$n_{\text{отв}} = 2 \cdot L / m. \quad (3.89)$$

Число отворів, що приходяться на кожне відгалуження:

$$n_o' = n_o / n_{\text{отв}}. \quad (3.90)$$

Довжина кожного відгалуження, м:

$$l_{\text{отв}} = (B - d_{\text{кол}}) / 2. \quad (3.91)$$

Відстань між отворами, м:

$$l_o = l_{\text{отв}} / n_o'. \quad (3.92)$$

Далі проводиться розрахунок збірних жолобів. Кількість жолобів $n_{\text{ж}}$ вибирають виходячи з того, що відстань між ними не повинна перевищувати 2,2 м.

Відстань між жолобами, м:

$$L_{\text{ж}} = B / n_{\text{ж}}. \quad (3.93)$$

Витрата промивної води, що приходиться на один жолоб, м:

$$q_{\text{ж}} = Q_{\text{пр}} / n_{\text{ж}}. \quad (3.94)$$

Ширина жолоба, м:

$$B_{\text{ж}} = k_{\text{ж}} \sqrt[5]{q_{\text{ж}}^2 / (1,57 + a_{\text{ж}})^3}, \quad (3.95)$$

де $k_{\text{ж}}$ - коефіцієнт прийнятий рівним: для жолобів з напівкруглим перетином - 2; для п'ятикутних жолобів - 2,1;

$a_{\text{ж}}$ - відношення висоти прямокутної частини жолоба до половини його ширини, прийняте від 1 до 1,5.

Ухил лотків до збірного каналу - 0,01.

Відстань від поверхні завантаження до крайок жолобів:

$$H_{\text{ж}} = 0,3 + H_3 \cdot a_3 / 100, \quad (3.96)$$

де H_3 - висота фільтруючого шару, м;

a_3 - відносне розширення завантаження, прийняте по табл. 3.9.

Таблиця 3.9 - Відносне розширення завантаження при промиванні

Тип фільтра	Швидкі з одношаровим завантаженням діаметром, мм			Швидкі з двошаровим завантаженням
	0,7...0,8	0,8...1	1...1,2	
Відносне розширення, %	45	30	25	50

3.8 Ґрати

Розрахунок ґрат виробляється на максимальний приплив стічних вод. У складі очисних споруджень варто передбачати ґрати із прозорами не більш 16мм. Ґрати допускаються не передбачати у випадку подачі стічних вод на очисні спорудження насосами при установці перед насосами ґрат із прозорами не більш 16мм чи решіток-дробарок, при цьому довжина напірного трубопроводу не повинна

перевищувати 500 м. Механізоване очищення ґрат від сміття і транспортування їх до дробарок повинні бути передбачені при кількості сміття 0,1 м³/доб і більш. При меншій кількості сміття допускається установка ґрат з ручним очищенням.

Число прозорів ґрат:

$$n = \frac{q_{\max}}{b \cdot h_1 \cdot V_{CP}} \cdot k_3, \quad (3.97)$$

де q_{\max} – максимальна витрата стічних вод, м³/с;

b - ширина прозорів між стрижнями, 0,016 м;

h_1 – глибина води перед ґратами, 0,5...1...1,5м;

V_{CP} – середня швидкість у прозорах ґрат, що рекомендується приймати близько 1 м/с;

k_3 – коефіцієнт, що враховує стиснення прозорів граблями і затриманими забрудненнями, рівний 1,05.

Ширина ґрат, м:

$$B_p = S \cdot (n - 1) + b \cdot n, \quad (3.98)$$

де S - товщина стрижнів ґрати, 0,006...0,008м.

Кількість ґрат:

$$N = B_p / B_1. \quad (3.99)$$

де B_1 – ширина одних ґрат, м.

Перевіряємо швидкість води в прозорах ґрат, м/с:

$$V_p = \frac{q \cdot k_{\zeta}}{b \cdot h_1 \cdot n}. \quad (3.100)$$

Знаходимо довжину камери ґрати (конструктивно): $l_p = l_1 + l_2$, м.

Оцінка рівня води $Z_3 = Z_1 + h_1$, м.

Визначаємо оцінку рівня води в каналі після ґрат (по рис.3.1). Складемо рівняння Бернуллі для двох перетинів: I-I перед ґратами і II-II після ґрат щодо площини, що проходить по дну камери ґрати після ґрат:

$$Z_1 + \frac{P_1}{\gamma} + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} = Z_2 + \frac{P_2}{\gamma} + \frac{V_2^2}{2 \cdot g} + h_M, \quad (3.101)$$

де h_M – місцеві втрати напору, м:

$$h_M = p \cdot \zeta \cdot \frac{V^2}{2 \cdot g}, \quad (3.102)$$

де ζ - коефіцієнт місцевого опору;

V – швидкість руху води в камері перед ґратами, м/с;

g – прискорення вільного падіння;

p – коефіцієнт, що враховує збільшення втрат напору внаслідок засмічення ґрат, орієнтовно рекомендується приймати $p = 3$.

$$\zeta = \beta \cdot \left(\frac{S}{b} \right)^{\frac{4}{3}} \cdot \sin \alpha, \quad (3.103)$$

де β - коефіцієнт, рівний 2,42 для прямокутних і 1,72 для круглих стрижнів.

α - кут нахилу ґрат.

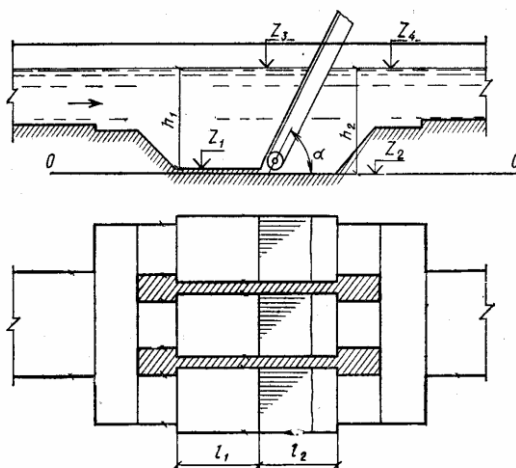


Рис.3.1 – Схема установки ґрат

4 ФІЗИКО-ХІМІЧНІ МЕТОДИ ОЧИЩЕННЯ ВОДИ

4.1 Реагентна обробка води

4.1.1 Нейтралізація

Стічні води, величина рН яких нижче 6,5 чи вище 8,5, підлягають нейтралізації. Нейтралізацію здійснюють змішанням кислих і лужних стічних вод, уведенням реагентів чи фільтруванням через нейтралізуючі матеріали.

4.1.2 Реагентна нейтралізація стічних вод

Дозу реагентів визначають з умови повної нейтралізації кислот чи лугів, що містяться в стічних водах, і виділення в осад з'єднань важких металів по рівняннях відповідних реакцій.

В якості реагентів для нейтралізації стічних вод, як правило, застосовують гідрооксид кальцію (гашене вапно) у виді 5% по активному оксиді кальцію вапняного молока чи відходи лугів (їдкого натру або калію).

Дозу реагентів також можна визначити по табл. 4.1, 4.2.

При нейтралізації кислих стоків, що містять солі важких металів, кількість реагенту:

$$G = k_3 Q (a + b_1 C_1 + b_2 C_2 + \dots + b_n C_n) 100/B, \quad (4.1)$$

де C_1, C_2, \dots, C_n - концентрація металів у стічних водах, кг/м^3 ;

b_1, b_2, \dots, b_n - кількість реагенту, для переводу металів в осад.

Таблиця 4.1 - Витрата реагентів для нейтралізації 100% кислот і лугів

Реагент	Кислота				Примітка
	сірчана	Соляна	азотна	оцтова	
Негашене вапно	0,56/1,79	0,77/1,3	0,46/2,2	0,47/2,15	Над рисою дано кількість луги, г на 1 г кислоти, під рисою-кислоти, г на 1 г луги
Гашене Вапно	0,76/1,32	1,01/0,92	0,59/1,7	0,62/1,62	
Кальцинована сода	1,08/0,93	1,45/0,69	0,84/1,19	0,88/1,14	
Каустична сода	0,82/1,22	1,1/0,91	0,64/1,57	0,67/1,5	
Аміак	0,35/2,88	0,47/2,12	0,27/3,71	-	

Таблиця 4.2 - Витрата реагентів, необхідна для видалення металів

Метал	Витрата реагентів, г/г			
	CaO	Ca(OH) ₂	Na ₂ CO ₃	NaOH
Цинк	0,85	1,13	1,6	1,22
Нікель	0,95	1,26	1,8	1,36
Мідь	0,88	1,16	1,66	1,26
Залізо	1	1,32	1,9	1,43
Свинець	0,27	0,36	0,51	0,38

Для утворення і виділення осаду застосовують камери реакції, реактори-нейтралізатори, відстійники чи освітлювачі зі зваженим осадом.

Час перебування води у відстійнику 2 год.

Кількість сухої речовини осаду, кг/м³:

$$M = \frac{100 - B}{B} (a + b) + d + (e_1 + e_2 - 2), \quad (4.2)$$

де d - кількість гідроксидів металів, що утворюються кг/м³;

e_1, e_2 - кількість сульфату кальцію, що утвориться при осадженні металів і нейтралізації кислоти, кг/м³.

Третій член у формулі не враховується, якщо його значення негативне.

Об'єм осаду, що утвориться при нейтралізації 1 м³ стічної води, %:

$$W_{oc} = \frac{10 \cdot M}{100 - \rho_{oc}}, \quad (4.3)$$

де ρ_{oc} - вологість осаду, %.

4.1.3 Вертикальний фільтр із нейтралізуючою завантаженням

Висота шару завантажувального матеріалу, см:

$$H = K_{з.м.} \cdot d^N \cdot (3 + 1gb) \cdot \sqrt{V}, \quad (4.4)$$

де $K_{з.м.}$ – коефіцієнт, що залежить від виду завантаження, для доломіту 0,62...1,47.

b – концентрація кислоти, г-екв/л;

V – швидкість фільтрації (звичайно 4-8 м/год), м/год;

$N=1,47$ – константа.

$d_{ФР}$ – розмір зерен завантаження.

Концентрація кислоти, г-екв/л:

$$b = a \cdot A, \quad (4.5)$$

де A – концентрація кислоти, г/л;

a – перекладний коефіцієнт, для сірчаної кислоти дорівнює 0,0204, соляної - 0,0277, азотної – 0,0159, оцтової - 0,0167.

Площа фільтрації, м²:

$$F = \frac{Q}{V'}, \quad (4.6)$$

де Q – витрата стічних вод, що нейтралізуються м³/с;

V' - швидкість фільтрації, м/с.

Витрата реагенту, т/сут:

$$M = \frac{m \cdot A \cdot Q}{1000}, \quad (4.7)$$

де m – коефіцієнт, що характеризує стехіометричне співвідношення.

Фактична витрата доломіту, т/доб:

$$M_{\phi} = 1,5 \cdot M. \quad (4.8)$$

Тривалість роботи фільтра без перезавантаження, доб:

$$t = \frac{W}{M_{\phi}}, \quad (4.9)$$

де W – маса завантаженого у фільтр нейтралізуючого матеріалу, т.

4.1.4 Коагуляція

Метод коагуляції застосовують для інтенсифікації процесів видалення зі стічних вод грубодисперсних, колоїдних і розчинених домішок у процесі фізико-хімічного і механічного очищення.

Як реагенти застосовують коагулянти (солі алюмінію чи заліза), вапно, флокулянти (водорозчинні органічні полімери неіоногенного, аніонного і катіонного типів). Вид і доза реагентів визначається в залежності від характеру забруднення,

необхідного ступеня їхнього видалення і т.п. Дозу коагулянту, мг/л, у розрахунку на Al_2SO_4 , $FeCl_3$, $Fe_2(SO_4)_3$ (по безводній речовині) орієнтовно можна прийняти по табл. 4.3.

Дозу флокулянта (на додаток до доз коагулянту) при введенні їх перед відстійниками чи освітлювачами зі зваженим осадом можна прийняти по табл. 4.4.

Таблиця 4.3 - Доза коагулянту

Вміст суспензії, мг/л	<100	100-200	200-400	400-600	600-800	800-1000	1000-1500
Доза безводного коагулянту, мг/л	25-35	30-40	35-45	45-50	50-60	60-70	70-80

Таблиця 4.4 - Доза флокулянта для обробки води

Вміст суспензії, мг/л	<10	10-100	100-500	500-1500
Частка безводного ПАА, мг/л	1-1,5	0,3-0,6	0,2-0,5	0,2-1

4.1.5 Реагентне господарство

Приготування розчину коагулянту роблять у розчинних баках, місткість яких, m^3 , визначають по формулі:

$$W_p = \frac{Q \cdot n \cdot D_k}{10000 \cdot b_p \cdot \gamma}, \quad (4.10)$$

де Q - витрата стічних вод, m^3 /год;

n - час, на яке заготовлюють розчин коагулянту, 10...12 год.;

D_k - доза коагулянту;

b - концентрація розчину коагулянту в розчинному баці: до 17% - для неочищеного; до 20% - для кускового; до 24% - для очищеного гранульованого;

γ - об'ємна маса розчину коагулянту, $\sim 1 \text{ т/м}^3$.

Кількість розчинних баків приймається з урахуванням обсягу постачань, способів доставки і розвантаження і повинна бути не менш трьох.

Місткість видаткових баків, м:

$$W = W_p \cdot b / b, \quad (4.11)$$

де b - концентрація розчину коагулянту у видаткових баках, до 12%.

Кількість видаткових баків не менш двох.

Розчинення коагулянту і розведення його до концентрованих розчинів може бути зроблено стисненим повітрям, механічним перемішуванням чи циркуляційним насосом.

Витрата стиснутого повітря в розчинних баках приймають рівним $8 \dots 10 \text{ л/(м}^2 \cdot \text{с)}$, у видаткових баках - $3 \dots 5 \text{ л/(м}^2 \cdot \text{с)}$. Швидкість виходу повітря зі спрямованих вниз отворів повинна складати $20 \dots 30 \text{ м/с}$, у трубах - $10 \dots 15 \text{ м/с}$.

Готування розчину з технічного поліакриламідру роблять у баках з механічними лопатевими мішалками. Обсяг видаткових баків для розчинів ПАА визначається виходячи з термінів збереження $0,7 \dots 1\%$ розчинів не більш 15 доб., $0,3 \dots 0,6\%$ розчинів - 7 доб. і $0,1 \dots 0,3\%$ розчинів - 2 доб.

З метою готування вапняного молока повинні бути запроектовані: пристрої для гасіння вапна, баки для готування вапняного молока.

Вапно гасять у вапногасилках, у які на 1 т товарного продукту подають $7 \dots 10 \text{ м}^3$ води. Характеристики вапногасильних апаратів приведені в табл. 4.5.

З вапногасильних апаратів вапняне молоко направляється в баки. Кількість баків не менш двох.

Таблиця 4.5 - Технічна характеристика вапногасильних апаратів

Показники	Тип установки						
	С-322 лопасна	Термоме- ханічна безпе- ревервна	ЮЗ бігун- кова	Фрезерні			
				«Микка» періо- дична	термо- меха- нічна	АЧ - 2	ФИС
Продуктивність, т/год	1	1	1,5-2	1-2	2	1,5-2	4-5
Потужність електродвигуна, кВт	4,5	2,8	6	2,8-4,5	4,5	7,8	7,8
Габаритні розміри, мм							
Довжина	1900	3500	2654	5500	6100	1520	1860
Ширина	1800	1800	3640	2600	1610	1118	1200
Висота	1590	1600	2850	3850	2850	1792	1290
Маса, кг	1250	2000	3935	5500	3450	630	532

Об'єм баків, м³:

$$W = \frac{Q \cdot n \cdot D_c}{10000 \cdot b_c \cdot \gamma}, \quad (4.12)$$

де Q - витрата стічних вод, м³/год;

n - час, на яке заготовлюють вапняне молоко, 6...12 год.;

D_и - доза вапна в перерахуванні на СаО, г/м³;

b_и - концентрація вапняного молока, не більш 5%;

γ - об'ємна маса вапняного молока, 1 т/м³.

Вапняне молоко в баках перемішують гідравлічним методом (за допомогою насосів), лопатевими мішалками і стисненим повітрям. Продуктивність насоса підбирається з розрахунком створення швидкості висхідного потоку в циліндричній частині не менш 5 мм/с, інтенсивність подачі повітря 8...10 л/(м²·с), швидкість обертання мішалки, з числом лопат не менш двох, - 40 об/хв.

Для збереження коагулянтів, вапна й інших реагентів необхідний склад, розрахований на 30-ти добовий запас. При мокрому збереженні коагулянту обсяг розчинних баків повинний складати 1,9...2,5 м³ на 1 т коагулянту. Концентрація

розчину коагулянту - 15...20%. При мокрому збереженні вапна у виді тіста 35...40% концентрації, обсяг ємностей-сховищ визначається з розрахунку 3...3,5 м³ на 1 т товарного вапна.

Площа складу для сухого збереження реагентів, м²:

$$F_{скл} = \frac{Q \cdot D \cdot T \cdot \alpha}{10000 \cdot P_c \cdot \gamma \cdot h}, \quad (4.13)$$

де Q - витрата води, м³/доб.;

D - розрахункова доза реагенту, г/м³;

T - тривалість збереження реагенту, доб.;

α - коефіцієнт для обліку додаткової площі, рівний 1,15;

γ - об'ємна маса реагенту, т/м³;

P_c - зміст коагулянту в сухому продукті;

h - припустима висота шару реагенту на складі, для коагулянту - 2 м, вапна - 1,5 м; при механізації складування допускається висота шару коагулянту до 3,5 м, вапна - до 2,5 м.

Дозування вапняного молока і коагулянтів у воду роблять насосами-дозаторами, ваговими дозаторами і т.п. Дані про насоси-дозатори приведені в таблиці 4.6.

Таблиця 4.6 - Характеристика насосів-дозаторів типу НД

Показники	Марка насоса-дозатора			
	НД-120/6	НД-400/6	НД-800/6И	НД-1200/6И
Продуктивність (номінальна), л/год	120	400	800	1200
Потужність електродвигуна, кВт	0,6	1	1	1,7
Габарити, мм:				
Довжина	680	840	874	875
Ширина	272	300	300	319
Висота	540	634	634	672
Маса, кг	78	108	115	135

Кількість насосів-дозаторів не менш двох.

Змішання реагентів з оброблюваною водою роблять у змішувачах гідравлічного типу (вихрових, перегородчатих). Число змішувачів не менш двох.

Перегородчаті змішувачі проектують у виді каналів з перегородками, що забезпечують вертикальний чи горизонтальний рух води з поворотами на 180° Число поворотів - 9...10.

Утрати напору на одному повороті, м:

$$h = \xi \cdot v^2 / 2g, \quad (4.14)$$

де ξ - коефіцієнт опору, рівний 2,9;

v - швидкість руху води в змішувачі, прийнята зменшеною від 0,7 до 0,5 м/с.

Вертикальний змішувач являє собою круглий чи квадратний резервуар з конічним днищем. Площа поперечного переріза верхньої частини змішувача, m^2 :

$$F_B = Q_1 / v, \quad (4.15)$$

де Q_1 - витрата води на один змішувач, до 0,33...0,42 m^3/c ;

v - швидкість висхідного руху води під водозбірним пристроєм, рівна 0,03...0,04 м/с.

Діаметр верхньої частини циліндричного змішувача, м:

$$D_u = \sqrt{4F_B / \pi}. \quad (4.16)$$

Висота конічної частини змішувача, м:

$$h = (D_{\Pi} - d_{\Pi}) / (2 \sin \alpha / 2), \quad (4.17)$$

де d_{Π} - діаметр трубопроводу, що подає, підбирається для забезпечення швидкості руху потоку в межах 1,2...1,5 м/с;

α - кут між похилими стінками нижньої частини, рівний $30...45^\circ$.

Об'єм конічної частини змішувача, м³:

$$V_K = \pi h (D_{\text{Ц}}^2 + d_{\text{П}}^2 + D_{\text{Ц}} \cdot d_{\text{П}}) / 12. \quad (4.18)$$

Обсяг змішувача, м³:

$$V_{\text{СМ}} = Q_1 \cdot t / 60, \quad (4.19)$$

де t - час змішання, 1,2...2 хв.

Обсяг верхньої частини змішувача, м³:

$$V_B = V_{\text{СМ}} - V_K. \quad (4.20)$$

Висота верхньої частини, що повинна знаходитися в межах 1...1,5 м:

$$h = V_B / F_B. \quad (4.21)$$

При квадратному в плані змішувачі зі стороною $B = \sqrt{F_B}$, висота нижньої пірамідальної частини, м:

$$h = (B - d_{\text{Ц}}) / (2 \sin \alpha/2). \quad (4.22)$$

А її об'єм, м³:

$$V_H = h (B^2 + d^2 + B \cdot d) / 3. \quad (4.23)$$

Збір води здійснюється у верхній частині змішувача периферійним лотком через затоплені отвори при швидкості руху води через отвір $v_{\text{ОТВ}} = 1$ м/с. Число отворів:

$$n_{\text{ОТВ}} = 4Q_1 / (\pi d_{\text{ОТВ}}^2 \cdot v_{\text{ОТВ}}). \quad (4.24)$$

Отвори рівномірно розподіляються по периметру. Швидкість руху води в периферійному лотку $V_{\text{Л}} = 0,6$ м/с, а ухил дна лотка $i = 0,02$.

4.1.6 Камери хлоп'єутворення

У камерах хлоп'єутворення застосовують механічне чи гідравлічне перемішування.

Камери хлоп'єутворення з лопатевими мішалками розраховуються на тривалість перебування води 20...30 хв, а швидкість руху води 0,15...0,2 м/с.

Вихрові камери хлоп'єутворення розраховуються аналогічно вертикальним змішувачам по наступним параметрах:

- кут між похилими стінками 50...70°;
- час перебування води в камері 10...15 хв;
- швидкість входу води в камеру 0,7...1,2 м/с;
- швидкість висхідного потоку на виході 3...5 мм/с;
- швидкість руху в збірних лотках, трубах і отворах 0,1 м/с.

Водоворотні камери хлоп'єутворення проектують, як правило, убудованими у відстійники. Площа перетину камери хлоп'єутворення, м²:

$$f_X = Q_1 \cdot t_X / (60 H_{K.X.}), \quad (4.25)$$

де Q_1 - витрата води на камеру хлоп'єутворення, м³/с;

t_X - час перебування води в камері, 15...20 хв;

$H_{K.X.}$ - висота камери хлоп'єутворення, 3,5...4 м.

Діаметр камери хлоп'єутворення, м:

$$d_{K.X.} = \sqrt{4f_{K.X.} / \pi}. \quad (4.26)$$

Воду в камеру подають із двох тангенціально розташованих сопів, що знаходяться на глибині 0,5м від поверхні води і на відстані $0,2d_{K.X.}$ від стінки.

Діаметр сопла, м:

$$d_C = 1,13 \sqrt{Q_1 / (\mu_C \cdot v_C)}, \quad (4.27)$$

де μ_3 - коефіцієнт витрати сопла, рівний 0,9...0,92;

v - швидкість виходу води із сопла, 2...3 м/с.

Діаметр трубопроводу, що підводить, приймають виходячи зі швидкості руху води 0,7...1,2 м/с. У нижній частині камери хлоп'єутворення встановлюються заспокійливі ґрати для гасіння обертального руху води.

4.1.7 Освітлювачі зі зваженим осадом

Розрахунок освітлювачей робиться за даними технологічних досліджень. При їхній відсутності параметри можна приймати по табл.4.7.

Таблиця 4.7 - Параметри для розрахунку освітлювача зі зваженим осадом

$C_H,$ г/м ³	$v,$ мм/с	Концентрація шламу, г/м ³ , при часі ущільнення, год			Коеф. розподілу води, k
		4	6	8	
100-400	0,6-1	21500	24000	25000	0,8-0,7
400-1000	0,8-1,1	25000	27000	29000	0,7-0,65
1000-2500	1-1,2	31000	33000	35000	0,64-0,6

Площа зони освітлення, м²:

$$F_{\text{осв}} = q \cdot k / 3,6v, \quad (4.28)$$

де q - витрата води, м³/год;

k - коефіцієнт розподілу води між зонами освітлення і відділення осаду;

v - розрахункова швидкість висхідного потоку в зоні освітлення, мм/с.

Площа зони відділення осаду, м²:

$$F_{\text{отд}} = q (1 - k) / 3,6v. \quad (4.29)$$

Загальна площа освітлювача, м²:

$$F = F_{\text{осв}} + F_{\text{отд}} \quad (4.30)$$

Кількість освітлювачів:

$$N = F / F_1, \quad (4.31)$$

де F_1 - площа одного освітлювача, не більш 100...150 м².

При кількості освітлювачів менше шести передбачають один резервний.

Розміри освітлювача в плані вибираються конструктивно.

Обсяг зони накопичення осаду, м³:

$$W_{\text{ос}} = \frac{t_n q (C_n - C_k)}{N C_{\text{шл}}}, \quad (4.27)$$

де t - час накопичення осаду, не менш бгод при відсутності згущувачів, і 2...3 години при наявності згущувачів;

C_n , C_k , $C_{\text{ш}}$ - відповідно початкова, кінцева концентрації суспензії і концентрація шламу, табл. 4.7.

Висота шаруючи зваженого осаду h_2 від 2 до 2,5 м. Низ вікон, що приймають осад, розташовують на 1...1,5 м вище переходу похилих стінок зони зваженого осаду освітлювача у вертикальні. Кут між похилими стінками нижньої частини зони зваженого осаду приймають 60...70°. Відстань між збірними лотками чи трубами в зоні освітлення не більш 3 м. Загальна висота освітлювача, м:

$$H_{\text{осв}} = h_1 + h_2 + h_3, \quad (4.28)$$

де h_1 - висота шару, де спостерігається перевищення розрахункової швидкості висхідного потоку, 0,5...1 м;

h_3 - висота зони освітлення, 2...2,5 м.

Площа вікон, що приймають осад, в одному освітлювачі, м²:

$$F_{\text{ок}} = q (1 - k) / (N v_{\text{ок}}), \quad (4.29)$$

де v_{OK} - швидкість води в вікнах, що приймають осад, 0,01...0,015 м/с.

Загальна довжина вікон з кожної сторони, м:

$$l_{OK} = F_{OK} / 2h_{OK}, \quad (4.30)$$

де h_{OK} - висота вікон, 0,3...0,5 м.

Збір проясненої води з осадеушлінювача здійснюється затопленими дірчастими трубами, розташованими не менш чим на 1,5 м вище верха вікон, що приймають осад. Діаметр труб для відводу проясненої води повинний забезпечувати швидкість руху води в них не більш 0,5 м/с, швидкість входу в отвори не менш 1,5 м/с, діаметр отворів 15...20 мм. Розподіл води здійснюється дірчастими трубами. Швидкість руху води в трубах 0,5...0,6 м/с, швидкість виходу води з отворів 1,5...2 м/с, діаметр отворів не менш 25 мм.

Утрати напору, м, у перфорованих розподільних і збірних трубах і жолобах для відводу води й осаду визначають по формулі:

$$h = \zeta \square v^2 / 2g. \quad (4.31)$$

Коефіцієнт гідравлічного опору:

- для розподільної труби з отворами:

$$\zeta \square = 1 + 2,2/k_{\Pi}^2; \quad (4.32)$$

- для збірної труби:

$$\zeta = 3,3 / k_{\Pi}^{1,8}; \quad (4.33)$$

- для збірної жолоба,

$$\zeta = 3 + 3,2/k_{\Pi}^{1,7}, \quad (4.34)$$

де k_{Π} - коефіцієнт перфорації - відношення сумарної площі отворів до площі поперечного переріза чи труби жолоби.

Утрати напору в шарі зваженого осаду 0,01...0,02 м.вод.ст. на 1 м його висоти.

4.2 Спорудження для іонообмінного очищення води

Іонообмінні установки варто застосовувати для глибокого очищення стічних вод від мінеральних і органічних іонізованих з'єднань і їхнього знесолення з метою повторного використання очищеної води у виробництві й утилізації коштовних компонентів.

Вода подавана на іонообмінне очищення не повинна містити: солей - понад 3000 мг/л; зважені речовини - понад 8 мг/л; ХПК не більш 8 мг/л.

Об'єм катіоніту в катіонитових фільтрах, м³:

$$W_K = \frac{24Q(\sum C_K^0 - \sum C_K^D)}{n_p E_p^K}, \quad (4.35)$$

де $\sum C_K^0$ - сумарна концентрація катіонів в оброблюваній воді, г-екв/м³;

$\sum C_K^D$ - припустима сумарна концентрація катіонів в очищеної воді, г-екв/м³.

n - число регенерацій кожного фільтра в добу, не більш двох;

E_p^K - робоча обмінна ємність катіоніту по найменш сорбуємому катіону, г-екв/м³;

Q - витрата стічних вод, м³/год.

$$E_p^K = \alpha_K \cdot E_n^{эс} - k_C \cdot q_{от} \sum C_K^{от}, \quad (4.36)$$

де α_K - коефіцієнт ефективності регенерації, прийнятий по табл.4.8;

E_n^K - повна обмінна ємність катіоніту, г-екв/м³;

$q_{от}$ - питома витрата води на відмивання катіоніта після регенерації, м³ на 1м³ катіоніта, прийнята рівною 3...4;

$k_{и}$ - коефіцієнт, що враховує тип іоніту, для катіоніту - 0,5;

$\sum C_K^{от}$ - сумарна концентрація катіонів в відмивній воді, г-екв/м³.

Площа катіонітових фільтрів, м²:

$$F_K = Q / V_{\phi}, \quad (4.37)$$

де V_{Φ} - швидкість фільтрування води, м/год, для фільтрів 1 ступіні визначається по табл. 4.9.

Таблиця 4.8- Коефіцієнт ефективності регенерації катіоніта

Питома витрата реагенту при регенерації, г/г-екв раб. обм. ємності	Коефіцієнт ефективності регенерації	
	при Н-катіонуванні	при Na- катіонуванні
50	0,68	-
100	0,85	0,62
150	0,91	0,74
200	0,92	0,81
250	-	0,86
300	-	0,9

Таблиця 4.9 - Швидкість фільтрування води

Загальний солевміст, мг-екв/л	до 5	5-15	15-20	понад 20
Швидкість фільтрування, м/год	20	15	10	8

Висота шаруючи катіоніта, м:

$$H_K = W_K / F_K. \quad (4.38)$$

Оптимальна висота шару повинна знаходитися в межах 2...3 м, при великому солевмісті до 4 м.

Кількість фільтрів:

$$N = F_K / F_{\Phi}, \quad (4.39)$$

де F_{Φ} - площа одного фільтра, м², по каталозі.

Катіонітових фільтрів 1 ступіні: робочих - не менш двох, резервних - один.

Втрати напору в напірних катіонітових фільтрах приймають по табл. 4.10.

Тривалість робочого циклу фільтра, год:

$$t_{\Phi} = \frac{W_K \cdot E_P^K - q_{OT} \cdot W_K \sum C_K^{OT} \cdot k_H}{Q(\sum C_K^O - \sum C_K^D)}. \quad (4.40)$$

Таблиця 4.10 - Втрати напору в катіонітових фільтрах

Швидкість фільтрації, м/год	Втрати напору у фільтрі, м, при розмірі зерен іоніту, мм			
	0,3...0,8		0,5...1,2	
	при висоті шару завантаження, м			
	2	2,5	4	2,5
5	5	5,5	4	4,5
10	5,5	6	5	5,5
15	6	6,5	5,5	6
20	6,5	7	6	6,5
25	9	10	7	7,5

Інтенсивність подачі води на розпушення $q_{ВЗ} = 3...4$ л/(м²·с), тривалість розпушення $t_{ВЗ} = 0,25$ год.

Витрата води на розпушення одного фільтра:

$$Q_{ВЗ} = q_{ВЗ} \cdot F_{\Phi} / t_{ВЗ}. \quad (4.41)$$

Регенерацію катіонітових фільтрів 1 ступіні роблять 7...10% розчинами кислот (соляний, сірчаною). Швидкість пропуску регенераційного розчину через шар катіоніта не повинна перевищувати $V_p = 2$ м/с. Відмивання катіоніта здійснюється зверху вниз зі швидкістю $V_{OT} = 6...8$ м/год.

Кількість води на відмивання, м³:

$$W_{OT} = q_{OT} \cdot W_K. \quad (4.42)$$

Час відмивання, год:

$$t_{OT} = W_{OT} / (F_{\Phi} \cdot V_{OT}). \quad (4.43)$$

Розрахунок водород-катіонітових фільтрів другої ступіні розраховують аналогічним образом, виходячи з концентрації іонів лужних металів і амонію.

Регенерацію катіонітових фільтрів другої ступіні роблять 7...10% розчином сірчаної кислоти. Питома витрата кислоти складе 2,5 мг-екв на 1 мг-екв робочої обмінної ємності катіоніта.

Обсяг аніоніту в аніонітових фільтра, м³:

$$W_{AH} = 24 \cdot Q (\sum C_A^O - \sum C_A^D) / (n_p \cdot E_p^A), \quad (4.44)$$

де $\sum C_A^O$ - сумарна концентрація аніонів в оброблюваній воді, мг-екв/л;

$\sum C_A^D$ - припустима сумарна концентрація аніонів в очищеній воді, мг-екв/л;

E_p^A - робоча обмінна ємність аніоніту, мг-екв/л:

$$E_p^A = \alpha_A E_{II}^A - k_{II} q_{OT} \sum C_A^{OT}, \quad (4.45)$$

де α_A - коефіцієнт ефективності регенерації аніоніту, для слабоосновних аніонітів - 0,9;

E_{II}^A - повна обмінна ємність аніоніту, мг-екв/л;

k_{II} - коефіцієнт, що враховує тип іоніту, для аніоніту - 0,8;

q_{OT} - питома витрата води на відмивання аніоніту, 3...4 м³ на м³ смоли;

$\sum C_A^{OT}$ - сумарна концентрація аніонів в відмивній воді, мг-екв/л.

Площа фільтрації, м²:

$$F_A = 24 Q / (n t_{\Phi} V_{\Phi}), \quad (4.46)$$

де n - число регенерацій у добу, не більш двох;

V_{Φ} - швидкість фільтрування води, рівна 8...20 м/год;

t_{Φ} - тривалість роботи фільтра між регенераціями, год:

$$t_{\Phi} = \frac{24}{n_p - (t_{\text{вз}} + t_p + t_{OT})}, \quad (4.47)$$

де $t_{\text{вз}}$ - тривалість розпушення аніоніту, рівна 0,25 год;

t_p - тривалість пропущення регенераційного розчину, виходячи з кількості розчину, що регенерує, і швидкості його пропущення;

$V_p = 1,5...2$ м/год; орієнтовно 1,5 год;

t_{OT} - тривалість відмивання аніоніту, виходячи з кількості промивної води і швидкості відмивання; орієнтовно $V_{OT} = 3...3,5$ год.

Висота шару аніоніту:

$$H_a = W_A / F_A. \quad (4.48)$$

Висота, що рекомендується, шару аніоніту 2...2,5 м.

Кількість аніонітових фільтрів:

$$N = F_A / F_\Phi, \quad (4.49)$$

де F_Φ - площа одного фільтра, по каталозі.

Тривалість пропущення регенераційного розчину:

$$t = W_P / (V_P \cdot F_\Phi), \quad (4.50)$$

де W_P - обсяг регенераційного розчину, m^3 .

Обсяг регенераційного розчину, m^3 :

$$W_P = 1 \cdot 10^{-4} \cdot E_P^A M \cdot q_P \cdot W_A / (C_P N), \quad (4.51)$$

де M - молекулярна маса реагенту, м;

q_P - питома витрата реагенту, 2,5...3 мг-екв на 1 мг-екв робочої об'ємної ємності;

C_P - концентрація розчину, що регенерує, 3...6%.

Регенерацію проводять розчинами їдкового натру, кальцинованої соди чи аміаку.

Витрата води на відмивання, m^3 :

$$W_{OT} = q_{OT} \cdot W_A / N. \quad (4.52)$$

Час відмивання, год:

$$t_{OT} = W_{OT} / (V_{OT} \cdot F_\Phi), \quad (4.53)$$

Час фільтрації, год:

$$t_{\phi} = \frac{24}{n_p - (t_{\text{вз}} + t_p + t_{\text{от}})}. \quad (4.54)$$

Фактична швидкість фільтрації, м/год:

$$V_{\phi} = 24 \cdot Q / (n_p \cdot t_{\phi} \cdot F_A), \quad (4.55)$$

Аніонітові фільтри другої ступіні завантажують сильноосновним аніоном.

Висота шару завантаження 1,5...2 м.

Розрахунок аніонітових фільтрів другої ступіні проводиться аналогічно фільтрам першої ступіні з урахуванням наступних параметрів:

- швидкість фільтрування 12...20 м/год;
- регенерація виробляється 6...8% розчином їдкого натру;
- швидкість пропущення регенераційного розчину 1...1,5 м/год;
- питома витрата реагенту 7...8 г-екв на 1 г-екв робочої обмінної ємності аніоніту.

Фільтри змішаної дії (ФСД) проектують після одно- і двоступінчастого іонування води для глибокого очищення і регулювання рН. Розрахунок виробляється на швидкість фільтрування 50 м/год. Регенерація катіоніта виробляється 7...10% розчином сірчаної кислоти, аніоніту - 6...8% розчином їдкого натру. Швидкість пропущення регенераційного розчину 1...1...1,5м/год.

4.3 Електродіалізні установки

Електродіалізні установки застосовують для очищення води із солевмістом 1,5...7 г/л, в окремих випадках до 15 г/л. Вода, подавана на електродіалізну установку, повинна містити суспензії не більш 1,5мг/л.

Число ступіней n установки визначається з вираження:

$$\alpha_c^n \cdot C_H \leq C_K, \quad (4.56)$$

де C_H - солеміст вихідної води, мг-екв/л;

C_K - солеміст очищеної води, мг-екв/л;

α_c^n - коефіцієнт граничного зниження солемісту.

$$\alpha_c = (100 - S_C) / 100, \quad (4.57)$$

де S_C - солезйом за один прохід води через апарат, по паспортним даним.

Кількість одночасно працюючих апаратів у кожній ступіні:

$$N = 26,8Q \cdot (C_{ВХ} - C_{ВЫХ}) / i F_M \cdot \eta \cdot n, \quad (4.58)$$

де Q - витрата стічних вод, м³/год;

$C_{ВХ}$, $C_{ВЫХ}$ - відповідно вхідна і вихідна концентрації діалізату в апараті кожної ступіні, мг-екв/л;

i - робоча щільність струму, А/м²;

F_M - робоча корисна площа кожної мембрани, по паспортним даним;

η - коефіцієнт виходу по струму, для апаратів з мембранами типу МА і МК, рівний 0,85;

n - кількість вічок в апараті.

Робоча щільність струму приймається рівної оптимальної, обумовленої по табл.4.11.

Таблица 4.11 - Оптимальна щільність струму при електродіалізі

Солеміст, г/л		15	7,5	2,5
Розрахункова щільність струму, А/см ²	для циркуляційних ЕДУ	0,007-0,0013	0,006-0,01	0,005-0,008
	для прямоточних ЕДУ	0,023-0,036	0,017-0,028	0,008-0,015

Розрахункові щільності струму по ступінях прямої установки:

$$\frac{i_1}{i_2} = \frac{i_2}{i_3} = \dots = \frac{1}{\alpha_c} \quad (4.59)$$

$$i_1 = i$$

Напруга на електродах електродіалітичних апаратів, В:

$$U = U_{\text{Э}} + n \cdot E_M + i \cdot F_M \cdot n \cdot r_{\text{яч}}, \quad (4.60)$$

де $U_{\text{Э}}$ - напруга на електродній системі, рівна 3...5 В;

E_M - мембранний потенціал з урахуванням концентраційної поляризації, В;

$r_{\text{яч}}$ - опір вічка, Ом.

Мембранний потенціал, В:

$$E_M = \varphi + \psi \lg(C_P/C_D), \quad (4.61)$$

де φ і ψ - коефіцієнти, прийняті по табл. 4.12;

C_P, C_D - розрахункові концентрації відповідно розсолу і діалізату, мг-екв/л.

Таблиця 4.12 – Значення коефіцієнтів φ і ψ

t, °C	1	5	10	15	18	20	25	30
φ	0,084	0,086	0,087	0,089	0,09	0,091	0,093	0,095
ψ	0,079	0,08	0,081	0,083	0,084	0,085	0,086	0,088

Розрахункова концентрація діалізату, мг-екв/л:

- для будь-якої ступіні прямої установки:

$$C_D = (C_{\text{ВХ}} - C_{\text{ВИХ}}) / 2,3 \lg(C_{\text{ВХ}}/C_{\text{ВИХ}}). \quad (4.62)$$

- для циркуляційної установки:

$$C_D = (C_H - C_K) / 2,3 \lg(C_H/C_K). \quad (4.63)$$

Розрахункова концентрація розсолу $C_P = (3...4...4)C_H$.

Опір вічка, Ом:

$$r_{яч} = \frac{1}{F_M} \left(\frac{d\delta}{G_D} + \frac{d\delta}{G_P} + 2\rho \right), \quad (4.64)$$

де ρ - середній питомий поверхневий опір мембран, Ом·см²;

δ - коефіцієнт збільшення омичного опору камери, в апаратах з сепараторами з вініпласту - 1,54; поліетилену - 1,48; полівінілхлориду - 1,32.

d - відстань між мембранами, см;

G_D, G_P - питомі електропровідності діалізату і розсолу.

Величина питомої електропровідності при $t=18^\circ\text{C}$, Ом⁻¹см⁻¹:

$$G_{18} = C^\beta / 8300, \quad (4.65)$$

де C - концентрація солей у діалізаті чи розсолі мг-екв/л;

β - коефіцієнт, що залежить від відношення вмісту сульфатів, мг-екв/л, до загальної кількості аніонів мг/л, прийнятий по табл. 4.13.

Таблиця 4.13 – Значення коефіцієнту β

$[\text{SO}_4^{2-}] / \Sigma A$	0,2	0,2-0,4	0,4-0,6	0,6-0,8	0,8-1
β	0,94-0,92	0,82-0,895	0,895-0,87	0,87-0,84	0,84-0,81

Питома електропровідність діалізату чи розсолу при температурі t , Ом⁻¹см⁻¹:

$$G_t = G_{18} [1 + 0,02(t - 18)], \quad (4.66)$$

5 ОБРОБКА ОСАДІВ СТИЧНИХ ВОД

Обробка опадів при очищенні стічних вод металургійних підприємств може містити в собі кілька стадій, основними з яких є ущільнення осаду і його механічне зневоднювання.

Ущільнення виробляється, в основному, двома способами - гравітаційним і відцентрованим. При гравітаційному ущільненні процес йде в ущільнювачах, що представляють собою радіальний відстійник із пристроєм, що перемішує. Розрахунок ущільнювача ведеться на 3...24 години, в залежності від типу і властивостей осаду. Вологість ущільненого осаду складає 97...85%.

Процес ущільнення опадів, особливо при вмісті в них великих фракцій, може проводитися в гідроциклонах. При вихідній концентрації шламу 5...25 г/л, концентрація суспензії в ущільненому осаді виходить порядку 100 г/л.

Механічне зневоднювання застосовується для зниження вологості опадів до величини, при якій забезпечуються оптимальні умови транспортування, чи утилізації знешкодження осаду. Зневоднювання металургійних шламів переважно здійснюється на вакуум-фільтрах, фільтр-пресах і центрифугах.

5.1 Механічне зневоднювання осадів

Кількість фільтрів визначають по формулі:

$$N = G_{\text{сух}} / (q_{\text{ос}} \cdot F_{\text{ф}}), \quad (5.1)$$

де $G_{\text{сух}}$ - витрата осаду по сухій речовині, кг/год;

$q_{\text{ос}}$ - продуктивність чи фільтра фільтр-преса для даного типу осаду, кг/(м²·ч);

$F_{\text{ф}}$ - площа фільтрування одного апарата по каталозі, м².

Кількість резервних фільтрів приймають при числі робітників до трьох - один; при чотирьох і більш - два. Застосування реагентів для обробки опадів визначається в кожному конкретному випадку. Промивання тканини роблять 8...10% розчином інгібірованої соляної кислоти. У процесі вакуум-фільтрування підтримується розрідження 40...65 КПа, при питомій витраті повітря 0,5 м³/(м²·хв). Тиск повітря на отдувку осаду 20...30КПа, питома витрата - 0,1 м³/(м²·хв). У фільтр-пресах витрата повітря для просушки осаду складає 0,2 м³/(м²·хв) при тиску більш 0,6 МПа, витрата промивної води - 4 л/(м²·хв) при тиску більш 0,3 МПа.

5.2 Гравітаційне згушення осадів

При технологічному розрахунку і виборі згущувачів заданими величинами є:

G_T – продуктивність по твердому (т/год); відношення Ж:Т в вихідній пульпі R_H й у згущеному продукті R_K ;

δ - щільність твердої фази пульпи (т/м³);

Δ – щільність рідкої фази (т/м³).

Питома площа згушення і продуктивність згущувача приймають за даними, отриманими при згущенні аналогічного продукту в промислових умовах. Якщо таких даних немає, то попередньо експериментально визначають швидкість V (м/год) осадження твердої фази пульпи з відношенням Ж:Т, що знаходиться в межах від R_H до R_K .

Питому площу згушення $S_{уд}$ (м²·год/т) визначають по формулі:

$$S_{уд} = \frac{R_H - R_K}{V \cdot \Delta}. \quad (5.2)$$

Загальна площа згушення S (м²) складе:

$$S = G_T \cdot S_{уд}. \quad (5.3)$$

Тип згущувача вибирають по табл.5.1.

Таблиця 5.1 – Характеристика згущувачів

Марка згущувача	Діаметр чана, м	Глибина чана в центрі, м	Площа згущення, м ²	Потужність електродвигуна, кВт
Ц1-2,5	2,5	1,5	5	0,8
Ц-4	4	2,5	12	1,1
Ц-6	6	2,5	28	2,2
Ц-9	9	3	60	3
Ц-12	12	3	110	3
Ц-15	15	3	175	4
Ц-18	18	3,6	250	4
Ц-25	25	4	500	1,9x2
Ц-30	30	4	700	3,3x2
Ц-50	50	5	1950	5,5x2
Ц-70	70	6,5	3850	17
Ц-100	100	7,5	7850	22
П-18	18	3,6	250	3
П-25	25	3,6	500	7,1; 8,3; 10,5
П-30	30	3,6	700	7,1; 8,3; 10,5
П-40	40	4	1250	8,5
П-50	50	4	1960	11; 14

6 БІОЛОГІЧНЕ ОЧИЩЕННЯ СТІЧНИХ ВОД

Аеротенки, що діють за принципом витискувачів, варто застосовувати при відсутності залпових надходжень токсичних речовин, а також на другій ступіні двоступінчастих схем.

Регенерацію активного мулу необхідно передбачати при $BPK_{\text{полн}}$ води, що надходить в аеротенки води понад 150 мг/л, а також при наявності у воді шкідливих виробничих домішок.

Витрата циркулюючого активного мулу при розрахунку місткості аеротенків без регенераторів і вторинних відстійників не враховується.

Аеротенки застосовують для повного і неповного біологічного очищення стічних вод для будь-якої витрати очисної станції. Ємність аеротенка визначають по середньогодинному припливу протягом доби, якщо загальний коефіцієнт нерівномірності припливу стічних вод на очисну станцію не перевищує 1,25 і при великих значеннях коефіцієнта нерівномірності.

Тривалість аерації в аеротенках-змішувачах, год:

$$t = \frac{L_a - L_t}{a \cdot (1 - S) \cdot \rho}, \quad (6.1)$$

де L_a - БПК_{полн} надходить в аеротенк стічної води (з обліком зниження БПК при первинному відстоюванні), мг/л;

L_t - БПК_{полн} очищеної води, мг/л;

a_i - доза мулу, г/л, (в аеротенках-змішувачах без регенерації – 3 г/л, з регенерацією – 2...4,5г/л);

S - зольність мулу, прийнята по табл. 6.1;

ρ - питома швидкість окислювання, мг БПК_{полн} на 1 м беззольної речовини мулу в 1 год, обумовлена по формулі:

$$\rho = \rho_{\max} \frac{L_t C}{L_t C + K_t C + K_o L_t} \left(\frac{1}{1 + \varphi \cdot a} \right), \quad (6.2)$$

де ρ_{\max} - максимальна швидкість окислювання, мг/(м·год), прийнята по табл.6.1;

C - концентрація розчиненого кисню, мг/л;

K_t - константа, що характеризує властивості органічних забруднюючих речовин, мг БПК_{полн}/л, і прийнята по табл. 6.1;

K_o - константа, що характеризує вплив кисню, мг O_2 /л, і прийнята по табл.6.1;

φ - коефіцієнт інгібування продуктами розпаду активного мулу, л/г, прийнятий по табл. 6.1.

Таблиця 6.1

Води	ρ_{max} , МГ БПК _{ПОЛН} / (Г·Ч)	K_t , МГ БПК _{ПОЛН} /Л	K_O , МГ O ₂ /Л	φ , Л/Г	s
Міські	85	33	0,625	0,07	0,3
Виробничі:					
1) нафтопереробних заводів:					
І система	33	3	1,81	0,17	-
ІІ система	59	24	1,66	0,158	-
2) азотної промисловості	140	6	2,4	1,11	-
3) заводів синтетичного каучуку	80	30	0,6	0,06	0,15
4) целюлозно-паперової промисловості:					
Сульфатно-целюлозне виробництво	650	100	1,5	2	0,16
Сульфітно-целюлозне виробництво	700	90	1,6	2	0,17
5) заводів штучного волокна (віскози)	90	35	0,7	0,27	-
6) фабрик первинної обробки вовни:					
І ступінь	32	156	-	0,23	-
ІІ ступінь	6	33	-	0,2	-
7) дріжджових заводів	232	90	1,66	0,16	0,35
8) заводів органічного синтезу	83	200	1,7	0,27	-
9) мікробіологічної промисловості:					
Виробництво лізіна	280	28	1,67	0,17	0,15
біовита і вітаміцина	1720	167	1,5	0,98	0,12
10) свиновідкормлюючих комплексів:					
І ступінь	454	55	1,65	0,176	0,25
ІІ ступінь	15	72	1,68	0,171	0,3

Період аерації в аеротенках-витискачах, год:

$$t = \frac{1 + \varphi \cdot a}{\rho_{\max} C \cdot a(1 - S)} \left[(C + K_o)(L_a - L_t) + K_t C \cdot \ln \frac{L_a}{L_t} \right] K_p, \quad (6.3)$$

де K_p - коефіцієнт, що враховує вплив подовжнього перемішування: $K_p=1,5$ при біологічному очищенні до $L_a = 15$ мг/л; $K_p=1,25$ при $L_a > 30$ мг/л.

Об'єм аеротенка, м³:

$$W = Q_{cp.u} \cdot t, \quad (6.4)$$

чи

$$W = Q_{\max} \cdot t. \quad (6.5)$$

Приріст мулу в аеротенках усіх типів, мг/л:

$$P_p = 0,8 \cdot B + 0,3 \cdot L_a, \quad (6.6)$$

де B – кількість зважених речовин у стічній воді, що надходить в аеротенк, мг/л;

L_a – БПК_{повн} вихідної води, мг/л.

Регенерація активного мулу передбачається при БПК_{повн}, що надходить в аеротенк стічної води більш 150 мг/л. При розрахунку аеротенків з регенераторами, визначається тривалість аерації суміші стічної води і циркулюючого мулу у власне аеротенку t_a^0 , год:

$$t_a^0 = \frac{2,5}{\sqrt{a_{aep}}} \cdot \lg \frac{L_a}{L_t}, \quad (6.7)$$

a_{aep} – доза мулу в аеротенку.

При температурі стічної води T , відмінної від 15°C, час аерації:

$$t_a = t_a^0 \cdot \frac{15}{T} \quad (6.8)$$

Частка циркулюючого мулу від розрахункового припливу стічної води:

$$R = \frac{a}{\frac{1000}{J} - a} \quad (6.9)$$

де J – муловий індекс, прийнятий по табл. 6.2

Таблиця 6.2 – Значення мулового індексу

Води	Муловий індекс J, см ³ /м, при навантаженні на мул q мг/(м·доб)					
	100	200	300	400	500	600
Міські	130	100	70	80	95	130
Виробничі:						
1) нафтопереробних заводів	-	120	70	80	120	160
2) заводів синтетичного каучуку	-	100	40	70	100	130
3) комбінатів штучного волокна	-	300	200	250	280	400
4) целюлозно-паперових комбінатів	-	220	150	170	200	220
5) хімкомбінатів азотної промисловості	-	90	60	75	90	120

Навантаження на 1м беззольної речовини мулу в добу, мг/(м·доб.):

$$q = \frac{24(L_a - L_t)}{a(1 - S)t} \quad (6.10)$$

Тривалість окислювання знятих забруднень, год:

$$t_0^0 = \frac{L_a - L_t}{R \cdot a_{\delta} \cdot (1 - S) \cdot \rho} \quad (6.11)$$

де a_p – доза в регенераторі

$$a = [1/(2R) + 1] \cdot a, \quad (6.12)$$

з урахуванням температури

$$t_0 = t_0^0 \cdot \frac{15}{T}. \quad (6.13)$$

Тривалість необхідної регенерації циркулюючого мулу:

$$t_p = t_0 - t_a. \quad (6.14)$$

Об'єм власне аеротенка, m^3 :

$$W = t_a \cdot (1 + \alpha) \cdot Q, \quad (6.15)$$

де Q – витрата стічних вод, $m^3/год.$

Обсяг регенератора, m^3 :

$$W_p = t_p \cdot \alpha \cdot Q. \quad (6.16)$$

Загальний обсяг аеротенка з регенератором, m^3 :

$$W_{обц} = W_a + W_p. \quad (6.17)$$

Відсоток регенерації:

$$m = \frac{W_p}{W_a} \cdot 100\%. \quad (6.18)$$

Середня доза мулу в системі, $г/л$:

$$a_{cp} = \frac{a_{aэp} \cdot W_a + a_p \cdot W_p}{W_{обц}}. \quad (6.19)$$

Розрахункова тривалість обробки води, год:

$$t = t_a \cdot (1 + \alpha) + t_p \cdot \alpha. \quad (6.20)$$

Розрахункову тривалість обробки води перевіряють по формулі (6.1), при цьому $a = a_{\text{ср}}$.

Питома витрата повітря, м³/ м³:

$$D = \frac{Z \cdot (L_a - L_t)}{K_1 \cdot K_2 \cdot n_1 \cdot n_2 \cdot (C_p - C)}, \quad (6.21)$$

де Z - питома витрата кисню повітря, мг на 1 мг знятої БПК_{полн}, прийнятий при очищенні до БПК_{полн} = 15-20 мг/л - 1,1, при очищенні до БПК_{полн} понад 20 мг/л - 0,9;

K_1 - коефіцієнт, що враховує тип аератора і приймає для дрібнопузирчатої аерації в залежності від співвідношення площ зони, що аерується й аеротенка f_z/f_a по табл. 6.3; для середнепузирчатої і низьконапірної $K_1 = 0,75$;

K_2 - коефіцієнт, залежний від глибини занурення аераторів h_a і прийнятий по табл. 6.4;

n_1 - коефіцієнт, що враховує температуру стічних вод, якому варто визначати по формулі:

$$n_1 = 1 + 0,02 (T_{\text{ср}} - 20), \quad (6.22)$$

$T_{\text{ср}}$ - середня температура стічних вод за літній період, °С;

n_2 - коефіцієнт якості води, прийнятий для міських стічних вод 0,85; при наявності СПАР приймається в залежності від величини f_z/f_a по табл. 6.5, для виробничих стічних вод - по досвідченим даним, при їхній відсутності допускається приймати $n_2 = 0,7$;

C_p - розчинність кисню повітря у воді, мг/л, обумовлена по формулі:

$$C_p = C_T \cdot \frac{10,3 + h/2}{10,3}, \quad (6.23)$$

Ст – розчинність кисню повітря у воді в залежності від температури і тиску, мг/л;

h - глибина занурення аератора, м;

C – середня концентрація кисню в аеротенку, мг/л, приймається рівної 2мг/л.

Таблиця 6.3

f_z/f_a	0,05	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,75	1
K_1	1,34	1,47	1,68	1,89	1,94	2	2,13	2,3
$J_{a \max},$ $M^3/(M^2 \cdot \text{ГОД})$	5	10	20	30	40	50	75	100

Таблиця 6.4

$h_a, \text{ м}$	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1	3	4	5	6
K_2	0,4	0,46	0,6	0,8	0,9	1	2,08	2,52	2,92	3,3
$J_{a \min},$ $M^3/(M^2 \cdot \text{ГОД})$	48	42	38	32	28	24	4	3,5	3	2,5

Таблиця 6.5

f_z/f_a	0,05	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,75	1
n_2	0,59	0,59	0,64	0,66	0,72	0,77	0,88	0,99

Годинна витрата повітря, $M^3/\text{ГОД}$:

$$V_q = D \cdot Q_q. \quad (6.24)$$

Інтенсивність аерації $M^3/M^2 \cdot \text{ГОД}$:

$$I = \frac{D \cdot H}{t}. \quad (6.25)$$

Кількість пластин:

$$N_{II} = \frac{V_c \cdot 1000}{d \cdot 60}. \quad (6.26)$$

де d - питома витрата повітря через одну пластину складає 80-120 л/хв.

Для розподілу пластин по площі аеротенка необхідно задатися кількістю секцій і розмірами аеротенка.

Об'єм однієї секції, m^3 :

$$W_1 = \frac{W_{обц}}{N}. \quad (6.28)$$

де N – число секцій.

Площа однієї секції, m^2 :

$$F_1 = \frac{W_1}{H}. \quad (6.29)$$

де H - глибина аеротенка, м.

Відношення ширини коридору B до робочої глибини рекомендується приймати від 1:1 до 1:2.

Довжина аеротенка, м:

$$L_{АЭР} = \frac{F_1}{B}. \quad (6.30)$$

Довжина аеротенка не повинна бути менш 10Н з умов якості очищення, і не більше 150 м по конструктивних розуміннях.

Кількість фільтросних пластин, що приходяться на одну секцію:

$$N_1 = \frac{N_{II}}{N}. \quad (6.31)$$

7. СКЛАДАННЯ ВИСОТНОЇ СХЕМИ ОЧИСНИХ СПОРУДЖЕНЬ І ПІДБІР НАСОСНОГО УСТАТКУВАННЯ

Висотна схема очисних споруджень складається з урахуванням рельєфу місцевості і втрат напору в самих спорудженнях, сполучних комунікаціях, запірній арматурі і вимірювальних пристроях.

Величини перепадів рівнів води в спорудженнях і сполучних комунікаціях повинні визначатися розрахунками. Орієнтовно втрати напору можна приймати:

а) у спорудженнях:

- у змішувачі	0,4...0,9 м;
- у камері хлоп'єутворення	0,4...0,5 м;
- у відстійниках	0,6...0,7 м;
- у освітлювачах зі зваженим осадом	0,7...0,8 м;
- у фільтрах	3,0...3,5 м;

б) у сполучних комунікаціях:

- від змішувачів до відстійників	0,3...0,5 м;
- від змішувачів до освітлювачів зі зваженим осадом	0,5 м;
- від відстійників до фільтра	0,5...1,0 м;
- від фільтрів до збірних резервуарів	1,0 м.

Продуктивність і марку робочих насосів забрудненої чи очищеної води необхідно визначати виходячи з розрахункового припливу води і необхідного напору для забезпечення подачі води на очищення чи до споживачів. Необхідний напір насосів проясненої води визначається виходячи з втрат по довжині і місцевих втратах у трубопроводах від насосної станції до споживача.

Кількість резервних насосів вибирають по табл. 7.1.

Прийомний резервуар насосної станції розраховують на 10%-вий вартовий приплив води. Насоси встановлюються під затокою, або передбачають установку вакуум-насосів. Трубопроводи укладають над поверхнею підлоги. До кожного насоса передбачається окрема усмоктувальна труба.

Таблиця 7.1 - Число насосів для перекачування виробничих стічних вод

Категорія стічних вод					
кислі		лужні і солевмісні		с абразивними домішками	
робочих	резервних	робочих	резервних	робочих	резервних
1	1	1	1	1	2
2	2	2	1	більш 2	2
3	2	3 і більш	2		
4	3				
5 і більш	не менш 50%				

Швидкість руху води в усмоктувальних трубопроводах 0,7...1,5 м/с, у напірних - 1...2,5 м/с. Число напірних трубопроводів від насосних станцій - не менш 2, розрахованих на пропуск 100% кількості стічних вод по кожному.

При визначенні розмірів машинного залу в плані мінімальну ширину проходів між виступаючими частинами насосів, трубопроводу і двигунів приймають:

- між агрегатами з електродвигунами до 1000 В - 1 м, більш 1000 В - 1,2 м;
- між агрегатами і стіною - 1 м;
- перед розподільним щитом - 2 м;
- між рухливими виступаючими частинами устаткування - 0,7 м.

У насосних станціях передбачають монтажну площадку, розміри якої повинні забезпечувати прохід шириною не менш 0,7м навколо встановленого на ній устаткування. Висоту підземної частини машинного залу (від рівня монтажної площадки до низу балок перекриття) приймають у залежності від транспортних засобів, висоти агрегату, довжини строп (0,5...1м), відстані від монтажної площадки до агрегату не більш 0,3 м.

Для переміщення вантажів установлюється підйомно-транспортне устаткування:

- при вазі до 1т - нерухомі балки чи кран-балки підвісні ручні;
- при вазі до 5т - кран-балки підвісні ручні;
- при вазі більш 5т - крани мостові ручні.

У будинку повинні бути передбачені побутові і допоміжні приміщення, кількість і площа яких приймаються згідно СНіП.

8 ЛАБОРАТОРНІ РОБОТИ

8.1 Лабораторна робота №1 – «Кінетика відстоювання суспензії»

Мета роботи: визначити гідравлічну крупність суспензії.

8.1.1 Короткі теоретичні відомості

Відстоювання води для виділення з неї нерозчинених механічних домішок, що осідають або спливають, (зважених речовин, емульсірованих масел, нафти та її продуктів і т.п.) є одним з найбільш поширених у практиці способів поділу суспензій. Відстоювання проводиться в горизонтальних, вертикальних, радіальних або комбінованих відстійниках. Наведена класифікація відображає основний напрямок руху потоку води в цих спорудах.

Основним вихідним параметром при технологічному розрахунку відстійників всіх типів є швидкість осадження зважених часток (гідравлічна крупність), для виділення яких призначений відстійник. Швидкість осадження залежить, в свою чергу, від цілого ряду чинників – від розміру частки і її форми; від щільності частинки і щільності води, в якій відбувається осадження; від в'язкості води; від швидкості і напрямку потоку води у відстійнику та ін.

Умови осадження частинок нерозчинених домішок описуються рівнянням Релея:

$$F = \eta u_0^2 d^2 \rho \quad (8.1)$$

де F – опір, випробовуване часткою при її русі;

η – коефіцієнт опору;

u_0 – швидкість осадження;

d – діаметр кулі, рівновеликого за обсягом частинки, що осідає;

ρ – густина частинки.

Рівняння (8.1) може бути записано у вигляді:

$$F = Re^2 \mu^2 / \rho, \quad (8.2)$$

де Re – число Рейнольдса щодо частинки, що осідає:

$$Re = u_0 d \rho / \mu, \quad (8.3)$$

де μ – коефіцієнт в'язкості води.

Співвідношення між масою рівномірно падаючої частинки у воді і випробовуваним нею при цьому опором руху постійно. Для частинки у вигляді кулі це може бути виражено рівнянням Стокса:

$$\frac{\pi d^3}{6} (\rho_1 - \rho) g = 3 \pi d u_0 \mu, \quad (8.4)$$

або рівнянням Ньютона – Ріттенгера:

$$\frac{\pi d^3}{6} (\rho_1 - \rho) g = \eta d^2 u_0^2 \rho, \quad (8.5)$$

де ρ_1 і ρ – густина відповідно частинки і води.

Осадження частинок у воді при ламінарному і турбулентному режимах їх переміщень відбувається з різними швидкостями, що необхідно враховувати при технологічних розрахунках відстійних споруд.

Вихідну швидкість осадження частинок u_0 , які потрібно виділити зі стічної води, приймають за даними седиментаційного її аналізу і по необхідного ступеня очищення. Величину u_0 визначають теоретично чи експериментально.

У першому випадку користуються будь-якої з наявних для цього формул, але зазвичай формулою Стокса:

$$u_0 = \frac{gd^2}{18\mu}(\rho_1 - \rho). \quad (8.6)$$

Формула Стокса відповідає умовам ламінарного режиму осадження, які і створюють у більшості випадків відстоювання стічних вод, що містять частинки діаметром менше 1 мм. Для експериментального визначення швидкості осадження вивчають кінетику відстоювання суспензії.

8.1.2 Устаткування та приладдя

Для виконання роботи необхідні: 5 літрових циліндрів висотою від 300 мм до 400 мм, мішалка для перемішування води, піпетка для відбору проб шламової води, паперові фільтри діаметром 100-150 мм, 5 воронок діаметром 150 мм, 5 колб для розміщення воронок, секундомір, сушильну шафу, лінійка з поділками в мм, аналітичні ваги.

8.1.3 Порядок виконання лабораторної роботи

1. 5 циліндрів наповнюються шламовою водою, що досліджується, і з допомогою мішалок протягом 1 хвилини вода інтенсивно перемішується.

2. Вода в першому циліндрі використовується для визначення початкового вмісту в ній завислих речовин без відстоювання. Решта 4 циліндри встановлюються для відстоювання.

3. Після закінчення визначених заздалегідь намічених проміжків часу (від 1 до 50 хв) піпеткою проводиться відсмоктування шламової води з циліндрів. Проби відбираються в середині досліджуваного об'єму по висоті h . Глибина пробовідбору заміряється лінійкою.

4. Відібрані проби фільтруються через заздалегідь підготовлені (тобто просушені в сушильній шафі при температурі 105°C до постійної ваги, охолоджені і зважені) беззольні фільтри середньої щільності (біла стрічка). Після фільтрування фільтри знову сушаться, охолоджуються і зважуються.

5. Знаючи масу фільтрів до і після дослідження (фільтрування), обсяг профільтрованої шламової води, визначається кількістю зважених у воді речовин за формулою:

$$K = \frac{(M_2 - M_1)}{V} \quad (8.7)$$

Отримані дані заносяться у таблицю спостережень.

6. Кількість суспензії, що випала, обчислюється як різниця між кількістю завислих речовин у вихідній воді і кількістю зважених речовин після відстоювання.

7. Гідравлічна крупність визначається по формулі як швидкість, з якою випадають частки, що становлять той чи інший відсоток суспензії.

8. Всі отримані дані заносяться у таблицю спостережень і по них будуються графіки:

а) тривалості відстоювання – % суспензії, що випала, від початкового її вмісту (рис.8.1);

б) гідравлічної крупності – % суспензії від початкового її вмісту (рис. 8.2).

8.1.4 Зміст звіту

У звіті повинно бути:

1. Мета роботи.
2. Короткі теоретичні відомості.
3. Таблиця вимірів.

4. Графіки залежностей тривалості відстоювання суспензії, що випала, від початкового її вмісту та гідравлічної крупності суспензії від початкового її вмісту.

5. Висновки.

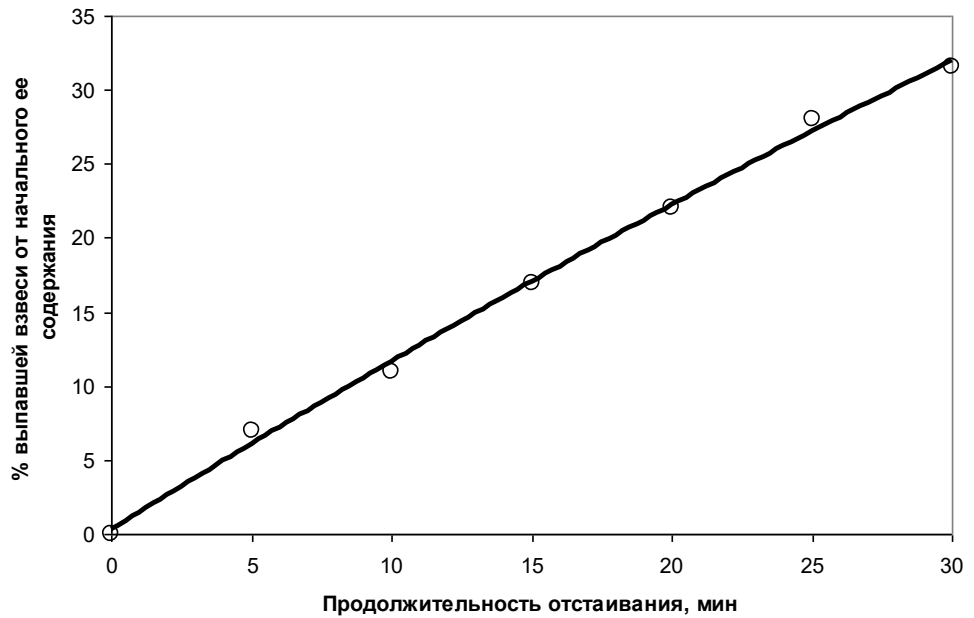


Рис. 8.1 – Крива залежності % суспензії, що випала, від тривалості відстоювання

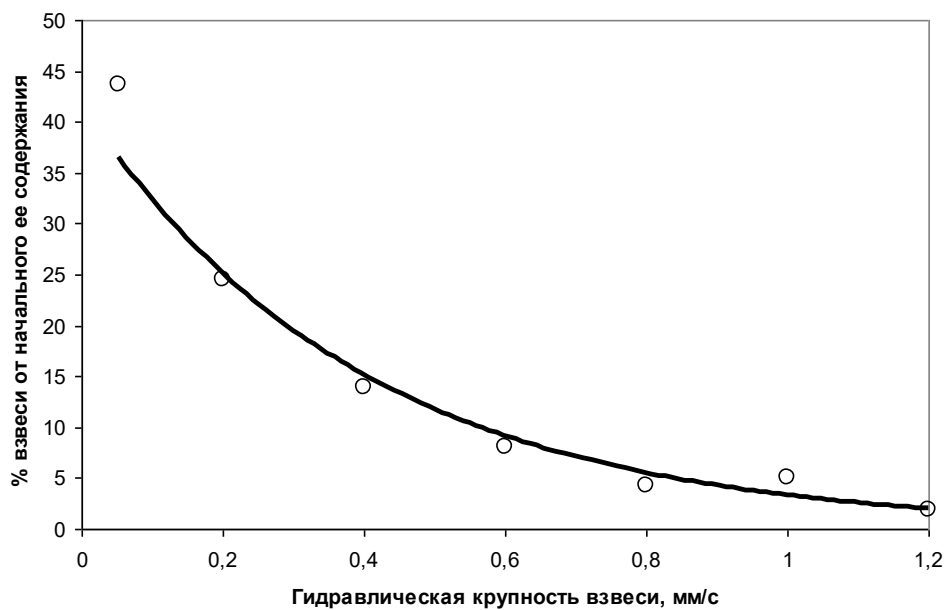


Рис. 8.2 – Крива залежності % суспензії від гідравлічної крупності

8.2 Лабораторна робота № 2 – «Нейтралізація стічних вод»

Мета роботи: визначити питому витрату луку для нейтралізації кислоти у стічних водах.

8.2.1 Короткі теоретичні відомості

Нейтралізація – це реакція між іонами водню і гідроксилу, що призводить до утворення недисоційованих молекул води. У загальному вигляді реакція нейтралізації виражається рівнянням:



При цьому величина рН (зворотний логарифм концентрації іонів водню H^+) отриманого розчину дорівнює 7, т.е. спостерігається нейтральна реакція, в той час як до нейтралізації вона могла бути кислою ($\text{pH} < 7$) або лужної ($\text{pH} > 7$).

Виробничі стічні води від технологічних процесів багатьох галузей промисловості містять луки та кислоти. При їх спуску у водойму або в міську каналізаційну мережу практично нейтральними слід вважати стоки з $\text{pH} = 6,5 - 8,5$. Отже, піддавати нейтралізації слід стічні води з рН менше 6,5 і більше 8,5, з метою попередження корозії матеріалів очисних споруд і порушення біохімічних процесів у водоймах.

Якщо відпрацьовані виробничі стічні води подаються в систему оборотного водопостачання, то вимоги до величини активної реакції залежать від специфіки технологічних процесів.

У стічних водах найбільш часто зустрічаються сірчана, соляна, азотна, рідше фосфорна, оцтова та фтористоводнева (плавикова) кислоти.

Нейтралізація кислот може проводитися будь-якими лугами або солями, утвореними сильними основами і слабкою кислотою: їдким натром, їдким калієм, вапном, вапняком, доломітом, мармуром, крейдою, магнезитом, содою, відходами лугів і т.п. В даний час найбільш дешевим, поширеним і доступним реагентом є гідроокис кальцію (гашене вапно).

Відповідно для нейтралізації будь-яких лугів застосовні сірчана, соляна, азотна, фосфорна та інші кислоти. На практиці застосовується технічна сірчана кислота.

На підставі рівнянь нейтралізації можна підрахувати теоретично необхідну по реакції кількість лугів для нейтралізації тієї чи іншої кислоти.

8.2.2 Порядок виконання лабораторної роботи

1. У три склянки ємністю 100 мл набирають 50 мл робочого розчину кислоти.
2. Бюретки для титрування заповнюють розчинами лугів.
3. Проводять титрування розчину, проводячи в міру витрати лугу вимір рН робочого розчину.
4. Результати вимірів заносять в табл. 8.1.
5. За даними таблиці будують графік рис.8.3.

Таблиця 8.1 – Результати титрування

Найменування		рН робочого розчину в залежності від витраченого розчину лугу						
		0,5мл	1мл	1,5мл	2мл	2,5мл	3мл	3,5мл
Кислоти	луги							

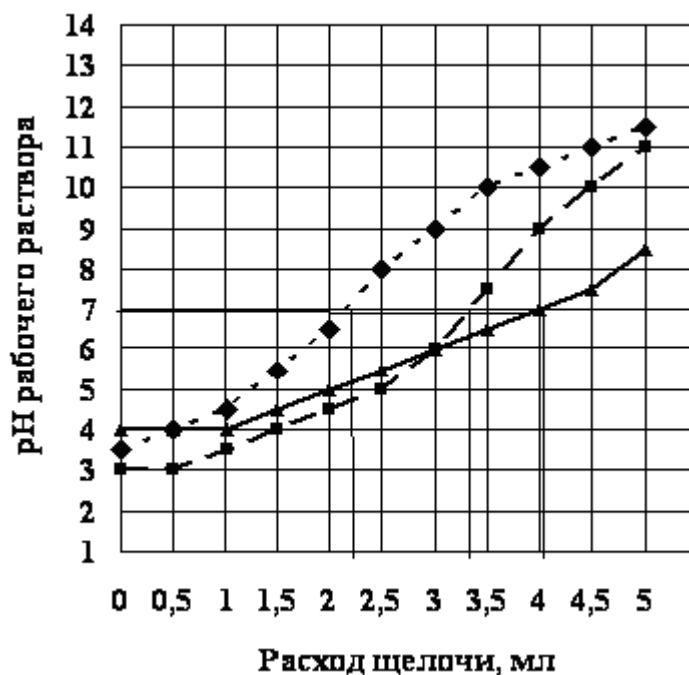


Рис.8.3 – Графік титрування розчину кислоти

6. Знаходимо обсяг лугів $V_{1щ}$, $V_{2щ}$, $V_{3щ}$, що йде на нейтралізацію кислоти, провівши горизонтальну пряму від значення $pH = 7$, .

Питома витрата луги, г/г кислоти:

$$a = \frac{C_{щ} \cdot V_{щ}}{C_K \cdot V_{PP}}, \quad (8.9)$$

де $C_{щ}$, C_K – концентрації відповідно луги і кислоти, %;

$V_{щ}$, V_{PP} – обсяг витраченої луги та робочого розчину кислоти, мл.

7. Визначають теоретичну витрату за рівнянням хімічних реакцій і порівнюють з отриманими результатами.

8.2.3 Зміст звіту

У звіті повинно бути:

1. Мета роботи.
2. Короткі теоретичні відомості.

3. Таблиця вимірів.
4. Графік титрування розчину кислоти.
5. Висновки.

8.3 Лабораторна робота № 3 – «Очищення стічних вод реагентним осадженням»

Мета роботи: визначити ефективність очищення стічних вод від солей металів методом реагентного осадження.

8.3.1 Короткі теоретичні відомості

У промислових стоках (травильні і гальванічні ділянки, установки іонообмінного пом'якшення води тощо) в більшості випадків поряд з кислотами і лугами містяться розчинені солі металів. Для виділення їх із стічних вод використовують реагенти, які утворюють нерозчинні і малорозчинні сполуки, з подальшим видаленням отриманої суспензії в споруди механічного очищення (відстійниках, фільтрах, освітлювачах із зваженим осадом і ін.) Вибір реагенту залежить від розчинності солей, що утворюються в результаті хімічної реакції. Швидкості хімічних реакцій відносно невеликі. Тому остаточна активна реакція в рідкій фазі встановлюється не відразу, а після закінчення деякого часу (10 – 30 хв).

Дозу реагенту слід визначати з урахуванням виділення в осад солей металів:

$$D = k \frac{100}{B} \sum b_i C_i, \quad (8.10)$$

де k – коефіцієнт запасу витрати реагенту;

B – кількість активної частини реагенту в товарному продукті,%;

b_i – витрати реагентів, необхідних для перекладу металів з розчиненого стану в осад (табл. 8.2);

C_i – концентрації металів у стічних водах.

Таблиця 8.2 – Витрата реагентів, г/г, для видалення солей деяких металів

Метал	Реагент			
	CaO	Ca(OH) ₂	Na ₂ CO ₃	NaOH
Цинк	0,85	1,13	1,6	1,22
Нікель	0,95	1,26	1,8	1,36
Мідь	0,88	1,16	1,66	1,26
Залізо	1	1,32	1,9	1,43
Свинець	0,27	0,36	0,51	0,38

8.3.2 Порядок виконання лабораторної роботи

1. У склянки з 10, 15, 20 мл розчину K₂SO₄ з концентрацією 3 г/л додають по 20мл 10%-го розчину CaCl₂ і перемішують за допомогою магнітної мішалки протягом 20-ти хвилин.

2. Потім розчин фільтрують і визначають вміст сульфатів у фільтраті.

3. Визначають ступінь очищення за формулою:

$$\eta = \frac{C_H - C_K}{C_H}, \quad (8.11)$$

де C_H , C_K – відповідно початковий і кінцевий вміст сульфатів.

4. Визначають вміст сульфатів фотоколориметричним методом. Для цього відбирається проба об'ємом 0,1 мл, розбавляється дистильованою водою до 5 мл,

доливають 1 мл складеного розчину, що містить BaCl_2 . Пробу колориметрують і за побудованому калібровочному графіку визначають вміст сульфатів.

8.3.3 Зміст звіту

У звіті повинно бути:

1. Мета роботи.
2. Короткі теоретичні відомості.
3. Калібровочний графік.
4. Розрахунок ступіня очищення води.
5. Висновки.

8.4 Лабораторна робота № 4 – «Сорбційне очищення стічних вод»

Мета роботи : визначити динамічну активність сорбенту.

8.4.1 Короткі теоретичні відомості

Сорбція – це процес поглинання речовини з навколишнього середовища твердим тілом або рідиною. Поглинаюче тіло називається сорбентом, а поглинається – сорбатом. Розрізняють поглинання речовини всією масою рідкого сорбенту (абсорбція) і поверхневим шаром твердого або рідкого сорбенту (адсорбція). Сорбція, що супроводжується хімічною взаємодією сорбенту з речовиною, що поглинається, називається хемосорбцією.

Адсорбція розчинених речовин – результат переходу молекули розчиненої речовини з розчину на поверхню твердого сорбенту під дією силового поля поверхні. При цьому спостерігаються два види міжмолекулярної взаємодії: молекул розчиненої речовини з молекулами (або атомами) поверхні сорбенту і молекул розчиненої речовини з молекулами води в розчині (гідратація). Різниця цих двох сил міжмолекулярної взаємодії і є та сила, з якою утримується витягнута з розчину речовина на поверхні сорбенту. Чим більше енергія гідратації молекул розчиненої речовини, тим більшу протидію відчувають ці молекули при переході на поверхню сорбенту і тим слабше адсорбується речовина з розчину.

Активність сорбенту характеризується кількістю речовини, що поглинається, на одиницю об'єму або маси сорбенту ($\text{кг}/\text{м}^3$, $\text{кг}/\text{кг}$).

Процес сорбції може здійснюватися в статичних умовах, при яких частка рідини не переміщається щодо частки сорбенту, тобто рухається разом з останньою (апарати із пристроями, що перемішують), а також в динамічних умовах при яких частка рідини переміщається щодо сорбенту (фільтри, апарати з псевдозрідженим шаром). Відповідно до цього розрізняють статичну і динамічну активність сорбенту.

Статична активність сорбенту характеризується максимальною кількістю речовини, поглиненою одиницею об'єму або маси сорбенту до моменту досягнення рівноваги при постійних температурі рідини і початковій концентрації речовини; динамічна активність сорбенту – максимальною кількістю речовини, поглиненою одиницею об'єму або маси сорбенту до моменту появи сорбіруємої речовини у фільтраті при пропуску стічної води через шар сорбенту. Динамічна активність в промислові адсорберах становить 45-90% статичної.

Між кількостями речовини, адсорбованої сорбентом і тією, що залишилася в розчині, в розведених розчинах настає рівновага, що підкоряється закону розподілу.

Сорбція – процес оборотний, тобто адсорбована речовина (сорбат) може переходити з сорбенту назад в розчин. За інших рівних умов швидкості протікання прямого (сорбція) і зворотного (десорбція) процесів пропорційні концентрації речовини в розчині і на поверхні сорбенту. Тому в перші моменти сорбції, тобто при максимальній концентрації речовини в розчині, швидкість сорбції також

максимальна. У міру підвищення концентрації розчиненої речовини на поверхні сорбенту збільшується число сорбованих молекул, які переходять назад у розчин. З моменту, коли кількість сорбіруємих з розчину (в одиницю часу) молекул стає рівною кількості молекул, які переходять з поверхні сорбенту в розчин, концентрація розчину стає постійною; ця концентрація називається рівноважною.

Одним з основних критеріїв оцінки адсорбційних властивостей сорбенту є ізотерма сорбції, яка аналітично описується рівнянням Фрейндліха або Ленгмюра. Останнє після перетворення емпіричних коефіцієнтів і припущень, зроблених з урахуванням слабо концентрованого розчину стічних вод, має вигляд:

$$a = k_{\text{адс}} C_{\text{равн}} , \quad (8.12)$$

де a – питома адсорбція, кг/кг;

$k_{\text{адс}}$ – адсорбційна константа розподілу сорбату між сорбентом та розчином, її величина при інших рівних умовах залежить від температури;

$C_{\text{равн}}$ – рівноважна концентрація адсорбіруємої речовини на сорбенті, кг/кг.

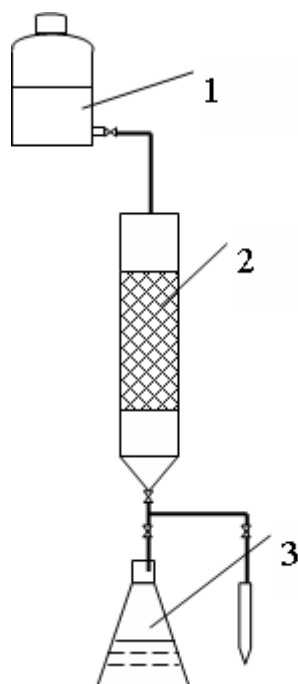
8.4.2 Порядок виконання лабораторної роботи

1. Вихідний розчин, що містить органічні речовини (ацетон), пропускають через сорбційну колонку з сорбентом (активованим вугіллям) (рис. 8.4).

2. Калориметричним методом визначають вміст ацетону до і після сорбції та знаходять ефективність очищення:

$$\eta = \frac{\tilde{N}_i - \tilde{N}_E}{\tilde{N}_i} , \quad (8.13)$$

де C_H , C_K – відповідно початковий і кінцевий вміст ацетону.



1 – ємність з вихідним розчином, 2 – сорбційна колонка; 3 – фільтрат

Рис. 8.4 – Лабораторна установка для дослідження процесу сорбції

3. Визначають концентрацію ацетону. Для цього у пробу об'ємом 2,5 мл доливають 0,2 мл розчину фурфуролу в етиловому спирті і 0,5 мл розчину їдкого натру і залишають на 30 хв. Потім доливають 15 мл розведеного (2:5) розчину сірчаної кислоти і колориметрують при довжині хвилі $\lambda = 540$ нм. Результати визначення розраховують за побудованому калібровочному графіку.

8.4.3 Зміст звіту

У звіті повинно бути:

1. Мета роботи.
2. Короткі теоретичні відомості.
3. Розрахунок ефективності очищення води.
4. Калібровочний графік.
5. Висновки.

8.5 Лабораторна робота № 5 – «Механічне зневоднення осаду стічних вод»

Мета роботи: визначити ступінь зневоднення осаду методом вакуум-фільтрування.

8.5.1 Короткі теоретичні відомості

Механічне зневоднення застосовується для зниження вологості осаду до величини, при якій забезпечуються оптимальні умови транспортування, утилізації або сушіння і спалювання осаду.

Для зневоднення осаду стічних вод застосовують в основному вакуум-фільтри, листові фільтри і фільтрпреси.

На вакуум-фільтрах після відповідного кондиціювання (якщо воно потрібне) можна обробляти практично всі види осаду стічних вод. Вакуум-фільтри застосовують переважно в тих випадках, коли не потрібно глибокого зневоднення осаду. Для зневоднення осаду стічних вод використовують вакуум-фільтри з зовнішньою фільтруючою поверхнею - барабанні, дискові і стрічкові.

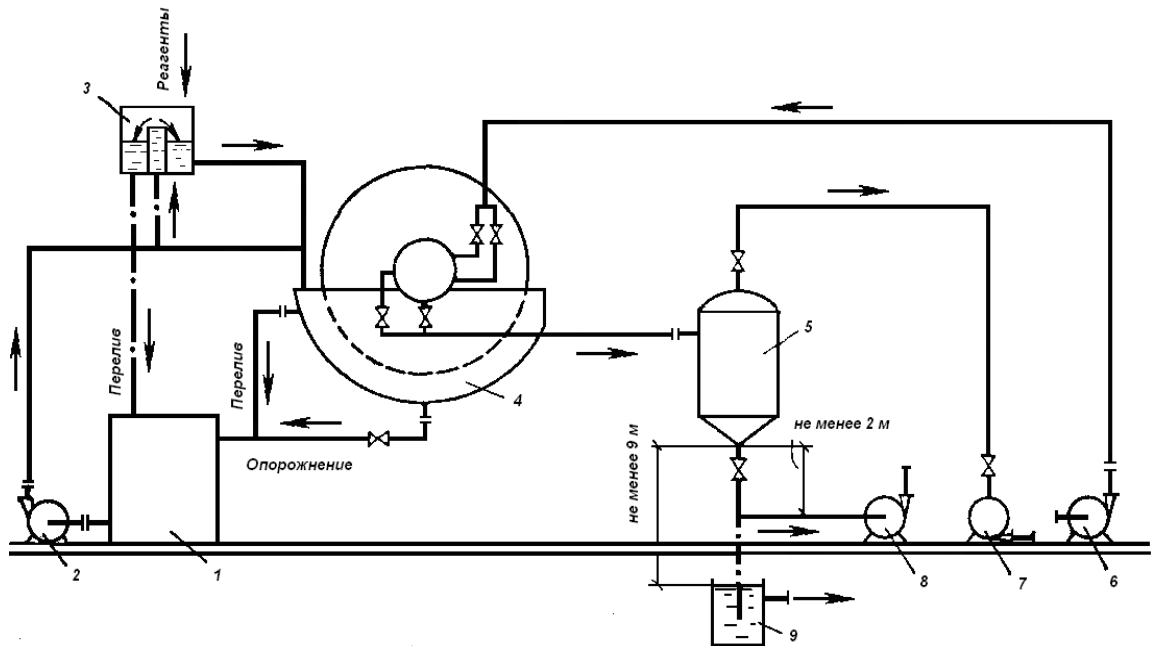
Барабанні вакуум-фільтри застосовують для зневоднення осаду з більш-менш однорідною крупністю і невисокою швидкістю осадження твердих частинок. На фільтр може подаватися осад, здатний за 4 хв утворити шар не менше 5 мм.

При зневодненні осаду стічних вод для нормальної роботи установок з вакуум-фільтрами необхідно допоміжне обладнання: вакуум-насоси, повітрорудки, ресивери, відцентрові насоси і пристрої, що забезпечують стабільне живлення фільтра.

Типова схема установки барабанного вакуум-фільтру представлена на рис. 8.5.

8.5.2 Порядок виконання лабораторної роботи

1. 10г пилю розмішують в 40мл води, що відповідає вологості осаду 80%, і фільтрують під вакуумом.



1 – резервуар для осаду; 2 – насос для подачі осаду; 3 – дозатор; 4 – вакуум-фільтр; 5 – ресивер; 6 – повітродувка; 7 – вакуум-насос; 8 – насос для відкачування фільтрату, 9 – резервуар гідравлічного затвора

Рис. 8.5 – Типова схема установки барабанного вакуум-фільтру

2. Відфільтрований осад розкладають у попередньо зважені чашки, знову зважують, висушують і визначають масу чашки з сухим осадом.

3. Вологість зневодненого осаду визначають за формулою:

$$W = \frac{M_1 - M_2}{M_1 - M_3} \cdot 100\% , \quad (8.14)$$

де M_1 – маса чашки з вологим осадом;

M_2 – маса чашки з сухим осадом;

M_3 – маса чашки без осаду.

8.5.3 Зміст звіту

У звіті повинно бути:

1. Мета роботи.
2. Короткі теоретичні відомості.
3. Розрахунок вологості зневодненого осаду.
4. Висновки.

ПЕРЕЛІК ЛІТЕРАТУРИ

1. Яковлев С.В. Очистка производственных сточных вод / С.В. Яковлев. - М.: Стройиздат, 1985. - 330 с.
2. Жуков А.И., Монгайт И.Л., Родзиллер И.Д. Методы очистки производственных сточных вод / А.И. Жуков, И.Л. Монгайт, И.Д. Родзиллер. - М.: Стройиздат, 1977. - 208 с.
3. Яковлев С.В. Водоотводящие системы промышленных предприятий / С.В. Яковлев. - М.: Стройиздат, 1990. - 505 с.
4. Вахлер Б.Л. Водоснабжение и водоотведение на металлургических предприятиях / Б.Л. Вахлер. - М.: Металлургия, 1971. - 320 с.
5. Защита водоемов от загрязнения сточными водами предприятий черной металлургии / Г.М. Левин. - М.: Металлургия, 1978. - 281 с.
6. Красавцев Г.И., Ильичев Ю.И., Кошуба А.И. Рациональное использование и защита водных ресурсов в черной металлургии / Г.И. Красавцев, Ю.И. Ильичев, А.И. Кошу. – М.: Металлургия, 1989. - 285 с.
7. Беймаханов Р.Д. Очистка и контроль сточных вод на предприятиях цветной металлургии / Р.Д. Беймаханов. - М.: Металлургия, 1983. - 250 с.
8. Системы полного оборотного водоснабжения в цветной металлургии. - М.: Металлургия, 1982. - 280 с.
9. Сериков Н.Ф. Водное хозяйство заводов черной металлургии / Н.Ф. Сериков. - М.: Металлургия, 1973. - 408 с.
10. СНиП 2.04.02-84 - Водоснабжение. Наружные сети и сооружения. - М.: Стройиздат, 1985. - 136 с.
11. СНиП 2.04.03-85 - Канализация. Наружные сети и сооружения. - М.: ЦИТП, 1986. - 72 с.
12. Лихачев Н.И., Самохина В.Н. Канализация населенных мест и промышленных предприятий (Справочник проектировщика) / Н.И. Лихачев, В.Н. Самохина. - М.: Стройиздат, 1981. - 639 с.

13. Ласков Ю.М., Воронов Ю.В., Калицун В.И. Примеры расчетов канализационных сооружений / Ю.М. Ласков, Ю.В. Воронов, В.И. Калицун. - М.: Стройиздат, 1987. - 253 с.

14. Оборудование водопроводно-канализационных сооружений (Справочник проектировщика) / Под ред. А.С. Москвитина. - М.: Стройиздат, 1979. - 430 с.

15. Проектирование сооружений для очистки сточных вод (справочное пособие к СНиП). - М.: Стройиздат, 1990. -190 с.