

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ

ЗАПОРІЗЬКА ДЕРЖАВНА ІНЖЕНЕРНА АКАДЕМІЯ

КАФЕДРА ПРОМИСЛОВОЇ ЕКОЛОГІЇ І БЕЗПЕКИ ПРАЦІ

МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ

до виконання курсового проекту

по дисципліні

«Водяне господарство металургійних підприємств»

для студентів спеціальності

«Екологія й охорона праці в металургії»

ЗАПОРІЖЖЯ

2003 р.

Методичні вказівки до виконання контрольної роботи по дисципліні «Теоретичні основи та техніка захисту водного басейну» для студентів спеціальності „Металургія чорних металів” спеціалізації «Екологія й охорона праці в металургії»

Укладач:

Кожемякін Г. Б. - доцент, к.т.н.

Відповідальний за випуск:

Павленко Ю.П. - проф., д.т.н.

1 ЗАГАЛЬНІ ПОЛОЖЕННЯ

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

Методичні вказівки складені відповідно до навчального плану і програми для студентів спеціальності „Металургія чорних металів” спеціалізації «Екологія й охорона праці в металургії»

Задача контрольної роботи – провести розрахунок водоочисних споруд відповідно до завдання. При виконанні контрольної роботи студенти повинні застосовувати і закріплювати теоретичні знання, отримані в процесі навчання, навчитися самостійно користатися науковою, технічною і довідковою літературою, придбати навички в розрахунку водоочисних споруд на металургійних підприємствах.

2 СКЛАД КОНТРОЛЬНОЇ РОБОТИ

Контрольна робота складається з теоретичної та розрахункової частини. В теоретичній частині надається описання методу та способу очищення води в апараті, розрахунок якого буде виконуватися згідно завдання. Приводяться теоретичні основи процесу очищення води, типи та конструкції апаратів, у яких він здійснюється, технологічні параметри та схеми.

3 ПРОЕКТУВАННЯ І РОЗРАХУНОК СПОРУДЖЕНЬ ПО ОЧИЩЕННЮ ВОДИ

3.1 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 $0,7 H_p$ 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 6 м.

Таблиця 3.1 - Розрахункові параметри пісковловлювача

Пісковловлювач	Гідравлічна крупність піску $U_0, \text{ мм/з}$	Швидкість руху стічних вод $V, \text{ мм/з}$		Глибина $H, \text{ м}$	Вологість піску, %
		min	max		
Горизонтальна	18,7...24,2	0,15	0,3	0,5...2... 2	60
Що аерується	13,2...18,7	-	0,08...0,12	0,7...3... 3,5	-
Тангенціальна	18,7...24,2	-	-	0,5	60

Видалення затриманого піску варто передбачати механічним чи гідромеханічним способом із транспортуванням піску до напрямку 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:

$$Q_{\text{см}} = V_{\text{см}} \cdot l_{\text{л}} \cdot b_{\text{л}} \quad , \quad (3.1)$$

де $V_{\text{см}}$ - висхідна швидкість змивної води в лотку, рівна $0,0065 \text{ м/с}$;

$l_{\text{л}}$ - довжина піскового лотка, м;

$b_{\text{л}}$ - ширина піскового лотка, рівна $0,5 \text{ м}$.

3.1.1 Розрахунок горизонтального пісковловлювача

При розрахунку горизонтальних і пісковловлювачів, що аеруються, спочатку визначають площу живого перетину пісковловлювача, м²:

$$F = q / V, \quad (3.2)$$

де q - витрата стічної води, м³/с;

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

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

$$F_1 = F / n, \quad (3.3)$$

де n - число пісковловлювачей, чи його відділень.

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

$$L = \frac{1000k \cdot H_p \cdot V}{U_o}, \quad (3.4)$$

де k - коефіцієнт, прийнятий по табл. 3.2;

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

U_o - гідравлічна крупність піску, мм/с.

Таблиця 3.2 - Значення коефіцієнта k

Діаметр часток піску, мм	Гідравліч. крупність, мм/с	Тип пісковловлювача			
		горизонтальн.	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	-	-	-

Тривалість потоку води по пісквловлювачу, с:

$$t = L / V, \quad (3.5)$$

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

для горизонтальних пісковловлювачей

$$k = \frac{U_0}{\sqrt{U_0^2 - \omega^2}}, \quad (3.6)$$

де ω - вертикальна турбулентна складова,

$$\omega = 0,05V \quad (3.7)$$

для пісковловлювача, що аерується

$$k = -\frac{26,4 \cdot a \cdot U_0}{\lg(1 - 20aU_0)}, \quad (3.8)$$

де $a = V/H$.

Об'єм піскового прямоку варто приймати не більш дводобового обсягу піску, що випав.

Об'єм пірамідальної частини прямоку, m^3 :

$$W_{\text{пир}} = (B^2 + \sqrt{B^2 \cdot b^2} + b^2) \cdot h_{\text{пир}}/3, \quad (3.9)$$

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

$h_{\text{пир}}$ - висота пірамідальної частини, м

$$h = \frac{B - b}{2 \operatorname{tg}(\alpha/2)}, \quad (3.10)$$

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

Діаметр змивного трубопроводу, м:

$$d = \sqrt{4q_{\text{см}} / \pi V_{\text{тр}}}, \quad (3.11)$$

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

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

$$H_0 = 5,6h_0 + 5,4/2 V_{\text{тр}}^2 g, \quad (3.12)$$

де h_0 - висота шару осаду в лотку, рівна 0,2 м.

Число сприсків на трубопроводі:

$$n_c = 2l_n / z, \quad (3.13)$$

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

Діаметр вихідного отвору сприсків, м:

$$d_{\text{TP}} = \sqrt{\frac{4q_{\text{CM}}}{\pi n \mu_p \sqrt{2gH_0}}}, \quad (3.14)$$

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

3.1.2 Тангенціальні пісковловлювачі

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

$$F_1 = q/nq_0, \quad (3.15)$$

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:

$$D = \sqrt{4F_1 / \pi} \quad (3.16)$$

Глибина пісковловлювача:

$$H = D/2 \quad (3.17)$$

Для накопичення осаду служить конусна частина пісковловлювача. Її висота:

$$h_k = \sqrt{D^2 - H^2} \quad (3.18)$$

Об'єм конусної частини:

$$V_k = \frac{\pi D^2 h_k}{3 \cdot 4} \quad (3.19)$$

Період заповнення конусної частини, діб.:

$$t = V_k / V_{\text{ос}} \quad (3.20)$$

де $V_{\text{ос}}$ - обсяг осаду, що випадає, у добу.

3.2 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:

$$W_{\text{УСР}} = 0,21 \cdot q \cdot t_{\text{УСР}} \cdot \sqrt{k_y^2 - 1}, \quad \text{при } k_y < 5 \quad (3.21)$$

$$W_{\text{УСР}} = 1,3 \cdot t_{\text{УСР}} \cdot q \cdot k_y, \quad \text{при } k_y < 5 \quad (3.22)$$

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

q - витрата стічних вод;

k_y - коефіцієнт усереднення:

$$k_y = \frac{C_{\text{max}} - C_{\text{ср}}}{C_{\text{доп}} - C_{\text{ср}}}, \quad (3.23)$$

де C_{max} - максимальна концентрація забруднень;

$C_{\text{ср}}$ - 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...6 м, ширина секції не більш 12 м, довжина до 24 м. Максимальна величина швидкості проточного плинку 2,5 мм/с.

Інтенсивність барботування при пристінних барботерах - 6 м³/м²·год., проміжних - 12 м³/м²·ч. 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.

3.3 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.

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/з	Ухил днища до мулового напрямку
Горизонтальний	0,5	1,5...4...4	2...5H	5...10...10	0,005...0,5
Радіальний	0,45	1,5...5	-	5...10...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 Потокom	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

3.3.1 Розрахунок горизонтальних відстійників

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

$$B = \frac{Q}{nHv}, \quad (3.24)$$

де n - число відділень;

H - робоча глибина відстійника, м;

v - швидкість робочого потоку, м/с.

Загальна довжина відстійника, м:

$$L = \frac{vH}{k(U_0 - \omega)}, \quad (3.25)$$

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 3.4 – Величина турбулентної складової

V , мм/з	5	10	15
ω , мм/з	0	0,05	0,1

Маса осаду, що уловлюється, т/доб.:

$$G_{\text{сух}} = \frac{C_0 \cdot \mathcal{E} \cdot Q}{1000 \cdot 1000}, \quad (3.26)$$

де C_0 - початкова концентрація суспензії, мг/л;

\mathcal{E} - ефект освітлення;

Q - витрата стічної води, м³/доб.

Обсяг осаду, м³/доб:

$$V_{\text{ос}} = \frac{100 \cdot G_{\text{сух}} \cdot 1,2}{(100 - W_{\text{ос}}) \cdot \rho}, \quad (3.27)$$

де $W_{\text{ос}}$ - 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:

$$V'_{oc} = B \cdot L (H_1 + L \cdot i) / 2, \quad (3.28)$$

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

i - ухил днища.

Обсяг приямку для осаду, м³:

$$V''_{oc} = \frac{V_{oc} \cdot t}{24} - V_{oc}^1, \quad (3.29)$$

де t - час накопичення осаду, ч.

Муловий приямок має пірамідальну форму. Глибина приямку, м:

$$H_2 = \frac{3V''_{oc}}{S_1 + \sqrt{S_1 S_2} + S_2}, \quad (3.30)$$

де S_1, S_2 - площа відповідно верхньої і нижньої частині приямку, м².

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

3.3.2 Розрахунок радіальних відстійників

Діаметр і глибину радіального відстійника можна визначити двома способами:

1. Діаметр відстійника, м, визначають по формулі:

$$D = \sqrt{\frac{4q}{n\kappa\pi(U_o - \omega)}}, \quad (3.31)$$

де q - витрата води, м³/с;

n - кількість відстійників;

U_o - умовна гідравлічна крупність, м/с;

ω - турбулентна складова, м/с, табл.3.3.

Швидкість на половині радіуса, м/с:

$$V = \frac{2q}{\pi D H_p}, \quad (3.32)$$

де H_p - робоча глибина відстійника, м.

2. Об'єм відстійника, м³:

$$V = \frac{H_p q}{nk(U_o - \omega)} . \quad (3.33)$$

Площа відстійника, м²:

$$F = V/H_p . \quad (3.34)$$

Діаметр відстійника, м:

$$D = \sqrt{4F / \pi} . \quad (3.35)$$

Теоретична тривалість освітлення води:

$$t = n/q = n \pi D^2 H / (4q) . \quad (3.36)$$

Маса уловленого осаду, т/доб.:

$$G_{\text{сух}} = \frac{C_o \cdot \mathcal{E} \cdot Q}{1000 \cdot 100} , \quad (3.37)$$

де C_o - початкова концентрація суспензії, мг/л;

\mathcal{E} - ефект освітлення;

Q - витрата води, м³/доб.

Об'єм уловленого осаду, м³/сут:

$$V_{\text{ос}} = \frac{100 \cdot G_{\text{сух}} \cdot 1,2}{(100 - W_{\text{ос}}) \cdot \rho} , \quad (3.38)$$

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

ρ - щільність осаду, т/м³.

Висота відстійника у стінки, м:

$$H_0 = H_p + H_1 + H_2 , \quad (3.39)$$

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:

$$H_{\text{ц}} = H_p + H_1 + i \cdot D/2 , \quad (3.40)$$

де i - ухил днища.

Об'єм осадової частини відстійника, м³:

$$V'_{oc} = \frac{\pi D^2}{4} \left(H_1 + \frac{iD}{6} \right), \quad (3.41)$$

Час вивантаження осаду, ч:

$$t = 24 V_{oc} / V'_{oc} \quad (3.42)$$

3.3.3 Розрахунок вертикального відстійника

Діаметр відстійника, м:

$$D = \sqrt{\frac{4q}{nk\pi U_o}}, \quad (3.43)$$

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:

$$D_{цт} = \sqrt{\frac{4q}{nk\pi U_{цт}}}, \quad (3.44)$$

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

Діаметр розтруба труби, м:

$$d_p = 1,35d_{цт}. \quad (3.45)$$

Діаметр відбивного щита, м:

$$d_{щ} = 1,3 d_p \quad (3.46)$$

Висота конуса відбивного щита, м:

$$h_{щ} = d_{щ} \cdot \cos 73^\circ \quad (3.47)$$

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

м:

$$H_{щ} = q / (n \cdot \pi \cdot d_p \cdot V_{щ}), \quad (3.48)$$

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

Загальна висота циліндричної частини відстійника, м:

$$H_{ц} = H_p + H_{ш} + H_1 + H_2 \quad (3.49)$$

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:

$$H_k = 0,5 D / \sin (\alpha/2) \quad (3.50)$$

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

Об'єм конічної осадкової частини, м³:

$$V_k = \pi D^2 H_k / 12 \quad (3.51)$$

Маса уловленого осаду, т/доб.:

$$G_{\text{сух}} = \frac{C_o \cdot \mathcal{E} \cdot Q}{1000 \cdot 100}, \quad (3.52)$$

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:

$$V_{\text{ос}} = \frac{100 \cdot G_{\text{сух}} \cdot 1,2}{(100 - W_{\text{ос}}) \cdot \rho}, \quad (3.53)$$

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

ρ - щільність осаду, т/м³.

Час між вивантаженнями осаду, ч:

$$t = 24 V_k / V_{\text{ос}} \quad (3.54)$$

3.3.4 Розрахунок тонкошарових відстійників

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

Довжина ярусу, м, визначається по формулі:

$$L_{\text{яр}} = V \cdot h_{\text{яр}} \cdot k_{\text{сн}} / U_0, \quad (3.55)$$

де V - швидкість робочого потоку;

$h_{\text{яр}}$ - висота ярусу;

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

U_0 - умовна гідравлічна крупність.

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

$$q_{\text{от}} = 7,2 \cdot k \cdot H_{\text{бл}} \cdot L_{\text{бл}} \cdot B_{\text{бл}} \cdot U_0 / k_{\text{ск}} \cdot h_{\text{яр}} \quad (3.56)$$

Ширина блоку, м:

$$B_{\text{бл}} = (Y - b_1 - 2b_2) / 2, \quad (3.57)$$

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:

$$L_{\text{общ}} = L_{\text{бл}} + l_1 + l_2 + 2l_3 + l_4, \quad (3.58)$$

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:

$$l_1 = q_{\text{от}} \cdot t / (60 \cdot H_{\text{бл}} \cdot B \cdot k_1), \quad (3.59)$$

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 (3.55), а $L_{\text{бл}}$ - по формулі:

$$L_{\text{бл}} = q_{\text{от}} / (3,6 \cdot k \cdot V \cdot B) \quad (3.60)$$

Загальна довжина відстійника, м, визначається по формулі:

$$L_{\text{обш}} = L_{\text{бл}} + l_1^n + l_2^n + l_3^n + l_4^n + l_{\text{л}}^n, \quad (3.61)$$

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

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

де α - кут нахилу пластин, 45...60°;

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

Загальна глибина води у відстійнику, м:

$$H_{\text{обш}} = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5, \quad (3.62)$$

де $h_1 \geq 0,1$ м; $h_3 = 0,2...0,5$ м; $h_4 = 0,1...0,2$ м; $h_5 = 0,3$ 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.

3.4 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 мм/з (з кількістю уловленої нафти 70%) до 0,6 мм/з (з кількістю уловленої нафти 60%);
- середню розрахункову швидкість V у проточній частині 3...6 м/с;
- глибину проточної частини $H = 2$ м;
- відношення довжини до глибини від 15 до 20;
- ширину секції $B = 3...6$ м;
- число секцій не менш 2 шт.;
- шар спливаючих нафтопродуктів 0,1 м;
- вологість осаду 95%, об'ємна вага 1,1 т/м³.

3.5 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.

3.5.1 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 $q_{гц}$, м³/(м²· год), для відкритих гідроциклонів визначають по формулі:

$$q_{гц} = 3,6 k_{гц} U_0, \quad (3.63)$$

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

$k_{гц}$ - 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:

$$k_{гц} = 0,75 n_{яр} (D_{гц}^2 - d_p^2) / D_{гц}^2, \quad (3.64)$$

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

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

г) багатоярусного з периферійним добором проясненої води:

$$k_{гц} = 1,5 n_{яр} (D_{гц}^2 - d_d^2) / D_{гц}^2, \quad (3.65)$$

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

Продуктивність одного апарата (ярусу), м³/год:

$$Q_{гц} = 0,785 q_{гц} D_{гц}^2 \quad (3.66)$$

Кількість гідроциклонів, шт.:

$$N = Q / Q_{гц}, \quad (3.67)$$

де Q - витрата стічної води, м³/год.

Для багатоярусних гідроциклонів загальна кількість ярусів:

$$n = Q / Q_{гц} \quad (3.68)$$

Кількість гідроциклонів, шт.:

$$N = n / n_{яр}, \quad (3.69)$$

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

Далі визначають конструктивні параметри гідроциклонів по табл. 3.5.

Таблиця 3.5 - Конструктивні параметри гідроциклонів

Конструктивний параметр	Од. вим.	Тип гідроциклона				
		Відкритий			багатоярусний	
		без внутр. Уставок	с кон.діафрагмой	с кон. діафр і внутр.цил.	с центр. впуск.	с периф. добором
Діаметр апарата $D_{гц}$	м	2...10	2...6	2...6	2...6...6	2...6
Висота циліндричної частини $H_{ц}$	частка $D_{гц}$	$D_{гц}$	$D_{гц}$	$D_{гц}+0,5$	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	частка	-	0,5	0,5	0,6...1... 1,4м	<u>0,9...1...</u> <u>1,4</u>

	$D_{ГЦ}$						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	0,5
Діаметр водозливної стінки D_2	част ка $D_{ГЦ}$	$D_{ГЦ}$	$D_{ГЦ}+0,2$	$D_{ГЦ}+0,2$	$D_{ГЦ}+0,2$	$D_{ГЦ}+0,2$	$D_{ГЦ}+0,2$
Диам. напівзанур. водокільцев. перег-ки D_3	«	$D_{ГЦ}-0,2$	$D_{ГЦ}$	$D_{ГЦ}$	$D_{ГЦ}$	$D_{ГЦ}$	$D_{ГЦ}$
Висота ярусів $h_{яр}$	м	-	-	-	0,1...0,25	0,1...0,2	0,1...0,2
Число ярусів $n_{яр}$	шт.	-	-	-	3...20...20	4...20	4...20
Швидкість потоку на вході в апарат	м/з	0,3...0,5	0,3...0,5	0,3...0,5	0,3...0,4	0,3...0,4	0,3...0,4

3.5.2 Розрахунок напірних гідроциклонів

Розрахунок напірних гідроциклонів роблять виходячи з крупності затримуваних часток і їхньої щільності.

Діаметр циклона визначають по таблицях 3.6, 3.7.

Таблиця 3.6 - Діаметр напірного гідроциклона.

$D_{ГЦ}$, 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

$D_{ГЦ}$, мм		50	75	250	350	500
Гідравлічна крупність, мм/с	$\rho=2-3,5\text{г/см}^3$	1-1,7	1,3-2,1	2,7-3,7	3,6-4,6	4,3-4,8
	$\rho = 5 \text{ г/см}^3$	0,2-0,25	0,3-0,4	0,4-0,5	0,8-1,1	1,8-2

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.

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:

$$\delta = \sqrt{\frac{18\mu u}{100(\rho_T - \rho_J) \cdot g}}, \quad (3.70)$$

де μ - динамічна в'язкість води;

u - гранична гідравлічна крупність;

ρ_T - щільність затримуваних часток;

ρ_J - щільність рідини.

По граничній крупності підбирається гідроциклон відповідного діаметра і характеристик.

Гранична крупність поділу, мкм:

$$\delta_{gp} = 2,7 \cdot 10^3 \frac{D_{гц}^{0,543} d_{вх}^{1,643} d_{сл}^{0,014} \mu^{0,5}}{d_{ш}^{0,572} H_{ц}^{0,507} H_{к}^{0,714} (\rho_T - \rho_J) P_{вх}^{0,222}}, \quad (3.71)$$

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 частини

гідроциклона, мм;

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

Продуктивність напірного гідроциклона обраних розмірів, м³/год:

$$Q_{гц} = 9,58 \cdot 10^3 d_{вх} d_{сл} \sqrt{g_{\Delta} P}, \quad (3.72)$$

де ΔP - утрати тиску в гідроциклоні, МПа.

Число робочих гідроциклонів:

$$N = Q / Q_{гц}, \quad (3.73)$$

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

$$q_{\text{шл}} = 0,026 \frac{D_{\text{ГЦ}}^{1,45} d_{\text{ВХ}}^{0,24} d_{\text{шл}}^{0,286} H_{\text{Ц}}^{0,09}}{d_{\text{СЛ}}^{2,318} \alpha^{0,46} P_{\text{ВХ}}^{0,32}}, \quad (3.74)$$

де α - кут конусності нижньої частини, для гідроциклонів-освітлювачей - $5 \dots 15^\circ$,
для гідроциклонів-згущувачей - $20 \dots 45^\circ$...

3.6 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, м^2 :

$$F_{\Phi} = Q / (T_{\text{ст}} V_{\text{н}} - n_{\text{пр}} q_{\text{пр}} t_{\text{ін}} - n_{\text{ін}} \tau_{\text{пр}} V_{\text{н}}), \quad (3.75)$$

де Q - продуктивність фільтра, $\text{м}^3/\text{доб}$;

$T_{\text{ст}}$ - тривалість роботи станції впродовж доби, год;

$V_{\text{н}}$ - розрахункова швидкість фільтрування при нормальному режимі, $\text{м}/\text{год}$;

$n_{\text{ін}}$ - число промивань одного фільтра в добу, рівне $2 \dots 3$;

$q_{\text{ін}}$ - питома витрата води на одне промивання, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$;

$t_{\text{ін}}$ - час промивання, год;

$\tau_{\text{пр}}$ - тривалість простою фільтра в зв'язку з промиванням, год.

Число фільтрів:

$$N = 0,5 \sqrt{F_{\Phi}} \quad (3.76)$$

Загальна кількість фільтрів не менш чотирьох.

Площа одного фільтра:

$$F_1 = F_{\Phi} / N \quad (3.77)$$

Площа одного фільтра не більш $100-120 \text{ м}^2$.

Швидкість фільтрації у форсованому режимі:

$$V_{\phi} = V_{\text{н}} N / (N - N_p), \quad (3.78)$$

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, $\text{м}^3/\text{з}$, необхідної для одного фільтра:

$$Q_{\text{пр}} = F_1 \cdot q_{\text{пр}} \quad (3.79)$$

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

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

$$f_{\text{отв}} = (B - d_{\text{кол}}) \cdot m / 2, \quad (3.80)$$

де B - ширина фільтра, м;

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

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

Витрата промивної води, $\text{м}^3/\text{з}$, через одне відгалуження:

$$q_{\text{отв}} = f_{\text{отв}} \cdot q_{\text{пр}}, \quad (3.81)$$

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

Напір води на початку розподільної системи, м:

$$A_{\text{ле}} = 2,91h_0 + 13,5 (V_{\text{кол}}^2 + V_{\text{отв}}^2) / 2g, \quad (3.82)$$

де h_0 - висота завантаження фільтра, м.

Загальна площа отворів:

$$\sum f_0 = \frac{Q_{\text{п}}}{\mu_{\text{п}} \sqrt{2gH_0}}, \quad (3.83)$$

де $\mu_{\text{п}}$ - коефіцієнт витрати, для відгалужень - 0,62.

Загальна кількість отворів:

$$n_0 = 4 \sum f_0 / (\pi d_0^2), \quad (3.84)$$

де d_0 - діаметр отвору, $0,10 \dots 0,12 \text{ м}$.

Загальне число відгалужень на кожному фільтрі:

$$n_{\text{отв}} = 2 \cdot L / m \quad (3.85)$$

Таблиця 3.8 - Розрахункові параметри фільтрів із зернистим завантаженням

Фільтр	Параметри фільтруючої завантаження				Висота Шару, м	Швидкість фільтрування, м/год		Інтенсивність промивання, л/(м ² ·с)	Час промивки мін	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)	2	50-60	60-75
	Підтри-	2	5	-	0,15-0,2			Повітря (18-20)	10-12		
	Миючі	5	10	-	0,1-0,15			і вода (3-5)			
	Шари	10	20	-	0,1-0,15						
	- гравій	20	40	-	0,2-0,25			Вода (7)	6-8		
Одношаровий крупнозернист. с подачею води зверху вниз	Гранитн.	3	10	5,5	1,2	16	18	Повітря (16)	3	35-40	45-50
	Щебінь							Повітря (16)	4		
								і вода (10)			
								Вода (15)	3		
Двошаровий с подачею води зверху вниз	Антрацит	1,2	2	-	0,4-0,5	7-8	9-10	Вода (14-16)	10-12	60-70	70-80
	чи керам-	0,7	1,6	-	0,6-0,7						
	Зит	2	5	-	0,15-0,25						
	Пісок	5	10	-	0,1-0,15						
	Підтрим. шар-гравій	10	20	-	0,1-0,15						
Каркасно-засипний		0,8	1	-	0,9	10	15	Повітря (14-16)	5-7	70	70-80
								і вода (6-8)			
			1	40	-	1,08			Вода (14-16)	3	
		40	60	-	0,5						

Число отворів, що приходяться на кожне відгалуження:

$$n_o' = n_o / n_{отв} \quad (3.86)$$

Довжина кожного відгалуження, м:

$$l_{отв} = (B - d_{кол}) / 2 \quad (3.87)$$

Відстань між отворами, м:

$$l_o = l_{отв} / n_o' \quad (3.88)$$

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

Відстань між жолобами, м:

$$L_{ж} = B / n_{ж} \quad (3.89)$$

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

$$q_{ж} = Q_{пр} / n_{ж} \quad (3.90)$$

Ширина жолоба, м:

$$B_{ж} = k_{ж} \sqrt[5]{q_{ж}^2 / (1,57 + a_{ж})^3} \quad (3.91)$$

де $k_{ж}$ - коефіцієнт прийнятий рівним: для жолобів з напівкруглим

перетином - 2; для п'ятикутних жолобів - 2,1;

$a_{ж}$ - 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:

$$H_{ж} = 0,3 + H_3 \cdot a_3 / 100, \quad (3.92)$$

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 двошарової завантаженням
	0,7...0,8	0,8...1	1...1,2	
Відносне розширення, %	45	30	25	50

1.1 Ґрати

Ґрати встановлюють на очисних спорудженнях при надходженні на них стічних вод самопливом. Розрахунок ґрат виробляється на максимальний приплив стічних вод. У складі очисних споруджень варто передбачати ґрати із прозорами не більш 16 мм, зі стрижнями прямокутної чи форми решітки-дробарки.

Ґрати допускаються не передбачати у випадку подачі стічних вод на очисні спорудження насосами при установці перед насосами ґрат із прозорами не більш 16 мм чи решіток-дробарок, при цьому:

- довжина напірного трубопроводу не повинна перевищувати 500 м;
- у насосних станціях передбачається вивіз затриманих на ґратах покидьків.

Механізоване очищення ґрат від сміття і транспортування їх до дробарок повинні бути передбачені при кількості сміття $0,1 \text{ м}^3 / \text{сут}$ і більш. При меншій кількості сміття допускається установка ґрат з ручним очищенням.

Розрахунок ґрат

Число прозорів ґрат:

$$n = \frac{q_{\text{макс}}}{b \cdot h_1 \cdot V_{\text{ср}}} \cdot k_3, \quad (3.93)$$

де $q_{\text{макс}}$ – максимальна витрата стічних вод, $\text{м}^3/\text{с}$;

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

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

$V_{\text{ср}}$ – середня швидкість у прозорах ґрати, що рекомендується приймати рівної близько 1 м/с;

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

Ширина ґрат, м:

$$B_p = S \cdot (n - 1) + b \cdot n \quad (3.94)$$

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

Кількість ґрат:

$$N = B_p / B_1 \quad (3.95)$$

де B_1 – ширина одних ґрат, м.

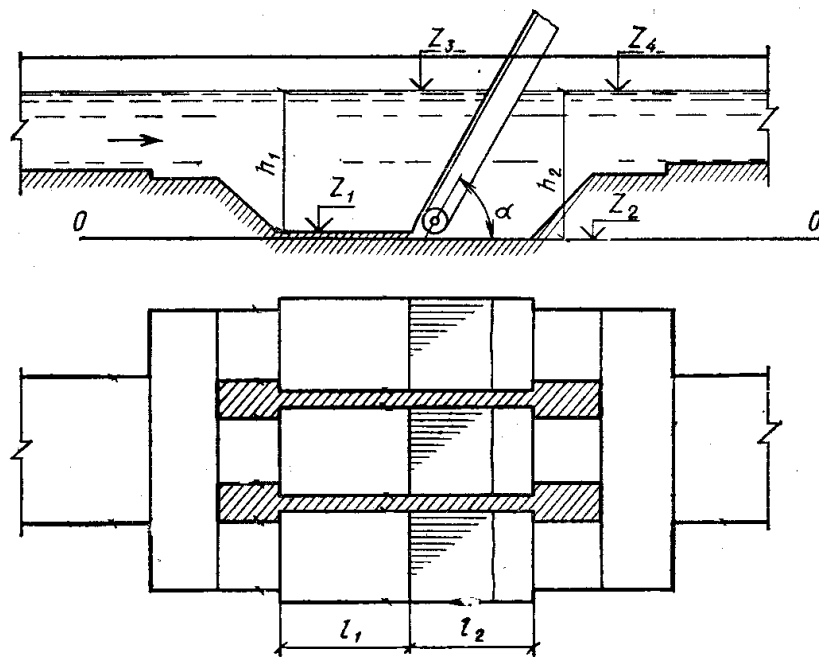


Рис.3.1 – Схема установки ґрат

Перевіряємо швидкість води в прозорах ґрат, м/с:

$$V_p = \frac{q \cdot k_3}{b \cdot h_1 \cdot n} \quad (3.97)$$

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 мал.1.1). 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:

$$Z_1 + \frac{P_1}{\gamma} + \frac{V_1^2}{2 \cdot g} = Z_2 + \frac{P_2}{\gamma} + \frac{V_2^2}{2 \cdot g} + h_M, \quad (3.98)$$

де h_M – місцеві втрати напору, м.

$$h_M = p \cdot \zeta \cdot \frac{V^2}{2 \cdot g}, \quad (3.99)$$

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 $p=3$.

$$\xi = \beta \cdot \left(\frac{S}{b}\right)^3 \cdot \sin \alpha, \quad (3.100)$$

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

α - кут нахилу 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.

Я якості реагентів для нейтралізації стічних вод, як правило, застосовують гідроксид 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.

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,
Гашене Вапно	0,76/1,32	1,01/0,92	0,59/1,7	0,62/1,62	
Кальцино-	1,08/0,93	1,45/0,69	0,84/1,19	0,88/1,14	

вана сода					під рисою-кислоти, г на 1 г луги
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

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

$$G = k_3 Q (a + b_1 C_1 + b_2 C_2 + \dots + b_n C_n) 100/B, \quad (4.2)$$

де C_1, C_2, \dots, C_n - концентрація металів у стічних водах, кг/м³;

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

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:

$$M = \frac{100 - B}{B} (a + b) + d + (e_1 + e_2 - 2), \quad (4.3)$$

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, %:

$$W_{oc} = \frac{10 \cdot M}{100 - \rho_{oc}}, \quad (4.4)$$

де ρ_{oc} - вологість осаду, %.

4.1.3 Вертикальний фільтр із нейтралізуючою завантаженням

Висота шару завантажувального матеріалу, см

$$H = K_{3.M.} \cdot d^N \cdot (3 + \lg b) \cdot \sqrt{V}, \quad (4.5)$$

де K_{3M} – 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.

$d_{\text{ФР}}$ – розмір зерен завантаження

Концентрація кислоти, г-екв/л:

$$b = a \cdot A, \quad (4.6)$$

де A – концентрація кислоти, г/л;

a – перекладний коефіцієнт, для сірчаної кислоти дорівнює 0,0204,

соляний - 0,0277, азотної – 0,0159, оцтової - 0,0167.

Площа фільтрації, м²:

$$F = \frac{Q}{V'}, \quad (4.7)$$

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

V' - швидкість фільтрації, м/с..

Витрата реагенту, т/сут:

$$M = \frac{m \cdot A \cdot Q}{1000}, \quad (4.8)$$

де m – коефіцієнт, що характеризує стехіометричне співвідношення

Фактична витрата доломіту, т/доб:

$$M_{\text{Ф}} = 1,5 \cdot M, \quad (4.9)$$

Тривалість роботи фільтра без перезавантаження, сут:

$$t = \frac{W}{M_{\text{Ф}}}, \quad (4.10)$$

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.

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

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

Таблиця 4.4 - 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

4.1.4 Реагентне господарство

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

$$W_p = \frac{Q \cdot n \cdot D_k}{10000 \cdot b_p \cdot \gamma}, \quad (4.5)$$

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, $\sim 1 \text{ т}/m^3$.

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

Місткість видаткових баків, м:

$$W = W_p \cdot b / b, \quad (4.6)$$

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

Кількість видаткових баків не менш двох.

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

Витрата стиснутого повітря в розчинних баках приймають рівним 8...10 л/(м²·с), у видаткових баках - 3...5 л/(м²·с). Швидкість виходу повітря зі спрямованих вниз отворів повинна складати 20...30 м/с, у трубах - 10...15 м/с.

Готування розчину з технічного поліакриламід у роблять у баках з механічними лопатевими мішалками. Обсяг видаткових баків для розчинів ПАА визначається виходячи з термінів збереження 0,7...1% розчинів не більш 15 доб., 0,3...0,6% розчинів - 7 доб. і 0,1...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...10 м³ води. Характеристики вапногасильних апаратів приведені в табл. 4.5.

Таблиця 4.5 - Технічна характеристика вапногасильних апаратів

Показники	Тип установки						
	С-322 лопасна	Термоме- ханічна безпе- реврна	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

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

Об'єм баків, м³:

$$W = \frac{Q \cdot n \cdot D_{\text{и}}}{10000 \cdot b_{\text{и}} \cdot \gamma}, \quad (4.7)$$

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. Склади повинні примикати до приміщення, де встановлені баки для готування розчинів реагентів.

Площа складу для сухого збереження реагентів, м²:

$$F_{\text{скл}} = \frac{Q \cdot D \cdot T \cdot \alpha}{10000 \cdot P_{\text{с}} \cdot \gamma \cdot h}, \quad (4.8)$$

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_с - 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:

$$h = \xi \cdot v^{2/2} g, \quad (4.9)$$

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 перерізу верхньої частини змішувача, m^2 :

$$F_B = Q_1 / v, \quad (4.10)$$

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:

$$D_{\Pi} = \sqrt{4F_B / \pi} \quad (4.11)$$

Висота конічної частини змішувача, м:

$$h = (D_{\Pi} - d_{\Pi}) / (2 \sin \alpha/2), \quad (4.12)$$

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:

$$V_K = \pi h (D_{\Pi}^2 + d_{\Pi}^2 + D_{\Pi} \cdot d_{\Pi}) / 12. \quad (4.13)$$

Обсяг змішувача, м³:

$$V_{CM} = Q_1 \cdot t / 60, \quad (4.14)$$

де t - час змішання, 1,2...2 хв.

Обсяг верхньої частини змішувача, м³:

$$V_B = V_{CM} - V_K. \quad (4.15)$$

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

$$h = V_B / F_B. \quad (4.16)$$

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

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

А її об'єм, м³:

$$V_H = h (B^2 + d^2 + B \cdot d) / 3. \quad (4.18)$$

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:

$$n_{\text{отв}} = 4Q_1 / (\pi d_{\text{отв}}^2 \cdot v_{\text{отв}}). \quad (4.19)$$

Отвори рівномірно розподіляються по периметру. Швидкість руху води в периферійному лотку $V_L = 0,6$ м/с, а ухил дна лотка $i = 0,02$.

4.1.5 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:

$$f_{к.х.} = Q_1 \cdot t_{к.х.} / (60 H_{к.х.}), \quad (4.20)$$

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

$t_{к.х.}$ - час перебування води в камері, 15...20 хв;

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

Діаметр камери хлоп'єутворення, м:

$$d_{к.х.} = \sqrt{4f_{к.х.} / \pi} \quad (4.21)$$

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

$$d_c = 1,13 \sqrt{Q_1 / (\mu_c \cdot v_c)}, \quad (4.22)$$

де μ_c - 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.

4.1.6 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/з	Концентрація шламу, г/м ³ , при часі ущільнення, ч			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:

$$F_{осв} = q \cdot k / 3,6v, \quad (4.23)$$

де q - витрата води, м³/год;

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

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

Площа зони відділення осаду, м²:

$$F_{\text{отд}} = q(1 - k) / 3,6v. \quad (4.24)$$

Загальна площа освітлювача, м²:

$$F = F_{\text{осв}} + F_{\text{отд}}. \quad (4.25)$$

Кількість освітлювачів:

$$N = F / F_1, \quad (4.26)$$

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:

$$W_{\text{ос}} = \frac{t_H q (C_H - C_K)}{N C_{\text{шл}}}, \quad (4.27)$$

де t - час накопичення осаду, не менш бгод при відсутності згущувачів,

і 2...3 години при наявності згущувачів;

$C_H, C_K, C_{\text{ш}}$ - 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 3м. 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:

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

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

Загальна довжина вікон з кожної сторони, м:

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

де $h_{\text{ок}}$ - висота вікон, 0,3...0,5 м.

Збір проясненої води з осадешітлювача 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:

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

Коефіцієнт гідравлічного опору:

$\zeta = 1 + 2,2/k_{\Pi}^2$ - для розподільної труби з отворами;

$\zeta = 3,3/k_{\Pi}^{1,8}$ - для збірної труби;

$\zeta = 3 + 3,2/k_{\Pi}^{1,7}$ - для збірного жолоба,

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:

$$W_K = \frac{24Q(\sum C_K^0 - \sum C_K^D)}{n_p E_p^K}, \quad (4.32)$$

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.

$$E_p^K = \alpha_K \cdot E_{\Pi}^K - k_C \cdot q_{OT} \sum C_K^{OT}, \quad (4.33)$$

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

E_{Π}^K - повна обмінна ємність катіоніту, г-екв/м³;

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

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

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

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

Площа катіонітових фільтрів, м²:

$$F_K = Q / V_{\Phi}, \quad (4.34)$$

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

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:

$$H_K = W_K / F_K. \quad (4.35)$$

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

Кількість фільтрів:

$$N = F_K / F_\Phi, \quad (4.36)$$

де F_Φ - площа одного фільтра, m^2 , по каталозі.

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

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

Таблиця 4.10 - Утрати напору в катіонітових фільтрах

Швидкість фільтрації, м/год	Утрати 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

Тривалість робочого циклу фільтра, ч:

$$t_\Phi = \frac{W_K \cdot E_P^K - q_{OT} \cdot W_K \sum C_K^{OT} \cdot k_H}{Q(\sum C_K^O - \sum C_K^D)}. \quad (4.37)$$

Інтенсивність подачі води на розпушення $q_{B3} = 3...4$ л/($m^2 \cdot c$), тривалість розпушення $t_{B3} = 0,25$ ч.

Витрата води на розпушення одного фільтра:

$$Q_{B3} = q_{B3} \cdot F_\Phi / t_{B3}. \quad (4.38)$$

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/ч.

Кількість води на відмивання, m^3 :

$$W_{OT} = q_{OT} \cdot W_K. \quad (4.39)$$

Час відмивання, ч:

$$t_{OT} = W_{OT} / (F_\Phi \cdot V_{OT}). \quad (4.40)$$

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:

$$W_{\text{АН}} = 24 \cdot Q \left(\sum C_{\text{А}}^{\text{О}} - \sum C_{\text{А}}^{\text{Д}} \right) / \left(n_{\text{Р}} \cdot E_{\text{Р}}^{\text{А}} \right), \quad (4.41)$$

де $\sum C_{\text{А}}^{\text{О}}$ - сумарна концентрація аніонів в оброблюваній воді, мг-екв/л;

$\sum C_{\text{А}}^{\text{Д}}$ - припустима сумарна концентрація аніонів в очищеній воді, мг-екв/л;

$E_{\text{Р}}^{\text{А}}$ - робоча обмінна ємність аніоніту, мг-екв/л:

$$E_{\text{Р}}^{\text{А}} = \alpha_{\text{А}} E_{\text{П}}^{\text{А}} - k_{\text{И}} q_{\text{ОТ}} \sum C_{\text{А}}^{\text{ОТ}}, \quad (4.42)$$

де $\alpha_{\text{А}}$ - коефіцієнт ефективності регенерації аніоніту, для слабоосновних аніонітів - 0,9;

$E_{\text{Р}}^{\text{А}}$ - повна обмінна ємність аніоніту, мг-екв/л;

$k_{\text{И}}$ - коефіцієнт, що враховує тип іоніту, для аніоніту - 0,8;

$q_{\text{ОТ}}$ - питома витрата води на відмивання аніоніту, 3...4 м³ на м³ смоли;

$\sum C_{\text{А}}^{\text{ОТ}}$ - сумарна концентрація аніонів в відмивній воді, мг-екв/л.

Площа фільтрації, м²:

$$F_{\text{А}} = 24 Q / (n t_{\Phi} V_{\Phi}), \quad (4.43)$$

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:

$$t_{\Phi} = \frac{24}{n_{\text{Р}} - (t_{\text{ВЗ}} + t_{\text{Р}} + t_{\text{ОТ}})}, \quad (4.44)$$

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

$t_{\text{Р}}$ - тривалість пропущення регенераційного розчину, виходячи з кількості розчину, що регенерує, і швидкості його пропущення $V_{\text{Р}} = 1,5...2$ м/год; орієнтовно 1,5 год;

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

Висота шару аніоніту:

$$H_{\text{а}} = W_{\text{А}} / F_{\text{А}}. \quad (4.45)$$

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

Кількість аніонітових фільтрів:

$$N = F_A / F_\Phi, \quad (4.46)$$

де F_Φ - площа одного фільтра, по каталозі.

Тривалість пропущення регенераційного розчину:

$$t = W_P / (V_P \cdot F_\Phi), \quad (4.47)$$

де W_P - обсяг регенераційного розчину, м³.

Обсяг регенераційного розчину, м³:

$$W_P = 1 \cdot 10^{-4} \cdot E_P^A \cdot M \cdot q_P \cdot W_A / (C_P N), \quad (4.48)$$

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 їдкого натру, кальцинованої соди чи аміаку.

Витрата води на відмивання, м³:

$$W_{OT} = q_{OT} \cdot W_A / N. \quad (4.49)$$

Час відмивання, год:

$$t_{OT} = W_{OT} / (V_{OT} \cdot F_\Phi), \quad (4.50)$$

Час фільтрації, год:

$$t_\Phi = \frac{24}{n_P - (t_{B3} + t_P + t_{OT})}. \quad (4.51)$$

Фактична швидкість фільтрації, м/год:

$$V_\Phi = 24 \cdot Q / (n_P \cdot t_\Phi \cdot F_A), \quad (4.52)$$

Аніонітові фільтри другої ступіні завантажують сильноосновним аніонітом. 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:

$$\alpha_C^n \cdot C_H \leq C_K, \quad (4.53)$$

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

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

α_C - коефіцієнт граничного зниження солевмісту .

$$\alpha_C = (100 - S_C) / 100, \quad (4.54)$$

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

Кількість одночасно працюючих апаратів у кожній ступіні:

$$N = 26,8 Q (C_{ВХ} - C_{ВЫХ}) / i F_M \eta n, \quad (4.55)$$

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.

Таблиця 4.11 - Оптимальна щільність струму при електродіалізі

Солевміст, г/л		15	7,5	2,5
Розрахункова щільність струму, А/див 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:

$$\frac{i_1}{i_2} = \frac{i_2}{i_3} = \dots = \frac{1}{\alpha_c} \quad (4.56)$$

$$i_1 = i$$

Напруга на електродах електродіалізних апаратів, У:

$$U = U_{\text{Э}} + n E_M + i F_M n r_{\text{яч}}, \quad (4.57)$$

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:

$$E_M = \varphi + \psi \lg(C_p/C_d), \quad (4.58)$$

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

$t, ^\circ\text{C}$	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:

$$C_d = (C_{\text{вх}} - C_{\text{вых}}) / 2,3 \lg(C_{\text{вх}}/C_{\text{вых}}) \quad (4.59)$$

- для циркуляційної установки:

$$C_d = (C_H - C_K) / 2,3 \lg(C_H/C_K) \quad (4.60)$$

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

Опір вічка, Ом:

$$r_{\text{яч}} = \frac{1}{F_M} \left(\frac{d\delta}{G_D} + \frac{d\delta}{G_P} + 2\rho \right), \quad (4.61)$$

де ρ - середній питомий поверхневий опір мембран, Ом·див²;

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 $t=18^{\circ}\text{C}$, $\text{Om}^{-1}\text{cm}^{-1}$:

$$G_{18} = 3^{\beta} / 8300, \quad (4.62)$$

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

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

Таблиця 4.13

$[\text{SO}_4^{2-}] / \Sigma A$	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 , $\text{Om}^{-1}\text{cm}^{-1}$:

$$G_t = G_{18} [1 + 0,02(t - 18)], \quad (4.63)$$

5 Обробка осадів стічних 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 відцентрової. При гравітаційному ущільненні процес йде в ущільнювачах, що представляють собою радіальний відстійник із пристроєм, що перемішує. Розрахунок ущільнювача ведеться на 3...24 години, у залежності від типу і властивостей осаду. Вологість ущільненого осаду складає 97...85%.

Процес ущільнення опадів, особливо при зміні 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:

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

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_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...10% розчином інгіброваної соляної кислоти. У процесі вакуум-фільтрування підтримується розрідження 40...65...65 КПа, при питомій витраті повітря 0,5 м³/(м² хв). Тиск повітря на отдувку осаду 20...30...30 КПа, 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_т – продуктивність по твердому (т/год); відношення Ж:Т в вихідній пульпі R_и й у згущеному продукті R_к; δ - щільність твердої фази пульпи (т/м³); Δ – щільність рідкої фази (т/м³).

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

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

$$S_{уд} = \frac{R_{и} - R_{к}}{V \cdot \Delta} \quad (5.2)$$

Загальна площа згушення S (м²) складе:

$$S = G_{т} \cdot S_{уд} \quad (5.3)$$

Тип згущувача вибирають по табл.5.1.

Таблиця 5.1 – Характеристика згущувачів

Марка згущувача	Діаметр чана, м	Глибина чана в центрі, м	Площа згушення, 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

6.1 Очищення стічних вод в аеротенках

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.

Розрахунок аеротенків.

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 - $BPK_{\text{полн}}$ надходить в аеротенк стічної води (з обліком зниження BPK при первинному відстоюванні), мг/л;

L_t - $BPK_{\text{полн}}$ очищеної води, мг/л;

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

S - зольність мулу, прийнята по табл. 4.1;

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. 4.1;

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

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;

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 Виробничі: А) нафтопереробних заводів:	85	33	0,625	0,07	0,3
І система	33	3	1,81	0,17	-
ІІ система	59	24	1,66	0,158	-
Б) азотної промисловості	140	6	2,4	1,11	-
В) заводів синтетичного каучуку	80	30	0,6	0,06	0,15
Г) целюлозно- паперової промисловості:					
Сульфатно- целюлозне виробництво	650	100	1,5	2	0,16
Сульфітно- целюлозне виробництво	700	90	1,6	2	0,17

Д) заводів штучного волокна (віскози)	90	35	0,7	0,27	-
Е) фабрик первинної обробки вовни:					
І ступінь	32	156	-	0,23	-
ІІ ступінь	6	33	-	0,2	-
Ж) дріжджових заводів	232	90	1,66	0,16	0,35
з) заводів органічного синтезу	83	200	1,7	0,27	-
И) мікробіологічної промисловості:					
Виробництво лізіна	280	28	1,67	0,17	0,15
біовита і вітаміцина	1720	167	1,5	0,98	0,12
к) свиновідкормлюючих комплексів:					
І ступінь	454	55	1,65	0,176	0,25
ІІ ступінь	15	72	1,68	0,171	0,3

Об'єм аеротенка, м³

$$W = Q_{\text{ср.ч}} \cdot t, \quad (6.4)$$

чи

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

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:

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

$a_{\text{аер}}$ – доза мулу в аеротенку.

При температурі стічної води T , відмінної від 15⁰С, 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

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:						
А) нафтопереробних заводів	-	120	70	80	120	160
Б) заводів синтетичного каучуку	-	100	40	70	100	130
В) комбінатів штучного волокна	-	300	200	250	280	400
Г) целюлозно-паперових комбінатів	-	220	150	170	200	220
Д) 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:

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

де a_p – доза в регенераторі

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

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, м³:

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

де Q – витрата стічних вод, м³/год.

Обсяг регенератора, м³:

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

Загальний обсяг аеротенка з регенератором, м³:

$$W_{\text{общ}} = W_a + W_p. \quad (6.17)$$

Відсоток регенерації:

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

Середня доза мулу в системі, г/л:

$$a_{\text{ср}} = \frac{a_{\text{аэр}} \cdot W_a + a_p \cdot W_p}{W_{\text{общ}}}. \quad (6.19)$$

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 $K_1 = 0,75$;

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
$J_{a,max}$ м ³ / (м ² · ГОД)	5	10	20	30	40	50	75	100

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

Таблиця 6.4

h_a , 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
$J_{a,min}$ м ³ / (м ² · ГОД)	48	42	38	32	28	24	4	3,5	3	2,5

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

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

тут T_{cp} – 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 $n_2 = 0,7$;

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

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

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

C_T – 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 2 мг/л.

Годинна витрата повітря, м³/год

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

Інтенсивність аерації м³/м²·год:

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

Кількість пластин:

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

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, м³:

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

де N – число секцій.

Площа однієї секції, м²:

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

де H - глибина аеротенка, м.

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

Довжина аеротенка, м:

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

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

Кількість фільтросних пластин, що приходяться на одну секцію:

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

ПЕРЕЛІК ЛІТЕРАТУРИ

1. С.В. Яковлев и др. Очистка производственных сточных вод. - М.: Стройиздат, 1985. - 330 с.
2. А.И. Жуков, И.Л. Монгайт, И.Д. Родзиллер. Методы очистки производственных сточных вод. - М.: Стройиздат, 1977. - 208 с.
3. С.В. Яковлев и др. Водоотводящие системы промышленных предприятий. - М.: Стройиздат, 1990. - 505 с.
4. Б.Л. Вахлер. Водоснабжение и водоотведение на металлургических предприятиях. - М.: Металлургия, 1971. - 320 с.
5. Защита водоемов от загрязнения сточными водами предприятий черной металлургии / Г.М. Левин и др. - М.: Металлургия, 1978. - 281 с.
6. Г.И Красавцев, Ю.И. Ильичев, А.И. Кошуба. Рациональное использование и защита водных ресурсов в черной металлургии. М.: Металлургия, 1989. - 285 с.
7. Очистка и контроль сточных вод на предприятиях цветной металлургии / Беймаханов Р.Д. и др. -М.: Металлургия, 1983. - 250 с.
8. Системы полного оборотного водоснабжения в цветной металлургии. - М.: Металлургия, 1982. - 280 с.
9. Водное хозяйство заводов черной металлургии / Н.Ф. Сериков и др. - 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. Канализация населенных мест и промышленных предприятий (Справочник проектировщика) / Н.И. Лихачев и др.; под ред. В.Н. Самохина. - М.: Стройиздат, 1981. - 639 с.
13. Ю.М. Ласков, Ю.В. Воронов, В.И. Калицун. Примеры расчетов канализационных сооружений. - 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.